POLITECNICO DI TORINO

I Facoltà di Ingegneria

Corso di Dottorato in Ingegneria per l'Ambiente e il Territorio

TESI DI DOTTORATO

Analisi analitico sperimentale dei trattamenti termici tradizionali ed innovativi per diverse matrici solide

Tutore

Prof. Giuseppe GENON

Candidata

Deborah PANEPINTO

Triennio 2009 - 2011

Sommario

ABSTRACT 12

INTRODUZIONE 14

TRATTAMENTI TERMICI 19

2.1 Generalità 19
2.2 Normativa di riferimento 22
2.2.1 D. Lgs. 133 / 2005 – la normativa in tema di incenerimento dei rifiuti 22
2.2.2 D. Lgs. 59/2005 – la normativa in materia di prevenzione e riduzione integrale dell'inquinamento (AIA – IPPC) 24
2.3 Definizione del flusso da inviare al trattamento termico 26
2.4 Incenerimento 27
2.4.1 Tecnologia: forno a griglia 28
2.4.2 Tecnologia: forno a letto fluido 32
2.4.3 Tecnologia: forno a tamburo rotante 35
2.4.4 Tecnologia: forno a piani multipli 37
2.5 Tecnologie alternative 37
2.5.1 Gassificazione 37
2.5.2 Pirolisi 40
2.5.3 I processi combinati 42
2.5.4 Tecnologia di gassificazione e pirolisi 43
2.6 Aspetti di recupero energetico 44
2.6.1 Recupero energetico da incenerimento 44
2.6.1.1 Generatore di vapore 44
2.6.1.2 Ciclo a vapore 46
2.6.2 Recupero energetico da gassificazione/pirolisi 48
2.6.2.1 Motori a combustione interna 54
2.6.2.2 Cicli combinati gas vapore 55
2.6.2.3 Celle a combustibile 56
2.6.3 Recupero energetico: confronto tra incenerimento e tecnologie innovative 57
2.7 Aspetti ambientali 58
2.7.1 Emissioni in atmosfera 59
2.7.2 Residui solidi 64

INCENERIMENTO 66

3.1 Stato dell'arte a livello internazionale e nazionale 66
3.2 Elaborazioni svolte 68
3.3 Incenerimento di rifiuti tal quali: il caso della Regione autonoma Valle d'Aosta 69
3.3.1 Soluzione studiata 71
3.3.2 Elaborazioni effettuate 72
3.3.2.1 Indagini preliminari 72

3.3.2.2 Aspetti caratteristici dell'impianto ... 74
3.3.3 Analisi e scelta della tecnologia ... 75
3.3.3.1 Sezione di combustione ... 75
3.3.3.2 Sezione di trattamento fumi ... 76
3.3.4 Localizzazione dell'impianto e impatti ambientali ... 76
3.3.4.1 Localizzazione dell'impianto ... 76
3.3.4.2 Impatti ambientali ... 77
3.4 Produzione energetica da biomasse: il caso del comune di Voltaggio ... 82
3.4.1 Impianto a biomassa ... 83
3.4.1.1 La caldaia ... 83
3.4.1.2 Abbattimento degli inquinanti nei fumi ... 85
3.4.2 Definizione della compatibilità ambientale ... 86
3.4.2.1 Bacino di utenza e volumetrie allacciabili ... 86
3.4.2.2 Definizione della potenza termica mediamente impegnata ... 87
3.4.2.3 Alimentazione combustibile caldaie ... 87
3.4.3 Elaborazioni di bilancio effettuate ... 88
3.4.3.1 Bilancio ambientale: considerazioni di partenza ... 88
3.4.3.2 Bilancio ambientale annuo su scala locale ... 89
3.4.3.3 Bilancio ambientale mensile su scala locale ... 91
3.4.3.4 Bilancio ambientale annuo con valore di fondo su scala locale ... 94
3.4.3.5 Bilancio della CO_2 ... 96
3.4.3.6 Bilancio ambientale: variazione della linea di depurazione fumi ... 97
3.4.4 Valutazione monetaria: considerazioni di partenza ... 98
3.4.4.1 Valutazione monetaria su scala locale e su scala globale ... 102
3.4.5 Carico inquinante al suolo: considerazioni di partenza ... 104
3.4.5.1 Carico inquinante totale al suolo ... 105
3.5 Incenerimento di fanghi di depurazione acque: il caso SMAT di Castiglione Torinese ... 107
3.5.1 La linea fanghi ... 107
3.5.2 Soluzioni alternative per lo smaltimento dei fanghi ... 108
3.5.3 Svolgimento e approccio metodologico ... 109
3.5.3.1 Determinazione del potere calorifico dei fanghi di depurazione ... 109
3.5.3.2 Determinazione della concentrazione di cloruri nei fanghi di depurazione ... 116
3.5.4 La proposta impiantistica ... 125
3.5.4.1 Trattamento termico dei fanghi ... 125
3.5.4.2 Principali caratteristiche tecniche dell'impianto ... 127
3.5.4.3 La linea di trattamento delle emissioni gassose ... 127
3.5.4.4 Valutazione economica ... 129

GASSIFICAZIONE E PIROLISI ... 131

4.1 Stato dell'arte a livello internazionale e nazionale ... 131
4.2 Elaborazioni svolte ... 136
4.3 Modello predittivo del processo di gassificazione ... 137
4.3.1 Stesura del modello ... 138
4.3.1.1 Calcolo del rendimento di gassificazione ... 142
4.3.1.2 Analisi di sensitività al variare della temperatura ... 143
4.3.1.3 Analisi di sensitività al variare della portata d'aria ... 145
4.3.2 Applicazione del modello al CDR ... 149
4.3.2.1 Analisi di sensitività al variare della temperatura ... 149
4.3.2.2 Analisi di sensitività al variare della portata d'aria ... 150
4.3.3 Confronto tra alimentazione RSU e alimentazione CDR ... 154
4.4 Modello predittivo di gassificazione: variazione dell'agente gassificante ... 156
4.4.1 Caso 1 – Agente ossidante: aria + 15 % di O_2 ... 156

4.4.2 Caso 2 – agente ossidante: aria + CO_2 166
4.4.3 Caso 3 – Agente gassificante: aria + vapore 173
4.5 Sviluppi futuri 180
4.5.1 Apparecchiatura di pirolisi 181
4.5.2 Descrizione delle prove 183

CONFRONTO TECNOLOGIE TRADIZIONALI – TECNOLOGIE INNOVATIVE 186

5.1 Introduzione 186
5.2 Aspetti energetici 187
5.3 Aspetti ambientali 189
5.3.1 Confronto relativo all'emissione/immissione di CO_2 193
5.3.2 CO_2: confronto incenerimento / gassificazione (agente gassificante: aria) 194
5.3.3 CO_2: confronto incenerimento / gassificazione al variare dell'agente gassificante 197
5.4 Aspetti economici 200
5.4.1 Esempio di valutazione economica 204
5.5 Considerazioni conclusive 205

CONFRONTO SCENARI DI TRATTAMENTO "SOLO TERMICI" - SCENARI DI TRATTAMENTO "TMB + TERMICI" 207

6.1 Introduzione 207
6.2 Trattamenti meccanico – biologici: aspetti generali 208
6.2.1 Digestione anaerobica 210
6.3 Descrizione del metodo di calcolo per la valutazione della CO_2 e del fabbisogno di discarica 211
6.3.1 Quantitativo di rifiuti 211
6.3.2 Calcolo della CO_2 prodotta 212
6.4 Calcolo dell'energia prodotta e della CO_2 evitata 214
6.5 Risultati del calcolo 216
6.6 Definizione della CO_2 biogenica 217
6.7 Aspetti economici 219
6.8 Considerazioni conclusive 220

CONCLUSIONI 224

7.1 Lavoro svolto 226
7.2 Risultati del lavoro svolto 228
7.3 Considerazioni conclusive 234

BIBLIOGRAFIA 236

APPENDICE 244

Lista delle figure

Capitolo 2 – Trattamenti termici

Fig. 2.1: Schema semplificativo relativo ai trattamenti termici
Fig. 2.2: Rappresentazione schematica dei processi di trattamento termico
Fig. 2.3: a) Valorizzazione energetica del flusso tal quale b) Proposizione di sistemi di separazione meccanica a valle della raccolta differenziata
Fig. 2.4: Schema di funzionamento del forno a griglia mobile
Fig. 2.5: Combustore a letto fluido bollente (in alto) e a letto fluido circolante (in basso)
Fig. 2.6: Schema di un impianto di gassificazione
Fig. 2.7: Reazioni di gassificazione e condizioni termodinamiche
Fig. 2.8: Considerazioni di equilibrio relative alle reazioni di gassificazione
Fig. 2.9: Schema di un impianto pirolitico
Fig. 2.10: Processi combinati di pirolisi/gassificazione
Fig. 2.11: Tipologie di reattori
Fig. 2.12: Campo di funzionamento del ciclo a spillamento
Fig. 2.13: Processi di conversione termica e prodotti
Fig. 2.14: Conversione del syngas in energia
Fig. 2.15: Confronto tra i diversi sistemi di recupero energetico utilizzati negli impianti di trattamento termico dei rifiuti
Fig. 2.16: Sistema OLGA
Fig. 2.17: Rappresentazione degli steps del processo
Fig. 2.18: schema processo OLGA
Fig. 2.19: Schema riciclo del tar
Fig. 2.20: Schema di un ciclo combinato gas-vapore (HRSG sta per "Heat Recovery Steam Generator" ossia "generatore di vapore per il recupero termico")
Fig. 2.21: Schema di flusso del modulo di produzione energia presso l'impianto SVZ
Fig. 2.22: Confronto tra sistema di produzione di energia tradizionale e sistema con cella a combustibile
Fig. 2.23: Potenziali efficienze nette di generazione elettrica. Confronto tra tecnologie alternative e incenerimento
Fig. 2.24: Efficienze di generazione elettrica degli impianti di trattamento termico dei rifiuti
Fig. 2.25: Valori tipici di emissione da impianti di incenerimento RU

Capitolo 3 - Incenerimento

Fig. 3.1: Descrizione del LFM. I rifiuti depositati vengono scavati e inviati ad un trattamento meccanico di cui sono indicati i passaggi principali
Fig. 3.2: Andamento della situazione prospettata in Italia
Fig. 3.3: Catena modellistica per le simulazioni di dispersione di inquinanti utilizzata
Fig. 3.4: Mappe di concentrazione media annua a diversa altezza dal suolo
Fig. 3.5: Mappe di concentrazione relative al valore medio giornaliero di deposizione secca.
Fig. 3.6: Mappe della deposizione umida del valore totale annuo
Fig. 3.7: Diagramma di carico della potenza elettrica e potenza termica
Fig. 3.8: Bilancio ambientale relativo all'ipotesi 1(sinistra), incremento percentuale di carico inquinante in seguito all'entrata in funzione dell'impianto (destra)
Fig. 3.9: Bilancio ambientale relativo all'ipotesi 2 (sinistra). Incremento percentuale di carico inquinante in seguito all'entrata in funzione dell'impianto (destra)
Fig. 3.10: Bilancio ambientale relativo all'ipotesi 3 (sinistra). Incremento percentuale di carico inquinante in seguito all'entrata in funzione dell'impianto (destra)
Fig. 3.11: Bilancio ambientale relativo all'ipotesi 4 (sinistra). Incremento percentuale di carico inquinante in seguito all'entrata in funzione dell'impianto (destra)

Fig. 3.12: Ripartizione mensile del fabbisogno termico [%]
Fig. 3.13: Bilancio ambientale mensile relativo all'ipotesi 1 (sinistra). Incremento percentuale di carico inquinante in seguito all'entrata in funzione dell'impianto (destra)
Fig. 3.14: Bilancio ambientale mensile relativo all'ipotesi 2 (sinistra).Incremento percentuale di carico inquinante in seguito all'entrata in funzione dell'impianto (destra)
Fig. 3.15: Bilancio ambientale mensile relativo all'ipotesi 3 (sinistra). Incremento percentuale di carico inquinante in seguito all'entrata in funzione dell'impianto (destra)
Fig. 3.16: Bilancio ambientale mensile relativo all'ipotesi 4 (sinistra). Incremento percentuale di carico inquinante in seguito all'entrata in funzione dell'impianto (destra)
Fig. 3.17: Contributi emissivi suddivisi per fonti di emissione
Fig. 3.18: Bilancio ambientale relativo all'ipotesi 1(sinistra). Incremento percentuale di carico inquinante in seguito all'entrata in funzione dell'impianto (destra)
Fig. 3.19: Bilancio ambientale relativo all'ipotesi 2 (sinistra). Incremento percentuale di carico inquinante in seguito all'entrata in funzione dell'impianto (destra)
Fig. 3.20: Bilancio ambientale relativo all'ipotesi 3 (sinistra). Incremento percentuale di carico inquinante in seguito all'entrata in funzione dell'impianto (destra)
Fig. 3.21: Bilancio ambientale relativo all'ipotesi 4 (sinistra). Incremento percentuale di carico inquinante in seguito all'entrata in funzione dell'impianto (destra).
Fig. 3.22: Bilancio ambientale su scala locale tra i vari sistemi di abbattimento adottati (sinistra). Bilancio ambientale su scala globale tra i vari sistemi di abbattimento adottati (destra)
Fig. 3.23: principali fasi della metodologia. Esempio per gli inquinanti atmosferici
Fig. 3.24: Costi esterni per ogni tipo di inquinante. Le barre indicano il 68% di intervallo di confidenza su una scala logaritmica, essi sono simmetrici attorno alla mediana. Le barre bianche indicano la media che è più grande della mediana. La curva grigia indica la probabilità che il vero costo sia al di sopra di un valore determinato
Fig. 3.25: Valutazione monetaria su scala locale, ipotesi di cogenerazione
Fig. 3.26: Valutazione monetaria su scala globale, ipotesi di cogenerazione
Fig. 3.27: Concentrazioni medie annuali totali delle polveri (a); degli ossidi di azoto, sistema SNCR (b); degli ossidi di azoto, sistema SCR (c); degli ossidi di zolfo (d)
Fig. 3.28: Fase di riscaldamento
Fig. 3.29: Fase di raffreddamento
Fig. 3.30: Schema di funzionamento dello spettrofotometro a doppio raggio
Fig. 3.31: Sistema di assorbimento per gorgogliamento
Fig. 3.32: Schema dell'impianto proposto

Capitolo 4 – Gassificazione e pirolisi

Fig. 4.1: Rappresentazione schematica di un impianto di gassificazione
Fig. 4.2: Variazione della temperatura al variare della portata d'aria
Fig. 4.3: Variazione della composizione del syngas al variare della portata d'aria
Fig. 4.4: Variazione del volume di syngas al variare della portata d'aria
Fig. 4.5: Variazione del potere calorifico inferiore al variare della portata d'aria
Fig. 4.6: Variazione del rendimento di gassificazione al variare della portata d'aria
Fig. 4.7: Variazione della temperatura al variare della portata d'aria
Fig. 4.8: Variazione della composizione del syngas al variare della portata d'aria
Fig. 4.9: Variazione del volume di syngas al variare della portata d'aria
Fig. 4.10: Variazione del potere calorifico inferiore al variare della portata d'aria
Fig. 4.11: Variazione del rendimento di gassificazione al variare della portata d'aria
Fig. 4.12: Rendimento di gassificazione in funzione della temperatura e del tipo di alimentazione
Fig. 4.13: Variazione dei parametri analizzati
Fig. 4.14: Variazione dei parametri analizzati
Fig. 4.15: Variazione dei parametri analizzati
Fig. 4.16: Rendimento al variare della temperatura per i tre casi studiati

Fig. 4.17: Andamento degli elementi costituenti il syngas al variare della temperatura
Fig. 4.18: Variazione dei parametri analizzati
Fig. 4.19: Andamento degli elementi costituenti il syngas al variare della temperatura
Fig. 4.20: Variazione dei parametri analizzati
Fig. 4.21: Andamento degli elementi costituenti il syngas al variare della temperatura
Fig. 4.22: Variazione dei parametri analizzati
Fig. 4.23: Andamento degli elementi costituenti il syngas al variare della temperatura
Fig. 4.24: Variazione dei parametri analizzati
Fig. 4.25: Andamento degli elementi costituenti il syngas al variare della temperatura
Fig. 4.26: Organizzazione dell'apparecchiatura sperimentale
Fig. 4.27: Posizionamento delle termocoppie
Fig. 4.28: **a)** Configurazione dell'apparecchiatura sperimentale per test con misure del gas e del tar (1, capsula; 2, condensatore; 3, entrata della termocoppia), **b)** Configurazione dell'apparecchiatura sperimentale per test con misura del peso perso (1, capsula; 2, bilancia; 3, termocoppie; 4, sfiato)
Fig. 4.29: **a)** Esempio di campione di pellet creato (50 % PE, 25 % carta, 25 % legno) **b)** Char residuale dopo pirolisi

Capitolo 5 – Confronto tecnologie tradizionali – tecnologie innovative

Fig. 5.1: Efficienza di conversione termica e efficienza di generazione elettrica per differenti processi e cicli termodinamici. SC sta per ciclo a vapore, GE per motore a gas, CCGT per ciclo combinato; COM è combustione, GAS è gassificazione, PYR è pirolisi, MWth è l'input termico all'impianto
Fig. 5.2: Confronto incenerimento gassificazione
Fig. 5.3: a) Costi di investimento di impianti di incenerimento convenzionali b) Costi di investimento di impianti a tecnologia innovativa
Fig. 5.4: Principali aree di ricerca e sviluppo per le tecnologie di gassificazione (rielaborato da Stiegel e Maxwell, 2001)

Capitolo 6 – Confronto scenari di trattamento "solo termici" – scenari di trattamento "TMB + termici"

Fig. 6.1: Schema di principio della configurazione a flusso unico e a flusso separato [Elaborazione ENEA]
Fig. 6.2: Principali caratteristiche della digestione anaerobica

Lista delle tabelle

Capitolo 2 – Trattamenti termici

Tabella 2.1: Confronto tra combustione, gassificazione e pirolisi
Tabella 2.2: Valori limite di emissione da normativa e da BAT
Tabella 2.3: Valori dei principali parametri dei forni a griglia
Tabella 2.4: Parametri di progetto e condizioni operative
Tabella 2.5: Parametri di progetto e condizioni operative
Tabella 2.6: Principali processi combinati
Tabella 2.7: Caratteristiche richieste per il syngas per il suo utilizzo nei diversi sistemi di recupero energetico
Tabella 2.8: Migliori tecnologie di rimozione delle polveri (Best Available Techiniques)
Tabella 2.9: Migliori tecnologie di rimozione dei gas acidi (Best Available Techiniques)
Tabella 2.10: Migliori tecnologie di rimozione dei PCDD/F (Best Available Techiniques)
Tabella 2.11: Migliori tecnologie di rimozione del mercurio (Best Available Techiniques)
Tabella 2.12: Migliori tecnologie di rimozione degli NOx (Best Available Techiniques)
Tabella 2.13: Migliori tecnologie di rimozione di iodio e bromo (Best Available Techiniques)

Capitolo 3 - Incenerimento

Tabella 3.1: Incenerimento dei rifiuti urbani nell'UE 27, anni 2001 – 2009 (1.000 t)
Tabella 3.2: Numero impianti di incenerimento operativi in Italia, anni 2000 – 2009
Tabella 3.3: Rifiuti avviati a termovalorizzazione
Tabella 3.4: Caratteristiche merceologiche della frazione "rifiuti freschi"
Tabella 3.5: Caratteristiche merceologiche della frazione rifiuti da bonifica
Tabella 3.6: Principali caratteristiche dell'impianto proposto
Tabella 3.7: Principali tecnologie di incenerimento esistenti sul mercato
Tabella 3.8: Pesi percentuali
Tabella 3.9: Caratteristiche tecniche della caldaia
Tabella 3.10: Prestazioni termodinamiche dell'impianto
Tabella 3.11: Concentrazioni inquinanti in uscita dall'impianto
Tabella 3.12: Bacino di utenza comune di Voltaggio
Tabella 3.13: Volumetrie allacciabili alla rete di teleriscaldamento
Tabella 3.14: Definizione della potenza termica mediamente impegnata
Tabella 3.15: Definizione dell'alimentazione delle caldaie e della potenza termica soddisfatta
Tabella 3.16: Fattori di emissione combustibile metano
Tabella 3.17: Fattori di emissione combustibile legno
Tabella 3.18: Ripartizione mensile del fabbisogno termico [ore/mese]
Tabella 3.19: Parametri in ingresso del modello ISC3 per le sorgenti puntuali
Tabella 3.20: Portata di emissione degli inquinanti
Tabella 3.21: Portate media in ingresso all'impianto SMAT
Tabella 3.22: Caratteristiche dei digestori anaerobici
Tabella 3.23: Condizionamento dei fanghi alle filtropresse
Tabella 3.24: Risultati delle prove sui fanghi essiccati
Tabella 3.25: Dati di caratterizzazione e di pci dei fanghi essiccati
Tabella 3.26: Dati relativi ai campioni di fango filtropressato
Tabella 3.27: Dati relativi ai campioni di fango centrifugato
Tabella 3.28: Concentrazione di ioni cloro nei campioni di fango, valori medi dei risultati analitici
Tabella 3.29: Concentrazione di cloruri nei fumi e nei residui della bomba di Mahler, valori medi dei risultati analitici
Tabella 3.30: Quantitativi di fanghi e loro caratterizzazione chimica
Tabella 3.31: Dati tecnici dell'impianto di incenerimento

Tabella 3.32: Valori limite di emissione in atmosfera
Tabella 3.33: Valori misurati nel corso di test eseguiti
Tabella 3.34: Risultati della valutazione economica (impianto ad una sola linea)
Tabella 3.35: Risultati della valutazione economica (impianto a due linee)

Capitolo 4 – Gassificazione e pirolisi

Tabella 4.1: Impianti di trattamento termico dei rifiuti urbani basati su tecnologia alternativa all'incenerimento
Tabella 4.2: I 10 maggiori impianti di gassificazione/pirolisi al mondo
Tabella 4.3: Impianti di gassificazione e pirolisi presenti in Italia nel 2001
Tabella 4.4: Composizione merceologica del rifiuto solido urbano
Tabella 4.5: caratteristiche merceologiche del combustibile derivato da rifiuto
Tabella 4.6: Incognite del sistema
Tabella 4.7: Valori numerici per il calcolo delle costanti di equilibrio
Tabella 4.8: Possibili valori del rapporto tra volume del syngas e massa dei rifiuti
Tabella 4.9: Composizione del syngas prodotto da 1kg di rifiuti in percentuale
Tabella 4.10: Potere calorifico inferiore dei fumi
Tabella 4.11: Calore sensibile del syngas
Tabella 4.12: Costanti di equilibrio al variare della temperatura
Tabella 4.13: Calori specifici al variare della temperatura
Tabella 4.14: Soluzione del sistema al variare della temperatura
Tabella 4.15: Composizione di syngas e aria al variare della temperatura
Tabella 4.16: Contenuto termico dei fumi al variare della temperatura
Tabella 4.17: Rendimento di gassificazione al variare della temperatura
Tabella 4.18: Variazione della temperatura al variare della portata d'aria
Tabella 4.19: Variazione della composizione del syngas al variare della portata d'aria
Tabella 4.20: Variazione del potere calorifico inferiore al variare della portata d'aria
Tabella 4.21: Variazione del rendimento di gassificazione al variare della portata d'aria
Tabella 4.22: Costante di equilibrio al variare della temperatura
Tabella 4.23: Soluzione del sistema al variare della temperatura
Tabella 4.24: Composizione di syngas e aria al variare della temperatura
Tabella 4.25: Contenuto termico dei fumi al variare della temperatura
Tabella 4.26: Rendimento di gassificazione al variare della temperatura
Tabella 4.27: Variazione della temperatura al variare della portata d'aria
Tabella 4.28: Variazione della composizione del syngas al variare della portata d'aria
Tabella 4.29: Variazione del potere calorifico inferiore al variare della portata d'aria
Tabella 4.30: Variazione del rendimento di gassificazione al variare della portata d'aria
Tabella 4.31: Variazione dei parametri del syngas per portate d'aria fissate
Tabella 4.32: Composizione percentuale del syngas per rifiuto tal quale e CDR
Tabella 4.33: Soluzione del sistema per una temperatura di 1.073,15K
Tabella 4.34: Composizione del syngas in uscita dal gassificatore
Tabella 4.35: Composizione di syngas e aria in Nm^3/kg di rifiuto
Tabella 4.36: Composizione degli scarti della gassificazione a 800°C
Tabella 4.37: Tabella riassuntiva dei valori ottenuti con T=1000 °C
Tabella 4.38: Tabella riassuntiva dei valori ottenuti con T=1200 °C
Tabella 4.39: Tabella riassuntiva dei valori ottenuti per T=800 °C
Tabella 4.40: Tabella riassuntiva dei valori ottenuti per T=1000 °C
Tabella 4.41: Tabella riassuntiva dei valori ottenuti per T=1200 °C
Tabella 4.42: Tabella riassuntiva dei valori ottenuti per T=800 °C
Tabella 4.43: Tabella riassuntiva dei valori ottenuti per T=1000 °C
Tabella 4.44: Tabella riassuntiva dei valori ottenuti per T=1200 °C
Tabella 4.45: Soluzione del sistema per una temperatura di 1.073,15K

Tabella 4.46: Tabella riassuntiva dei valori ottenuti per T=800 °C
Tabella 4.47: Tabella riassuntiva dei valori ottenuti per T=1000 °C
Tabella 4.48: Tabella riassuntiva dei valori ottenuti per T=1200 °C
Tabella 4.49: Soluzione del sistema per una temperatura di 1.073,15K
Tabella 4.50: Tabella riassuntiva dei valori ottenuti per T=800 °C
Tabella 4.51: Tabella riassuntiva dei valori ottenuti per T=1000 °C
Tabella 4.52: Tabella riassuntiva dei valori ottenuti per T=1200 °C
Tabella 4.53: Soluzione del sistema per una temperatura di 1.073,15K
Tabella 4.54: Tabella riassuntiva dei valori ottenuti per T=800 °C
Tabella 4.55: Tabella riassuntiva dei valori ottenuti per T=1000 °C
Tabella 4.56: Tabella riassuntiva dei valori ottenuti per T=1200 °C
Tabella 4.57: Soluzione del sistema per una temperatura di 1.073,15K
Tabella 4.58: Tabella riassuntiva dei valori ottenuti per T=800 °C
Tabella 4.59: Tabella riassuntiva dei valori ottenuti per T=1000 °C
Tabella 4.60: Tabella riassuntiva dei valori ottenuti per T=1200 °C

Capitolo 5 – Confronto tecnologie tradizionali – tecnologie innovative

Tabella 5.1: Primo confronto tecnologie tradizionali / tecnologie innovative
Tabella 5.2: Efficienza termica ed elettrica per differenti processi termici di conversione dei rifiuti
Tabella 5.3: Caratteristiche ambientali dei principali sistemi di trattamento termico. Tutti i processi utilizzano per il recupero energetico un ciclo a vapore. Tutte le concentrazioni sono riferite ad un gas secco con un contenuto di O_2 pari all'11%. PYR sta per pirolisi, GAS per gassificazione, COM per combustione.
Tabella 5.4: Performance energetiche ed ambientali della combustione diretta e della pirolisi/gassificazione di RSU. Il syngas è recuperato mediante un motore a gas equipaggiato con sistema SCR e ossidazione catalitica
Tabella 5.5: Tonnellate di CO_2 emesse riferite alla produzione elettrica, termica e totale (caso: gassificazione)
Tabella 5.6: Produzione di energia elettrica al variare della temperatura
Tabella 5.7: Produzione di energia termica al variare della temperatura
Tabella 5.8: Fattore di emissione espresso in tCO_2/MWh (caso gassificazione)
Tabella 5.9: Tonnellate di CO_2 emesse riferite alla produzione elettrica, termica e totale (caso: incenerimento)
Tabella 5.10: Confronto tra gassificazione ed incenerimento
Tabella 5.11: Confronto tra gassificazione ed incenerimento
Tabella 5.12: Potenza termica al variare della temperatura
Tabella 5.13: Produzione di energia elettrica e termica al variare della temperatura
Tabella 5.14: Fattori di emissione
Tabella 5.15: Confronto tra gassificazione ed incenerimento
Tabella 5.16: Ripartizione delle voci di costo
Tabella 5.17: Costi di investimento ed energia elettrica netta ottenibile per diverse taglie di inceneritori
Tabella 5.18: Costi di investimento ed energia elettrica netta ottenibile per diverse taglie di impianti a tecnologia innovativa
Tabella 5.19: Ripartizione tra le varie voci del costo di gestione
Tabella 5.20: Costi di gestione per diverse taglie di impianti a tecnologia innovativa
Tabella 5.21: Costi indicativi di investimento e di esercizio
Tabella 5.22: Risultati valutazione economica impianto di gassificazione ad una sola linea

Capitolo 6 – Confronto scenari di trattamento "solo termici" – scenari di trattamento "TMB + termici"

Tabella 6.1: Caratterizzazione dei 4 scenari
Tabella 6.2: Composizione merceologica del rifiuto
Tabella 6.3: Separazione meccanica per processo dry
Tabella 6.4: Separazione meccanica per processo wet
Tabella 6.5: Quantitativi in ingresso
Tabella 6.6: Composizione merceologica frazioni umido e secco (digestione anaerobica dry)
Tabella 6.7: Composizione merceologica frazioni umido+carta e secco (digestione anaerobica wet)
Tabella 6.8: Composizione percentuale del biogas
Tabella 6.9: Produzione di biogas per le varie tecnologie
Tabella 6.10: Parametri utilizzati per il calcolo dell'energia prodotta da incenerimento e gassificazione
Tabella 6.11: Parametri utilizzati per il calcolo dell'energia prodotta da digestione anaerobica
Tabella 6.12: Potenza termica al netto delle perdite termiche
Tabella 6.13: Parametri utilizzati nel calcolo della CO_2 evitata
Tabella 6.14: Bilancio della CO_2
Tabella 6.15: Fabbisogno impiantistico di discarica
Tabella 6.16: Parametri utilizzati per il calcolo dell'energia prodotta da incenerimento e gassificazione
Tabella 6.17: Valutazione di massima di costi e ricavi relativamente ai 4 scenari

ABSTRACT

The national and international situation for the definition of integrated systems for the treatment and the final destination of solid wastes presents, today, a significant affirmation of separate collection system aimed to the creation of processes and plants for the reuse and production of secondary materials.

Downstream of this, there is, anyway, an important flow of waste that is collected without differentiation; to this flux the rejects deriving from the recycle operations must necessarily be added, and for this resulting flux it is necessary to individuate suitable prospects for disposal. This obtained flow in comparison with the gross waste production is a large percentage; from the point of view of quality, it has a composition deprived of the fractions that more easily can be recovered (metal, glass, organic waste find an appropriate valorization after upstream pre - selection), and it can be considered as constituted of a dry combustible fraction, a wet organic fraction and a substantially inert mineral fraction.

In account of the composition and also of the ever increasing interest for the production of energy from non fossil sources, this fraction must be sent to an energetic valorization (by using direct combustion systems, in traditional incineration, or by using innovative systems of gasification); the purpose of this destination relies in the possibility, together with a convenient disposal, to simultaneously produce sustainable energy to be used in the individuated area.

On the basis of this general perspective the aim of this work is a careful analysis of the thermal treatment systems for municipal solid wastes, but also for other matrices such as, in particular, biomasses (chiefly wood biomasses) and sludges deriving from wastewater treatment plant, that can also be considered for thermal use. The study is aimed to the analysis both of conventional thermal treatments (direct combustion in incineration plant) and also innovative solutions (especially gasification plants). For this purpose, after a thorough analysis of the scientific literature that allowed the reconstruction of a solid theoretical and technological reference base, and also a careful analysis of the practical real scale implementation state of the art, the different technologies for thermal treatment have been were analyzed in detail, both from an analytical and from an experimental point of view.

From the point of view of the conventional, more diffused, thermal technologies we evaluated the performances and environmental effects of these treatments on the three different types of materials. In order to define plant conditions, effects on the quality of receiving context and environmental impact, an analysis of each realization has been performed from the operating scheme until to the environmental effects: the used tools were, in succession, the mass and energy balances to define the plant operating conditions, the tool of externalities and the application of different pollutant dispersion models (ISC3 Short Term and SPRAY) to establish air quality modifications.

For a correct mass balance definition, in some cases a deeper knowledge of the original treated material was required, and in these cases it has been necessary to perform laboratory tests (by using analysis instruments as the Mahler bomb calorimeter, the ionic spectrophotometer and more in general by using the instrument of titration).

A different approach was required to study innovative technologies, gasification in particular. In this case, in the lack of enough informations about the process parameters, we developed a predictive calculation model, that is based on the evaluation of the mass and energy balances and the chemical homogeneous gas phase equilibria able to regulate the development of the process. This model allows to estimate the quantitative and qualitative production of the syngas, and from this the energy yield of the process. We tested the model by considering a feed composed by MSW (municipal solid waste) and an RDF (refuse derived fuel) alimentation. We also evaluated the effects on results of different qualities of gasifying agent (air, air enriched with oxygen, air enriched with carbon dioxide and air enriched with steam).

On the basis of the calculated results and also taking into account the general informations about the more consolidated conventional technologies we have also conducted a comparison, from energetic, environmental and economic point of view, between traditional and innovative thermal treatments.

By taking also in account the real possibilities of implementation of these systems, in the final chapter we conducted a comparison among scenarios of waste management dedicated to residual wastes with and without a specific downstream separation stage that, with a mechanical separation, is able to produce three flows: a dry combustible flow, a wet organic flow and an inert flow, with different destinations.

On the basis of the so indicated general scheme of the thesis, in the following we report the most important aspects of the obtained results:

- through the reconstructed study of performances and a careful literature analysis, it was possible to arrive to a general and full bibliographic review concerning thermal treatments;
- from a point of view of the more conventional incineration processes:
    - a preliminary and operative scheme has been defined as concerns the choice and the verification of the correct technology for thermal treatment of MSW;
    - it has been constructed and assessed an evaluation procedure able to define the environmental compatibility of biomass and other plants;
    - a laboratory system of definition of the characteristics of the treated waste in some cases has been considered as convenient and propositive (as for example the definition of the chlorine content in sewage sludge); this aspect can be considered as an important step in the definition of planning the plant scheme.
- from a point of view of the innovative processes (in particular gasification) we developed and verified a predictive calculation model for the gasification process;
- from a point of view of the comparison between traditional and innovative processes the main differences among the systems have been estimated by analyzed analytical laboratory tests and mass and energy balances;
- from the point of view of the comparison between completely thermal scenarios for waste management and scenarios where also MBT procedures are considered it was individuated a procedure for the evaluation and the comparison of these scenarios from the point of view of the environmental impact and also with the aim of the evaluation of the economic aspects.

INTRODUZIONE

La situazione sia nazionale sia internazionale per la definizione del sistema integrato di trattamento e destinazione finale dei rifiuti solidi urbani vede, oggigiorno, pur tra cospicue differenze tra regioni e territori più avanzati ed altri più lenti nelle prospettive di adeguamento, una significativa affermazione del sistema di raccolta differenziata finalizzata alla realizzazione di sistemi di riuso e produzione di materiali secondari.

A valle di ciò, esiste tuttavia un flusso importante di rifiuto raccolto in modo indifferenziato, cui devono necessariamente aggiungersi i rigetti dalla filiera di valorizzazione del differenziato, il quale deve trovare idonee prospettive di smaltimento. Tale flusso, che rispetto alla produzione lorda del rifiuto è comunque una percentuale cospicua, ha una composizione che risulta privata delle frazioni meglio valorizzabili (metallo, vetro, frazione organica compostabile trovano idoneamente una valorizzazione nella preselezione a monte), e che appare costituita fondamentalmente da una frazione combustibile, una frazione organica umida, una frazione minerale sostanzialmente inerte.

Vista tale composizione, e visto l'interesse per la produzione di energia di tipo termico e termoelettrico da fonti non fossili, si potrebbe prospettare una valorizzazione energetica di questa frazione, con il duplice obiettivo di dare uno sbocco al flusso raccolto, e contemporaneamente di produrre, in maniera ambientalmente compatibile, energia da destinare alla valorizzazione sul territorio.

Una prima scelta che appare oggi molto dibattuta è quella tra la valorizzazione energetica del flusso così come sopra individuato, o invece la proposizione di sistemi di separazione meccanica a valle della raccolta, sistemi che appaiono finalizzati sostanzialmente ad individuare tre frazioni, una combustibile (il cosiddetto CDR, combustibile derivato da rifiuto), la frazione umida (per la quale, con ipotesi di stabilizzazione biologica anaerobica si proporrebbero pure prospettive di valorizzazione energetica indiretta), ed infine una frazione minerale, per la quale non paiono percorribili strade diverse rispetto alla immissione in discarica.

Tra le due alternative sopra riportate, la prima è certamente quella oggi più diffusa, sia in Italia sia nella parte più tecnologicamente attrezzata dell'Europa, per motivi di semplicità, di convenienza economica, di liberazione dalle problematiche di flussi secondari al di fuori di quello delle ceneri; sulla seconda si appuntano oggi attenzioni ed ipotesi di sviluppo sempre più importanti, in quanto ritenuta più ambientalmente compatibile, meno impattante sul territorio in termini di infrastrutture necessarie, più orientata nel senso di sviluppo di sinergie con altre strutture impiantistiche già presenti sul territorio.

Capitolo 1 – Introduzione

La soluzione largamente più diffusa per la valorizzazione energetica dei rifiuti solidi urbani è la combustione diretta in forni a griglia. Pregio del sistema è la sua assoluta affidabilità di funzionamento, la notevole robustezza prestazionale anche nei confronti di un materiale di composizione variabile come il rifiuto urbano, la presenza di buone prestazioni per quanto concerne il recupero energetico.

Il sistema sta attualmente subendo una evoluzione particolarmente per quanto riguarda la sezione del recupero energetico e quella destinata al trattamento delle emissioni.

Per quanto riguarda la prima, si è in presenza di un rifiuto di partenza che presenta un potere calorifico sempre più alto, per la naturale evoluzione qualitativa nella produzione del rifiuto, e per le procedure di raccolta differenziata del metallo, del vetro e dell'organico, ed anche per la prospettiva sopraccennata di un pretrattamento del rifiuto prima dell'immissione nel forno di combustione; in questa situazione la sollecitazione termica nella camera di combustione cresce, per cui debbono essere adottate soluzioni impiantistiche specifiche (raffreddamento della griglia, scambiatori nelle pareti del forno) per contenere e sfruttare l'effetto termico.

Per altro verso è certamente in fase di sviluppo la sezione di recupero energetico (incremento della pressione del ciclo a vapore e conseguentemente maggiore recupero energetico, adozione di soluzioni di cogenerazione) al fine di migliorare le prestazioni termotecniche del processo, oggi ancora abbastanza distanti da quelle di sistemi termoelettrici operanti a combustibile convenzionale.

Circa il trattamento delle emissioni, le attuali soluzioni impiantistiche e processistiche per la rimozione degli inquinanti sono idonee a contenere l'impatto entro limiti allineati alle prestazioni richieste dalle normative nazionali ed europee, ed a generare un flusso inquinante residuo compatibile con gli attuali obiettivi per la tutela della qualità dell'aria. Specialmente con sistemi di cogenerazione, tenendo conto dell'impatto evitato grazie ai sistemi termici sostituiti dall'impianto di incenerimento realizzato (caldaie domestiche, impianti di generazione elettrica), è possibile ottenere un bilancio ambientale non negativo (una situazione d'impatto non peggiore, e per determinate aree migliore, di quella preesistente all'impianto). Nell'ambito dei problemi di contenimento, esistono due argomenti che tuttora sono in fase di sviluppo relativamente alla ricerca di migliori soluzioni, innovative rispetto alle prestazioni attuali non ottimali: si tratta del problema delle emissioni di ossidi di azoto, e della individuazione di una corretta destinazione per le ceneri di fondo.

Per quanto riguarda il primo argomento, sono in fase di sviluppo sistemi di riduzione termica, di riduzione catalitica, possibilità di operare con l'accoppiamento dei due sistemi, per realizzare una più efficace rimozione del flusso emissivo, oggi ancora almeno parzialmente e per una percentuale significativa presente in emissione. I sistemi primari di contenimento, costituiti fondamentalmente da accorgimenti che riducono la formazione degli NO_x durante il processo (generalmente modifiche della camera di combustione e/o della configurazione del bruciatore per evitare la concomitanza alte temperature e alto tenore di ossigeno) non sempre consentono il raggiungimento di concentrazioni inquinanti al di sotto dei limiti imposti dalla normativa vigente.

Circa la destinazione delle ceneri di fondo, sono state proposte e sperimentate alternative alla tradizionale collocazione in discarica, consistenti in destinazione a ripristini ambientali, uso come materiale infrastrutturale in opere viarie, utilizzo nel ciclo del cemento; tali soluzioni eliminerebbero una importante criticità legata alla cospicua richiesta di spazio che comporta la creazione di una discarica per le scorie, ma la loro adozione richiede l'esecuzione di necessari controlli per la verifica dell'assenza di effetti di trasferimento degli inquinanti, e la messa a punto di tecnologie volte al miglioramento qualitativo, mediante post-trattamento o "weathering", delle scorie stesse.

Rispetto alla combustione convenzionale, sono oggi molto proposti sistemi alternativi ed innovativi, quali, in particolare, la gassificazione e la pirolisi. Si tratta in genere di soluzioni che consentirebbero di ottenere per via termica dal combustibile solido un gas combustibile (syngas), e poi di ottenere da quest'ultimo, eventualmente dopo depurazione, la produzione energetica.

Il significato dell'operazione consiste nella vantaggiosità di provvedere alla combustione di un gas anziché di un solido, con la conseguenza di un minore flusso volumetrico in emissione, di una minore

generazione di inquinanti e di un maggiore recupero energetico, data la possibilità di adottare schemi di recupero con motori a gas o con sistemi di turbine a ciclo combinato.

Sono state recentemente eseguite molte indagini e elaborazioni sul tema della proponibilità, affidabilità e vantaggiosità dei sistemi innovativi; da tali rassegne, in sintesi, è possibile trarre le seguenti indicazioni:

- esiste sul panorama mondiale un numero significativo di impianti operanti affidabilmente da anni in piena scala mediante le procedure della gassificazione, ed in alcuni casi della pirolisi, dimostrando la possibilità di esercire stabilmente tali soluzioni impiantistiche;
- le dimensioni degli impianti di cui al punto precedente sono sostanzialmente minori di quelle cui possono giungere sistemi di combustione diretta con forni a griglia; le soluzioni innovative sono state positivamente sperimentate per potenzialità di 50.000 – 100.000 t/anno, mentre impianti con forno a griglia (peraltro per motivi di gestibilità spesso articolati su più linee) possono agevolmente superare il valore di 500.000 t/anno;
- il pretrattamento richiesto al rifiuto in ingresso, dal punto di vista di composizione e sua regolarità, dimensione del materiale alimentato, umidità, risulta molto più vincolante di quanto non si richieda per i forni a griglia;
- il vantaggio in termini di qualità delle emissioni è effettivo in termini di assenza nei gas grezzi derivanti dalla combustione di talune concentrazioni di inquinanti (microinquinanti e polveri) tipiche della combustione diretta; tenendo tuttavia conto della presenza in entrambi i casi di sofisticate linee di trattamento delle emissioni, il risultato finale non appare sostanzialmente diverso;
- il vantaggio dell'ottenimento di una maggiore produzione energetica è effettivo ma conseguente all'adozione di sistemi di combustione del syngas in turbine, o addirittura, in prospettiva, celle a combustibile, operazione che è possibile soltanto a valle di un non semplice stadio di depurazione del gas prodotto dalla gassificazione; è questo tuttora un passaggio tecnologicamente non maturo dell'intera tecnologia.

Circa la seconda possibilità di gestione inizialmente menzionata e cioè la proposizione di sistemi di separazione meccanica a valle della raccolta differenziata che appaiono finalizzati sostanzialmente ad individuare tre frazioni: una combustibile (CDR da inviare ad impianti di trattamento termico), una umida (da mandare per lo più a stabilizzazione anaerobica) ed una minerale (da mandare in discarica) soffermiamoci in particolare su quello che è il significato del CDR. Il combustibile derivato da rifiuto viene ottenuto mediante una serie di trattamenti meccanici preliminari. La necessità del pretrattamento è dettata dalla necessità, per il CDR, di avere una distribuzione dimensionale omogenea ed una composizione simile a quella dei combustibili tradizionali. Lo scenario della produzione di un combustibile da rifiuto e del suo successivo invio ad impianti energivori (forni per cemento soprattutto, ma anche centrali termoelettriche) è una possibilità interessante per la valorizzazione energetica, per i vantaggi che comporta, consistenti in:

- possibilità di utilizzare strutture già presenti sul territorio, senza crearne delle nuove;
- sostituzione nella grande maggioranza di casi di altri combustibili solidi, specie il carbone, con un conseguente beneficio in termini di minor generazione di CO_2 a parità di produzione energetica;
- possibile economicità dell'intera operazione, sia per il produttore e conferitore del CDR, sia per il suo utilizzatore finale.

A fronte di ciò, esistono tuttavia certamente delle cautele in termini di accettabilità ambientale della soluzione individuata e di percorribilità pratica di essa, consistenti in:

- verifica dell'idoneità della linea di trattamento fumi dell'impianto esistente a ricevere e trattare idoneamente anche il flusso aeriforme derivante dalla combustione del CDR;

- non interferenza del rifiuto alimentato con la qualità del prodotto finale dell'impianto energivoro, o con l'integrità delle apparecchiature tecnologiche dell'impianto;
- presenza di una corrispondenza dimensionale tra flusso di combustibile da rifiuto che in una determinata area territoriale deve trovare una destinazione, e capacità di utilizzo energetico degli impianti esistenti nell'area stessa;
- creazione di un vincolo al sistema di smaltimento consistente nel rapporto con un ente esterno, che può configurare situazioni di monopolio o di condizionamento.

Sulla base di quanto sopra esposto l'obiettivo del lavoro è un'attenta analisi dei sistemi di trattamento termico (e quindi di valorizzazione energetica) dei rifiuti ma anche di altre matrici quali, in particolare, le biomasse (intese come biomasse legnose) ed i fanghi derivanti dalla depurazione delle acque reflue. Lo studio è volto all'analisi sia dei sistemi di trattamento termico "tradizionali" (combustione diretta in impianti di incenerimento) sia dei sistemi di trattamento termico "innovativi" (in particolare gassificazione e pirolisi). A tale scopo dopo una profonda analisi della letteratura scientifica che ha consentito la ricostruzione di una solida base di riferimento teorica e tecnologica su detto argomento, ed un'attenta analisi relativa allo stato dell'arte, le diverse tipologie di trattamento termico sono state analizzate singolarmente nel dettaglio. Tale analisi di dettaglio è stata condotta sia da un punto di vista analitico sia da un punto di vista sperimentale. In particolare per ciò che riguarda le tecnologie termiche tradizionali si sono valutati gli effetti di tali trattamenti sulle tre differenti tipologie di materiale esaminato. Gli strumenti utilizzati per detta analisi sono stati in particolare i bilanci di massa e di energia, lo strumento delle esternalità, l'applicazione di due diversi modelli di dispersione e ricaduta degli inquinanti (ISC3 Short Term e SPRAY) e l'esecuzione di analisi di laboratorio (utilizzando strumenti quali la bomba calorimetrica di Mahler, lo spettrofotometro ionico e lo strumento della titolazione).

Per ciò che riguarda le tecnologie termiche innovative è stato messo a punto un modello di calcolo (che si basa in particolare su bilanci di energia, di materia e sulle due principali reazioni chimiche che governano il sistema: la reazione di conversione del gas d'acqua e la reazione di metanazione). Tale modello consente di stimare la produzione (quantitativa e qualitativa) del syngas ed il rendimento energetico del processo stesso. Il modello è stato testato considerando un'alimentazione costituita da RSU (rifiuto solido urbano) e CDR (combustibile derivato da rifiuto). Sono state inoltre valutate diverse possibilità di agente gassificante (aria, aria arricchita con ossigeno, aria arricchita con anidride carbonica e aria arricchita con vapore).

E' stato inoltre condotto un confronto da un punto di vista energetico, di impatto ambientale ed economico, tra tecnologie di trattamento termico "tradizionali" e tecnologie di trattamento termico "innovative".

Infine, per completezza di trattazione, nell'ultimo capitolo è stato condotto un confronto tra scenari di gestione del rifiuto che prevedono una valorizzazione energetica del flusso residuale la raccolta differenziata (senza ulteriori pretrattamenti) e scenari di gestione che prevedono la proposizione di sistemi di separazione meccanica a valle della raccolta (e quindi individuazione di tre flussi, secco, umido e residuo minerale, come già citato in precedenza, da mandare a specifici sistemi di trattamento).

Da quanto sopra esposto ne deriva che il presente lavoro risulta così strutturato:

- capitolo 1, "Introduzione";
- capitolo 2, "Trattamenti termici". Tale capitolo riporta un'ampia descrizione, da un punto di vista tecnologico, ambientale, energetico ed economico dei sistemi "tradizionali" ed "innovativi" studiati;
- capitolo 3, "Incenerimento". Tale capitolo riporta indicazioni relative allo stato dell'arte e tre esempi di applicazione di tale tecnologia rispettivamente alle matrici rifiuti solidi urbani, biomassa e fanghi di depurazione delle acque reflue;

- capitolo 4, “Gassificazione e pirolisi”. Tale capitolo riporta indicazioni relative allo stato dell’arte e la descrizione di un modello analitico messo a punto per la definizione quali – quantitativa del syngas e del rendimento del processo;
- capitolo 5, “Confronto tecnologie tradizionali – tecnologie innovative”. Tale capitolo riporta un confronto, da un punto di vista energetico, ambientale ed economico, relativo alle tecnologie studiate;
- capitolo 6, “Confronto scenari di trattamento solo termici e scenari di trattamento TMB + termici”. Tale capitolo riporta un confronto tra scenari di gestione del rifiuto che prevedono esclusivamente trattamenti termici (tradizionali e innovativi) e scenari di gestione che prevedono un trattamento meccanico di separazione ed a valle trattamenti di gestione a caldo (incenerimento della frazione secca) e trattamenti di gestione a freddo (stabilizzazione biologica della frazione umida);
- capitolo 7, “Conclusioni”.

TRATTAMENTI TERMICI

Nel presente capitolo vengono discusse le principali informazioni di carattere teorico relative agli impianti di trattamento termico intesi sia come impianti tradizionali di combustione diretta mediante incenerimento sia come impianti a tecnologia innovativa di gassificazione e pirolisi.

Saranno descritte nel dettaglio la tecnologia, gli aspetti relativi al recupero energetico e gli aspetti relativi agli impatti ambientali, questi ultimi intesi sia come riduzione delle emissioni inquinanti in atmosfera sia come gestione delle ceneri (scorie e ceneri volanti).

2.1 Generalità

I trattamenti termici sono rappresentati da processi chimici ad alta temperatura, nei quali sostanze a composizione chimica complessa vengono demolite per originarne altre aventi composizione chimica più semplice. L'obiettivo primario di un qualsiasi trattamento termico è la trasformazione del rifiuto, con produzione di sostanze meno dannose per l'ambiente e per l'uomo, e conseguente riduzione delle quantità da mandare allo smaltimento finale; in secondo luogo si intende ottenere un recupero energetico, per quanto possibile e compatibilmente con il processo seguito.

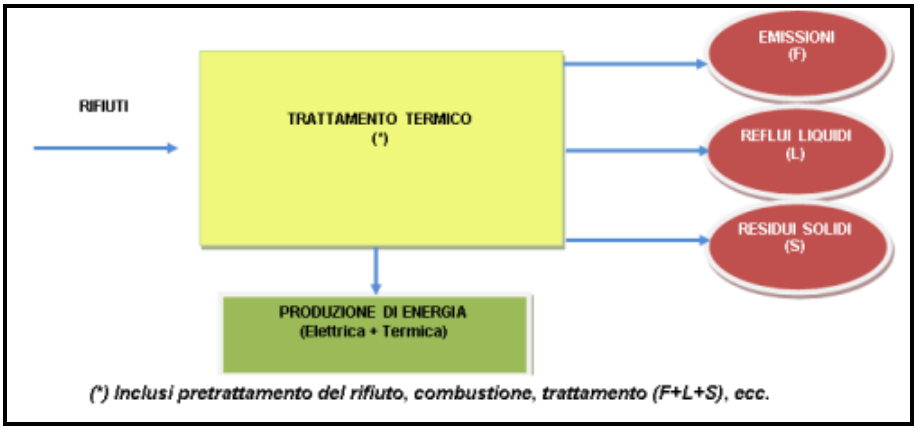


Fig. 2.1: Schema semplificativo relativo ai trattamenti termici [De Stefanis P., 2007]

Appartengono ai trattamenti termici:

- l'incenerimento;
- la gassificazione;
- la pirolisi;
- la gassificazione al plasma

Fra queste, l'incenerimento è l'operazione che è stata finora maggiormente applicata ai rifiuti solidi, e l'esperienza su scala industriale è oramai molto vasta; gli altri trattamenti sono stati sviluppati come tecnologie alternative all'incenerimento.

Un processo di incenerimento si basa sulla combustione diretta dei rifiuti con utilizzo del calore sensibile dei fumi per produrre vapore e da questo ottenere energia elettrica (gli usi diretti dell'energia termica prodotta sono meno diffusi, particolarmente in conseguenza dei meccanismi di incentivazione economica della cessione dell'energia elettrica).

Le tecnologie alternative comportano invece essenzialmente la produzione di un gas combustibile (e di una frazione liquida, tale frazione è in quantità rilevante in particolare nel processo di pirolisi), che può venire a sua volta bruciato in loco per produrre energia oppure essere utilizzato come materia prima per la produzione di combustibili potenzialmente commerciabili (idrogeno, idrocarburi leggeri) e/o materie prime ("chemicals") per l'industria chimica.

Se definiamo R il rapporto tra la quantità effettiva di agente ossidante (aria e/o ossigeno) e quella teorica (stechiometrica), i principali processi termici possono essere rappresentati schematicamente come riportato nella Figura 2.2.

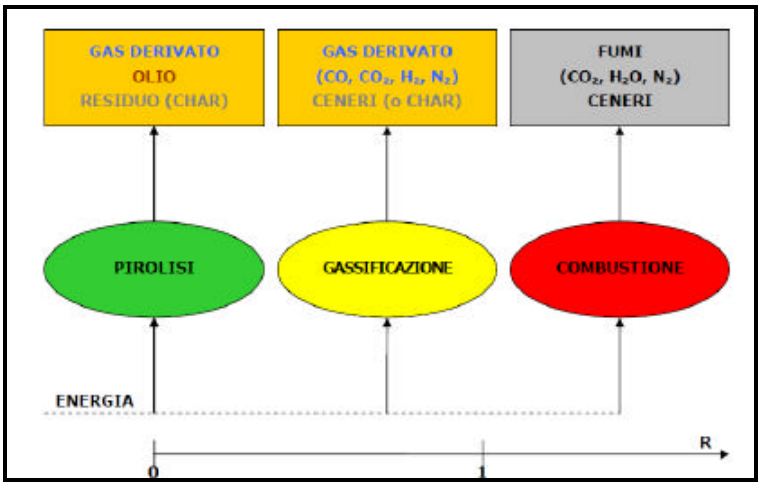


Fig. 2.2: Rappresentazione schematica dei processi di trattamento termico [ENEA, 2008]

L'incenerimento dei rifiuti urbani è un processo di ossidazione del rifiuto, nel quale gli elementi fondamentali costituenti le sostanze organiche contenute vengono ossidati, dando origine a molecole semplici e sostanzialmente allo stato gassoso in condizioni ambiente (fumi); il carbonio organico, variamente legato nelle molecole costituenti il rifiuto, viene ossidato ad anidride carbonica (CO_2), l'idrogeno ad acqua (H_2O), lo zolfo a biossido di zolfo (SO_2), ecc.; la parte inorganica del rifiuto in genere non subisce reazioni ed esce dal processo come residuo solido da smaltire e/o recuperare (cenere o scoria). Poiché il processo è di tipo ossidativo, è necessaria la presenza di ossigeno per le reazioni: normalmente viene inviata aria, in eccesso rispetto allo stechiometrico per facilitare le reazioni chimiche, in quanto il sistema opera con uno schema di contatto solido-gas, e pertanto risultando fortemente eterogeneo richiede idonee condizioni di turbolenza.

La gassificazione è un processo di trattamento termico in cui un combustibile solido viene trasformato in un combustibile gassoso in condizioni di parziale ossidazione in atmosfera reagente controllata, adoperando come agente gassificante aria, anidride carbonica, vapore o un altro gas reattivo. I principali componenti del flusso gassoso sono idrogeno, monossido di carbonio, biossido di

carbonio e metano, in composizione variabile a seconda delle condizioni di processo. In particolare, la presenza del vapore ha l'effetto di promuovere fortemente la formazione di un gas ricco di idrogeno.

Il processo di pirolisi consiste invece nella degradazione termica di un materiale, in assenza di aria, tramite l'azione di energia fornita dall'esterno, di norma attraverso la combustione di parte dei prodotti ottenuti. L'azione del calore comporta la rottura delle molecole complesse con produzione di un gas, di una frazione liquida a temperatura ambiente (olio, indicato generalmente come tar) e di un residuo solido ancora combustibile (char), le cui caratteristiche e relative quantità dipendono, oltre che dal tipo di materiale trattato, dalle condizioni operative con le quali viene condotto il processo.

Gli impianti di pirolisi e gassificazione possono presentare i seguenti potenziali vantaggi:

- aumento della resa di produzione di energia elettrica, mediante l'uso di motori a gas;
- riduzione della quantità di fumi rispetto agli inceneritori tradizionali, in particolare se il syngas viene utilizzato in dispositivi di recupero energetico ad alta efficienza;
- possibile recupero di materia in termini di sostanze organiche.

Per contro tali impianti:

- richiedono che il materiale alimentato subisca quanto meno un processo di triturazione;
- sono tanto più svantaggiosi, in termini energetici e conseguentemente economici, quanto più il materiale da trattare è umido e/o ha un contenuto elevato di sostanze non combustibili.

	Combustione	**Gassificazione**	**Pirolisi**
Scopo del processo			
	Massimizzare la conversione del rifiuto a CO_2 e H_2O (produrre gas effluenti ad alta temperatura)	Massimizzare la conversione del rifiuto a CO_2 e H_2 (produrre gas combustibile ad alto potere calorifico)	Massimizzare la degradazione termica del rifiuto a gas e fasi condensate
Condizioni di esercizio			
Ambiente di reazione	Ambiente fortemente ossidante (elevati eccessi d'aria)	Ambiente riducente (quantità di ossigeno inferiore a quella stechiometrica)	Assenza di ossigeno
Temperatura	Tra 850 °C e 1.200 °C	Generalmente superiore a 800 °C	Tra 500 °C e 800°C
Pressione	Generalmente atmosferica	Generalmente atmosferica ma può anche essere elevata	Leggera sovrapressione
Gas reagente	Aria	Aria, ossigeno, anidride carbonica, vapor d'acqua	Nessuno (si usa azoto o parte del gas prodotto)
Output del processo			
Gas prodotti	CO_2, H_2O	CO, H_2, CO_2, H_2O, CH_4	CO, H_2, CH_4 e in genere C_nH_m
Inquinanti	SO_2, NO_x, HCl	H_2S, HCl, NH_3, HCN, tar	H_2S, HCl, NH_3, HCN, tar
Ceneri	Generalmente secche (materiale minerale convertito a ceneri di fondo e ceneri volanti) trattate e smaltite come rifiuti speciali	Ceneri di fondo, se vetrose, adatte per utilizzo nei materiali di costruzione. Ceneri volanti trattate e smaltite come rifiuti speciali	Spesso con contenuto di carbonio non trascurabile, trattate e smaltite come rifiuti speciali
Trattamento del gas			
	Gas effluenti trattati e poi emessi in atmosfera	Possibilità di trattare i gas di sintesi per produrre	Possibilità di trattare i gas di sintesi per produrre

	Combustione	Gassificazione	Pirolisi
		chemicals o energia (con successiva emissione in atmosfera)	chemicals o energia (con successiva emissione in atmosfera)

Tabella 2.1: Confronto tra combustione, gassificazione e pirolisi [Arena U. et al., 2009]

La Tabella 2.1 sintetizza le differenze tra combustione, gassificazione e pirolisi relativamente a: scopo del processo, condizioni di esercizio (ambiente di reazione, temperatura, pressione, reagenti), prodotti in uscita e necessità di pretrattamento del gas.

2.2 Normativa di riferimento

Di seguito si riporta un quadro sintetico delle principali norme che forniscono indicazioni in merito alle caratteristiche degli impianti di trattamento termico e alle modalità con le quali tali impianti devono essere gestiti.

2.2.1 D. Lgs. 133 / 2005 – la normativa in tema di incenerimento dei rifiuti

In Italia la principale norma in materia è rappresentata dal D. Lgs. 133 dell'11 maggio 2005 "Attuazione integrale della direttiva 2000/76/CE in materia di incenerimento di rifiuti". L'art. 2, c. 1 lett d) definisce come impianti di incenerimento "qualsiasi unità e attrezzatura tecnica, fissa o mobile, destinata al trattamento termico di rifiuti ai fini dello smaltimento, con o senza recupero del calore prodotto dalla combustione. Sono compresi in questa definizione l'incenerimento mediante ossidazione dei rifiuti, nonché altri processi di trattamento termico, quali ad esempio la pirolisi, la gassificazione ed il processo al plasma, a condizione che le sostanze risultanti dal trattamento siano successivamente incenerite […]".

Il D. Lgs. n.133/2005 regolamenta in un unico atto tutte le operazioni di incenerimento e co-incenerimento, indipendentemente dalla tipologia di rifiuti trattati, e fornisce criteri e norme tecniche riguardanti le caratteristiche costruttive e funzionali, nonché le condizioni di esercizio degli impianti.

Il decreto attuativo della direttiva 2000/76/CE disciplina ex novo tutte le fasi dell'incenerimento dei rifiuti, dalla ricezione nell'impianto alla gestione e smaltimento delle sostanze residue dal processo di incenerimento. In particolare, sono state previste rigorose condizioni di esercizio e prescrizioni tecniche per gli impianti con riferimento:

- ai valori limite di emissione;
- ai metodi di campionamento, di analisi e di valutazione degli inquinanti derivanti dagli impianti di incenerimento e di co-incenerimento dei rifiuti;
- ai criteri e le norme tecniche riguardanti le caratteristiche costruttive, funzionali e gestionali degli impianti di incenerimento e di co-incenerimento, con particolare riferimento alle esigenze di assicurare una protezione integrata dell'ambiente contro le emissioni causate da detti impianti;
- alle modalità per la concessione dell'autorizzazione alla costruzione e all'esercizio e per l'adeguamento degli impianti esistenti alle nuove disposizioni.

In particolare, in sede di presentazione delle istanze di autorizzazione, particolare attenzione viene prestata alle misure previste per garantire che:

- l'impianto sia progettato e gestito in maniera conforme alle prescrizioni del decreto (Allegato 1 e 2);
- il calore generato durante il processo di incenerimento e di co-incenerimento sia, per quanto possibile, recuperato attraverso, ad esempio, la produzione combinata di calore ed energia, la produzione di vapore industriale o il teleriscaldamento;

- i residui derivanti dal trattamento termico siano ridotti al minimo in quantità e nocività, ove possibile, riciclati o recuperati, o smaltiti in conformità alle disposizioni del D. Lgs. 22/97 (ora D. Lgs. 152/2006 - Testo Unico in materia ambientale);
- le tecniche di misurazione per le emissioni negli effluenti gassosi e nelle acque di scarico siano conformi ai requisiti fissati dagli Allegati al decreto.

Il D. Lgs 133/2005 prescrive, inoltre, che l'atto autorizzativo rilasciato dall'autorità competente contenga:

- le categorie di rifiuti che possono essere trattati con l'indicazione dei relativi codici dell'elenco europeo dei rifiuti (CER);
- la capacità nominale e il carico termico dell'impianto e le quantità autorizzate per le singole categorie dei rifiuti;
- i valori limite di emissione per ogni singolo inquinante,
- le procedure di campionamento e misurazione utilizzate per ottemperare agli obblighi di controllo periodico e sorveglianza, nonché la localizzazione dei punti di campionamento e misurazione.
- le modalità e la frequenza dei controlli programmati per accertare il rispetto delle condizioni e delle prescrizioni contenute nell'autorizzazione, da effettuarsi da parte delle agenzie regionali e provinciali per la protezione dell'ambiente, con oneri a carico del gestore.

La normativa prevede, inoltre, l'installazione obbligatoria di sistemi di misura (SME) che permettono di tenere sotto controllo i parametri e i limiti di emissione pertinenti.

Il decreto legislativo 133/2005 prevede che siano applicati sistemi di monitoraggio in continuo (SME) per i seguenti inquinanti: NO_x, CO, polveri totali, TOC, HCI, SO_2, HF.

Per diossine, furani e metalli sono invece previste misurazioni almeno quadrimestrali, tranne nei primi 12 mesi di esercizio dell'impianto nei quali si richiede di effettuare misurazioni con cadenza trimestrale; qualora dalle misurazioni effettuate nei primi 12 mesi, risulti un valore delle emissioni inferiore al 50% dei limiti, le frequenze di misurazione si riducono fino ad una volta all'anno per diossine e furani e ad una ogni due anni per i metalli pesanti.

Per le diossine non è disponibile, al momento, un sistema per il loro monitoraggio in continuo. Ma sono già stati proposti e testati, sia in Italia che all'estero, sistemi per la captazione in continuo di campioni da analizzare in laboratorio.

Nella Tabella che segue si riportano i valori limite di emissione in atmosfera ai sensi del D. Lgs. 133/05 ed i valori di emissione associati all'uso delle BAT (Best Available Techniques), normalmente adottate nei moderni impianti di incenerimento.

Inquinante	Unità di misura	Valore limite D. Lgs. 133/2005	BATAEL – BAT Associated Emission Levels	Modalità di campionamento
Polveri totali	[mg/Nm^3]	10	1 – 5	Valore medio giornaliero
Acido cloridrico (HCl)	[mg/Nm^3]	10	1 – 8	Valore medio giornaliero
Acido fluoridrico (HF)	[mg/Nm^3]	1	< 1	Valore medio giornaliero
Ossidi di zolfo (come SO_2)	[mg/Nm^3]	50	1 – 40	Valore medio giornaliero
Ossidi di azoto (come NO_2)	[mg/Nm^3]	200	40 – 100	Valore medio giornaliero
Sostanze organiche	[mg/Nm^3]	10	1 – 10	Valore medio

Inquinante	Unità di misura	Valore limite D. Lgs. 133/2005	BATAEL – BAT Associated Emission Levels	Modalità di campionamento
sotto forma di gas o vapori (come TOC)				giornaliero
Monossido di carbonio (CO)	[mg/Nm^3]	50	5 – 30	Valore medio giornaliero
Idrocarburi policiclici aromatici (IPA)	[mg/Nm^3]	0,01		Valore medio (periodo di campionamento: 8 ore)
Diossine e furani (PCDD / PCDF)	[ng TEQ /Nm^3]	0,1	0,01 – 0,1	Valore medio (periodo di campionamento: 8 ore)
Cadmio e Tallio (Cd + Tl)	[mg/Nm^3]	0,05	0,005 – 0,5	Valore medio (periodo di campionamento: 1 ore)
Mercurio (Hg)	[mg/Nm^3]	0,05	< 0,05	Valore medio (periodo di campionamento: 1 ore)
Metalli pesanti (Sb + As + Pb + Cr + Co + Mn + Ni + V + Sn)	[mg/Nm^3]	0,5	0,005 – 0,5	Valore medio (periodo di campionamento: 1 ore)

Tabella 2.2: Valori limite di emissione da normativa e da BAT [IPPC, 2006]

Configurandosi gli impianti a tecnologia innovativa come impianti di incenerimento (ai sensi dell'art. 2, c. 1, lett. d, del D. Lgs 133/05), essi sono soggetti al rispetto dei medesimi limiti di emissione degli inceneritori convenzionali.

Per quanto riguarda i residui solidi l'art. 8 comma 2 del D. Lgs 133/2005 stabilisce quanto segue: "Gli impianti di incenerimento devono essere gestiti in modo da ottenere il più completo livello di incenerimento possibile, adottando, se necessario, adeguate tecniche di pretrattamento dei rifiuti. Le scorie e le ceneri pesanti prodotte dal processo di incenerimento non possono presentare un tenore di incombusti totali, misurato come carbonio organico totale, (TOC) superiore al 3 per cento in peso, o una perdita per ignizione superiore al 5 per cento in peso sul secco" [ATO-R, 2010].

2.2.2 D. Lgs. 59/2005 – la normativa in materia di prevenzione e riduzione integrale dell'inquinamento (AIA – IPPC)

Gli impianti di incenerimento di rifiuti urbani con una capacità superiore a 3 tonnellate sono assoggettati all'Autorizzazione Integrata Ambientale (indicata anche con l'acronimo AIA), di cui al D. Lgs. 59/2005 sulla prevenzione e la riduzione integrate dell'inquinamento (AIA / IPPC).

L'applicazione di tali norme è importante, da un punto di vista della scelta delle caratteristiche tecniche degli impianti, in quanto presuppongono, per la concessione dell'autorizzazione integrata ambientale (AIA), che gli impianti adottino le "migliori tecniche disponibili" (Best Available Techniques - BAT).

Capitolo 2 – Trattamenti Termici

L'Autorizzazione Integrata Ambientale si applica agli impianti elencati all'Allegato I al decreto: si tratta complessivamente di 33 attività che sono sostanzialmente riconducibili a 6 macrosettori:

- attività energetiche;
- produzione e trasformazione dei metalli;
- industria dei prodotti minerali;
- industria chimica;
- gestione dei rifiuti;
- altre attività, tra cui ad esempio alcune attività dell'industria, della carta e cartoni, del tessile, della concia, dell'alimentare, del trattamento di superfici, nonché degli allevamenti.

Entrando nello specifico degli impianti di incenerimento, restano soggetti ad AIA "gli impianti di incenerimento dei rifiuti urbani […] con una capacità superiore a 3 tonnellate all'ora".

Il decreto disciplina il rilascio dell'AIA, mediante un procedimento unico (Legge 241/1990 e s.m.i.), prevedendo una chiara ripartizione di competenze fra Stato e Regioni (o Province autonome); "autorità competente" è:

- il Ministero dell'ambiente per tutti gli impianti esistenti e nuovi indicati in un apposito allegato (allegato V – Categorie di impianti soggetti ad AIA statale);
- "l'autorità individuata (…) dalla Regione o dalla Provincia autonoma" per gli impianti non indicati in tale allegato V.

L'articolo 5, comma 14 del Decreto stabilisce che l'AIA sostituisce "ogni altra autorizzazione, visto, nulla osta o parere in materia ambientale previsti dalle disposizioni di legge e dalle relative norme di attuazione" con le sole eccezioni delle normative "Seveso" ed "Emissiontrading". In più c'è un apposito allegato – Allegato II – che elenca chiaramente quali sono le specifiche autorizzazioni sostituite: emissioni, acque, rifiuti, smaltimento PCB, oli usati, comunicazioni ex articolo 33 del decreto legislativo 22/ 1997 (cd. "Decreto Ronchi").

Come riportato sopra, tra le autorizzazioni non sostituite dall'AIA c'è quella rilasciata ai sensi del D. Lgs. 334/99 ("Attuazione della direttiva 96/82/CE relativa al controllo dei pericoli di incidenti rilevanti connessi con determinate sostanze pericolose") e s.m.i. ; l'art. 7 comma 8 specifica che per gli impianti assoggettati al Decreto Legislativo del 17 agosto 1999, n. 334, l'autorità competente ai sensi di tale decreto trasmette all'autorità competente per il rilascio dell'autorizzazione integrata ambientale i provvedimenti adottati, le cui prescrizioni ai fini della sicurezza e della prevenzione dei rischi di incidenti rilevanti sono riportate nella autorizzazione.

In caso di decorrenza del termine per il rilascio dell'AIA (articolo 5, comma 12), senza che le suddette prescrizioni siano pervenute, l'autorità competente rilascia l'autorizzazione integrata ambientale e provvede al suo successivo aggiornamento, una volta concluso il procedimento ai sensi del decreto legislativo del 17 agosto 1999, n. 334. La direttiva IPPC (96/61/CE) e il D. Lgs. 59/2005 (art.4) presuppongono, per la concessione dell'autorizzazione integrata ambientale (AIA), che gli impianti adottino le "migliori tecniche disponibili" (Best Available Techniques - BAT). A tale scopo occorre tenere presente le seguenti definizioni:

- "tecniche", si intende sia le tecniche impiegate, sia le modalità di progettazione, costruzione, manutenzione, esercizio e chiusura dell'impianto;
- "migliori", qualifica le tecniche più efficaci per ottenere un elevato livello di protezione dell'ambiente nel suo complesso;
- "disponibili", qualifica le tecniche sviluppate su una scala che ne consenta l'applicazione in condizioni economicamente e tecnicamente valide nell'ambito del pertinente comparto industriale, prendendo in considerazione i costi e i vantaggi, indipendentemente dal fatto che

siano o meno applicate o prodotte in ambito nazionale, purché il gestore possa avervi accesso a condizioni ragionevoli.

Ai sensi dell'art.16 della direttiva 96/61/CE (AIA - IPPC), la Commissione organizza lo scambio di informazioni tra gli Stati membri e le industrie interessate sulle migliori tecniche disponibili, sulle relative prescrizioni in materia di controllo e i relativi sviluppi; a questo scopo, la Commissione ha istituito, presso il Centro Comunitario di Ricerche di Siviglia, un Ufficio (IPPC Bureau) cui spetta il compito mediante una serie di gruppi tecnici (Technical Working Group - TWG) di redigere dei documenti di riferimento per ciascuna delle categorie industriali interessate dall'Autorizzazione Integrata Ambientale, i cosiddetti BREFs (Best available techniques REFerence documents).

Gli obiettivi che si intendono raggiungere attraverso la pubblicazione e l'utilizzo di questi documenti sono :

- uniformare il livello tecnologico dei Paesi membri della CE;
- diffondere la conoscenza dei valori limite e delle tecnologie più efficaci nell'ottenere un alto livello di protezione dell'ambiente;
- assistere gli Stati membri nell'applicazione della Direttiva e le Autorità competenti nel processo di "decision making";
- permettere ai gestori degli impianti di porre a confronto le proprie performance ambientali con i livelli di emissione e/o di consumo conseguibili attraverso l'adozione delle migliori tecnologie disponibili.

Riguardo al settore dei rifiuti due sono i BREFs di riferimento elaborati dai gruppi tecnici e adottati dalla Commissione europea (agosto 2006): "Waste Incineration" e "Waste Treatments"; documenti che indicano le migliori tecniche per gli impianti di gestione dei rifiuti.

L'Italia, mediante l'istituzione di una Commissione di esperti, ha progressivamente provveduto a recepire, adattandoli alla realtà nazionale, i suddetti documenti predisponendo delle Linee Guida relative alle migliori tecniche disponibili (MTD), emanate con decreto del Ministro dell'ambiente. Con Decreto del 29 gennaio 2007 (Ministero dell'Ambiente e della Tutela del Territorio e del Mare), sono state pubblicate le Linee guida per l'individuazione e l'utilizzazione delle migliori tecniche disponibili in materia di gestione dei rifiuti, per le attività elencate nell'allegato I del Decreto Legislativo 18 febbraio 2005, n. 59 (S.o. n. 133 alla Gazzetta ufficiale 7 giugno 2007 n. 130). In particolare l'allegato II al Decreto contiene le linee guida per gli impianti di incenerimento [ATO-R, 2010].

2.3 Definizione del flusso da inviare al trattamento termico

Il flusso di rifiuto residuale alla raccolta differenziata presenta un alto contenuto di sostanze potenzialmente combustibili: vista la composizione di tali materiali e visto l'interesse per la produzione di energia di tipo termico e termoelettrico da fonti non fossili, si potrebbe prospettare una valorizzazione energetica di questa frazione, con il duplice obiettivo di dare uno sbocco al flusso raccolto, e contemporaneamente di produrre, in maniera ambientalmente compatibile, energia da destinare alla valorizzazione sul territorio.

Una prima scelta che appare oggi molto dibattuta è quella tra la valorizzazione energetica del flusso così come sopra individuato, o invece la proposizione di sistemi di separazione meccanica a valle della raccolta, sistemi che appaiono finalizzati sostanzialmente ad individuare tre frazioni, una secca (il cosiddetto CDR, combustibile derivato da rifiuto), la frazione umida (per la quale, con ipotesi di stabilizzazione biologica anaerobica si proporrebbero pure prospettive di valorizzazione energetica indiretta), ed infine una frazione inerte (minerale), per la quale non paiono percorribili strade diverse rispetto alla immissione in discarica.

Nella figura seguente si riportano gli schemi di tali soluzioni.

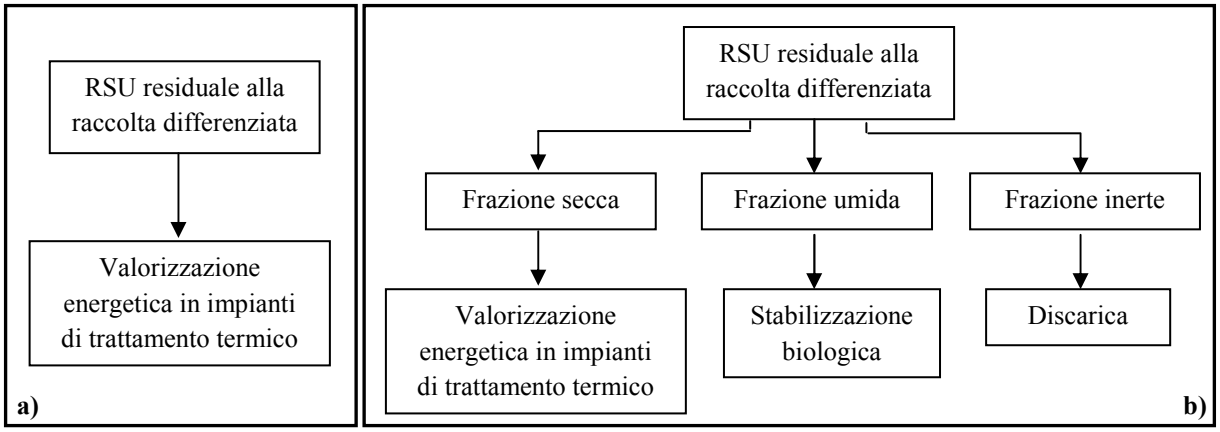


Fig. 2.3: a) Valorizzazione energetica del flusso tal quale b) Proposizione di sistemi di separazione meccanica a valle della raccolta differenziata

Circa la seconda possibilità di gestione menzionata e cioè la proposizione di sistemi di separazione meccanica a valle della raccolta differenziata soffermiamoci su quello che è il significato del CDR. Il combustibile derivato da rifiuto viene ottenuto mediante una serie di trattamenti meccanici preliminari, successivamente lo stesso può essere inviato ad impianti di trattamento termico dedicati oppure può essere inviato ad impianti di trattamento termico esistenti (cementifici, centrali termoelettriche) al fine di operare un co – incenerimento. In questo lavoro ci occuperemo essenzialmente di trattamenti termici monomateriale.

I due schemi sopra riportati saranno discussi e confrontati nei capitoli seguenti.

2.4 Incenerimento

Per incenerimento si intende una combustione (ossidazione) ad alta temperatura, che trasforma i rifiuti combustibili solidi, liquidi o gassosi in anidride carbonica, vapore d'acqua, scorie e ceneri. A seconda delle caratteristiche del materiale in ingresso al reattore di combustione, si possono formare, in quantità variabili, diversi altri effluenti. Esso è dunque una tecnica di smaltimento finalizzata alla distruzione della frazione organica, con conseguenti notevoli riduzioni in massa e volume. Occorre rilevare che il termine incenerimento viene di norma identificato con la combustione diretta dei rifiuti anche se, in accordo a quanto enunciato all'art. 3 della direttiva 2000/76/CE (recepita dal D. Lgs. 11/05/2005 n.133 che di fatto costituisce la normativa di riferimento sull'incenerimento) in tale accezione sono inclusi anche *"... altri procedimenti di trattamento termico quali, ad esempio, la pirolisi, la gassificazione e i procedimenti del plasma, sempre che le sostanze risultanti dal trattamento termico siano successivamente incenerite"*. In altre parole anche gli impianti basati su processi termici operanti in condizioni parzialmente ossidative (gassificazione) o in atmosfera inerte (pirolisi), qualora i prodotti combustibili risultanti dal trattamento siano combusti "tal quali", senza alcun trattamento preventivo, all'interno dello stesso impianto sono, dal punto di vista normativo, equiparate alla combustione diretta dei rifiuti.

Per ciò che riguarda la combustione diretta le tecnologie di forno maggiormente diffuse sono il forno a griglia ed il forno a letto fluido; altre tecnologie meno diffuse sono il forno a tamburo rotante ed il forno a piani multipli non per RSU. Le matrici generalmente trattate in tali tipologie di impianti sono i fanghi. Nel seguito tali tecnologie saranno esaminate nel dettaglio.

2.4.1 Tecnologia: forno a griglia

I forni a griglia 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. Forni a griglia sono disponibili in svariate configurazioni, in una vastissima gamma di taglie, oggi generalmente da 50.000 t/a per linea fino ad oltre 300.000 t/a. La disponibilità dell'impianto può essere garantita anche per oltre 8.000 ore/anno.

La loro caratteristica consiste appunto in una griglia (che presenta inclinazione variabile tra 10 - 20°) su cui viene formato un letto di rifiuti dello spessore di alcune decine di centimetri. La griglia è costituita da un insieme di elementi, detti "barrotti", disposti in modo da consentire il passaggio dell'aria comburente e la sua ripartizione su tutto il letto di rifiuti. I barrotti esposti al fuoco sono realizzati di una speciale lega di acciaio al nichel-cromo e possono in genere sopportare temperature di esercizio di circa 1100 °C. La forma dei barrotti della griglia, i meccanismi adottati per il loro movimento ed i sistemi di avanzamento del rifiuto caratterizzano i diversi tipi di griglie comunemente impiegati; si citano pertanto i sistemi a griglia fissa ed i sistemi a griglia mobile, tra cui si distinguono le griglie mobili a movimento alternato, a tamburi, a catene oppure a barrotti oscillanti.

Il sistema a griglia fissa risulta il primo ad essere stato adottato presso gli impianti di incenerimento. Si presenta con un unico piano grigliato fortemente inclinato dove i rifiuti, mano a mano che perdono consistenza per effetto della combustione avanzano fino a cadere in apposito bacino di raccolta delle scorie. Oggigiorno una tale soluzione trova un ridottissimo impiego legato alla combustione di materiali diversi dai rifiuti urbani e con una capacità giornaliera di smaltimento dell'ordine di qualche t/g. Tutt'altro aspetto riguarda invece le griglie mobili che risultano essere oggi quelle di impiego più generale nel trattamento degli RSU.

I rifiuti vengono immessi mediante una tramoggia nella parte più alta della griglia, dalla quale uno spintore li sospinge verso i gradini inferiori. Lungo lo sviluppo longitudinale della griglia i rifiuti subiscono dapprima un processo d'essiccamento che avviene nella zona prossima all'alimentazione: le sostanze volatili che si liberano sono in gran parte costituite dall'umidità evaporata ed il rilascio di calore risulta modesto. Successivamente, sulla parte centrale della griglia il materiale essiccato, tramite fenomeni di combustione e gassificazione della componente organica, viene convertito in una frazione gassosa ed in un residuo solido. L'aria di combustione viene iniettata sia sotto la griglia (aria primaria, grossomodo nella quantità stechiometrica necessaria per la combustione) sia nella parte alta della camera di combustione (aria secondaria, corrispondente all'eccesso d'aria necessario per la combustione); quest'ultima viene utilizzata anche per il controllo della temperatura.

Il tempo di permanenza del rifiuto sulla griglia deve essere ovviamente tale da garantire il completamento delle diverse fasi del processo di combustione ed è in genere compreso tra 30 e 60 minuti. Le scorie residue del processo vengono scaricate dalla parte finale della griglia con opportuni sistemi in vasche di accumulo a bagno d'acqua, che provvedono anche al loro raffreddamento. Per garantire maggiore flessibilità al processo, per fare fronte a inevitabili variazioni qualitative dell'alimentazione, è possibile regolare le condizioni di combustione tramite la modulazione delle velocità degli elementi mobili e/o della portata di aria di combustione alimentata nelle varie zone della griglia.

Il parametro di maggior interesse per la valutazione delle prestazioni complessive della griglia è costituito dal carico termico superficiale, che deve essere idoneo ad assicurare un'elevata efficienza di combustione con tempi di residenza ragionevoli. Esso rappresenta, in pratica, la quantità di calore sviluppata dalla combustione del rifiuto per unità di tempo che l'unità di superficie della griglia è in grado di sopportare: i valori medi di più comune adozione pratica si collocano nell'intervallo 350 - 1000 kW/m^2.

Il completamento dell'ossidazione dei prodotti gassosi sviluppati presenti nella fase gassosa proveniente dal letto di materiale posto sulla griglia avviene nella zona immediatamente superiore alla griglia stessa, che costituisce la camera di combustione del forno. Essa 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.

Anche i tempi di residenza dei gas debbono essere idonei: in generale si adottano valori compresi tra 2 e 6 secondi. Il volume totale della camera è in genere tale da assicurare carichi termici volumetrici di combustione compresi di norma, tra 70 e 300 kW/m^3.

Nella tabella seguente sono riassunti i valori dei principali parametri costruttivi dei forni a griglia di norma adottati:

Parametro	Intervallo
Carico termico specifico volumetrico [kW/m^3]	70 - 300
Carico termico superficiale [kW/m^2]	350 - 1000
Carico di massa specifico sulla griglia [kg/m^2 h]	200 - 400

Tabella 2.3: Valori dei principali parametri dei forni a griglia

Per quanto concerne gli sviluppi di tale tecnologia, essi riguardano principalmente le modifiche impiantistiche necessarie per adeguare il funzionamento della griglia e contenere i fenomeni di usura legati ad eventuali surriscaldamenti derivanti da combustibili con modesto contenuto di ceneri (inferiore al 15-20%) e con pci piuttosto elevati come nel caso dei CDR (Combustibile Derivato da Rifiuto).

Le modifiche di più recente introduzione prevedono:

- l'adozione di idonee configurazioni della griglia, al fine di limitare il trascinamento di polveri (minori salti);
- il miglioramento della distribuzione dell'aria primaria sotto griglia ai fini sia del conseguimento di condizioni ottimali di combustione sia della riduzione del trascinamento delle polveri;
- la verifica della lunghezza della griglia in relazione alla più elevata combustibilità dei rifiuti, onde evitare zone non completamente coperte dal letto di materiale e quindi soggette a maggiore usura;
- l'impiego di griglie raffreddate ad acqua per diminuire l'usura degli elementi che la costituiscono con rifiuti ad elevato potere calorifico (superiore a 15 MJ/kg), nonché ottimizzare i flussi di aria primaria svincolandoli dalla funzione di raffreddamento della griglia stessa;
- la possibilità di scaricare le scorie con estrattori a secco, al fine di ridurre il loro contenuto di umidità.

Livelli di temperatura dell'ordine degli 850 - 900 °C sono ritenuti sufficienti in corrispondenza di adeguati tenori di ossigeno (6 – 8 %) e turbolenza, a garantire il completamento pressoché totale dell'ossidazione dei componenti organici nei processi di combustione, minimizzando in tal modo le emissioni di macro e microinquinanti.

Di recente sperimentazione risultano inoltre alcune tecniche finalizzate alla riduzione delle emissioni degli ossidi di azoto. Le più semplici prevedono una modifica nella ripartizione dell'aria alimentata, riducendo quella primaria ed incrementando quella secondaria, in modo da limitare la presenza di ossigeno nelle zone a temperatura più elevata: ciò richiede un accurato controllo del processo, per evitare peggioramenti nell'efficienza complessiva di combustione ed aumenti nelle emissioni di incombusti.

I combustori a griglia mobile possono raggiungere capacità molto elevate e sono caratterizzati da una elevata flessibilità e affidabilità; non necessitano di particolari trattamenti del materiale e possono accettare rifiuti eterogenei con potere calorifico da 5 MJ/kg fino a circa 20 MJ/kg (per le griglie

raffreddate ad acqua); costituiscono la tecnologia più referenziata a livello europeo. Si può associare ad essi un sistema di controllo della combustione, eventualmente dotato di sistema ottico ad infrarossi.

Riportiamo di seguito lo schema di funzionamento del forno a griglia mobile.

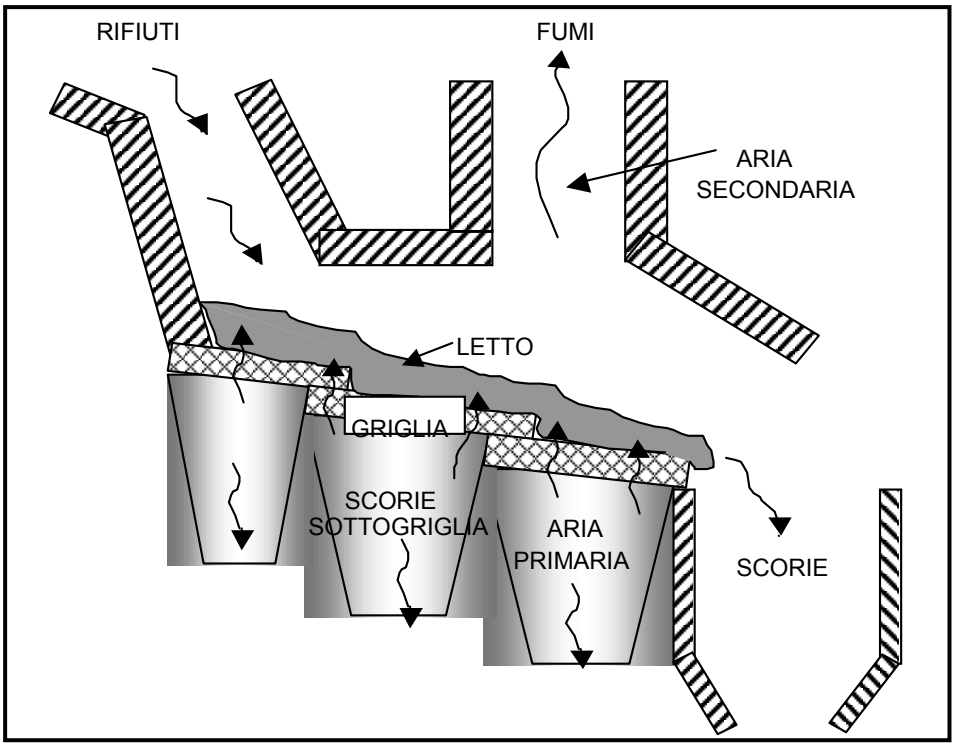


Fig. 2.4: Schema di funzionamento del forno a griglia mobile

Entrando maggiormente nel dettaglio delle diverse tipologie di griglie ad elementi mobili, si prende ora in esame il caso delle griglie a movimento alternato. Queste griglie sono costituite da file di barrotti mobili alternate con file di barrotti fissi; i primi si sovrappongono ai secondi con un movimento avanti-indietro la cui corsa ha frequenza e lunghezza regolabili. Lo spostamento in avanti porta il rifiuto sui barrotti fissi antistanti, cosicché nel movimento di ritorno il rifiuto cade dai barrotti mobili a quelli fissi, con conseguente agitazione del letto di rifiuto che espone sempre nuove superfici agli effetti della combustione.

Una variante a quelle descritte sono le griglie a movimento alternato con spinta inversa, così definite in quanto presentano un movimento dal basso verso l'alto, con verso opposto a quello del rifiuto che si sposta verso il basso per effetto della gravità. Sempre a questa categoria appartengono le griglie a gradini in cui i gradini fissi si alternano in eguale numero ai gradini mobili ed ogni gradino mobile scorre tra due fissi.

Le griglie a tamburi rotanti, a differenza delle precedenti, sono costituite da più tamburi affiancati, in genere in numero compreso tra 4 e 7, disposti su un piano inclinato di circa 30°. Ciascun tamburo ha un diametro di 1,5 m, lunghezza variabile in funzione della potenzialità del forno, velocità di rotazione nel senso di avanzamento del rifiuto variabile tra 0,5 - 12 giri/h ed è servito da una tramoggia di raccolta delle ceneri. Ogni tamburo è altresì dotato di una regolazione autonoma dell'aria comburente.

Il sistema presenta il vantaggio che in ogni istante metà griglia può essere raffreddata dall'aria di alimentazione mentre l'altra metà è esposta agli effetti della combustione.

In luogo del tamburo, nel caso delle griglie a catena queste sono formate da una serie di catene metalliche, senza fine, in genere 3 o 4, che, ruotando nel senso di avanzamento del rifiuto, lo convogliano a guisa di nastri trasportatori per tutta la lunghezza del forno. Essendo le catene parzialmente sovrapposte vengono a realizzarsi dei salti che favoriscono il mescolamento del rifiuto.

Le griglie oscillanti (o a barrotti basculanti) sono formate da una serie di elementi a forma di settori circolari disposti in file e montati su assi trasversali con rotazione periodica ed a funzionamento alternato. Questi elementi possono sollevarsi per poi ritornare nella posizione a raso rispetto al piano a griglia, provocando così un'agitazione della massa di rifiuto.

L'aspetto del raffreddamento degli elementi della griglia, risulta estremamente importante in quanto, se non considerato opportunamente, le conseguenze possono risultare disastrose sia per la stessa griglia sia, ovviamente, per il bilancio dell'intero impianto di termovalorizzazione. Al fine di risolvere un tale problema sono stati sviluppati tre principali sistemi di raffreddamento degli elementi della griglia: sistemi di raffreddamento ad aria, ad acqua e misti.

Nel caso di raffreddamento ad aria, al di sotto ed attraverso il piano della griglia, viene insufflato un flusso di aria allo scopo sia di alimentare con fluido comburente il focolare, sia per rinfrescare la parte degli elementi della griglia non direttamente esposta alla fiamma. Volendo migliorare le prestazioni del sistema di raffreddamento è possibile optare per un sistema a liquido refrigerante (solitamente acqua) che viene fatto fluire all'interno di appositi canalini realizzati direttamente all'interno della struttura dei barrotti, nel caso di griglia ad elementi alternati. Recentemente è stato introdotto un sistema di raffreddamento delle griglie che sfrutta contemporaneamente il risparmio legato all'impiego dell'aria, come anche l'elevata prestazione offerta da un fluido refrigerante quale l'acqua; questo è ciò che caratterizza il sistema di raffreddamento misto.

Solitamente, le griglie mobili raffreddate ad aria trovano impiego laddove il carico termico è compreso tra i 7 MW ed i 14 MW, invece il raffreddamento congiunto aria-acqua trova impiego per potenzialità superiori, fino a 21÷22 MW, come nel caso di utilizzo del CDR.

Un altro elemento che caratterizza un forno di termovalorizzazione dei rifiuti, risulta la struttura che sovrasta il piano a griglia e che risulta costantemente irraggiata dal calore sprigionato dallo strato di rifiuto bruciato sulla griglia medesima. Tale struttura, facente parte integrante della camera di combustione del forno, è realizzata con materiali refrattari opportunamente rivestiti con strati isolanti per assicurare il mantenimento di temperature di esercizio all'interno del forno di circa 1000 °C. Negli impianti di termovalorizzazione, la camera di combustione viene di norma provvista di un fitto fascio tubiero che permette un efficace raffreddamento delle pareti della stessa oltre al recupero dell'energia termica rilasciata dal rifiuto all'interno del focolare. All'interno di questi tubi viene fatta circolare acqua, alimentata successivamente al bollitore della caldaia.

Al fine di consentire l'innesco della reazione di combustione della massa di rifiuti, nonché di supplire ad eventuali carenze tecniche legate al basso potere calorifico dei rifiuti stessi, la camera di combustione viene inoltre provvista di un bruciatore ausiliario alimentato a gas metano con funzionamento automatico.

Tra le scelte strettamente a carattere progettuale, ricade anche la scelta del tipo di movimento dei fumi all'interno della camera di combustione: si può avere, infatti, un movimento in controcorrente ai rifiuti, trasversale alla griglia ed in equicorrente con i rifiuti. In molti casi le camere in equicorrente vengono usate per l'alimentazione con sostanze ben combustibili che richiedono scarso essiccamento, mentre le camere in controcorrente vengono impiegate quando sia richiesto un percorso dei fumi che ponga in contatto il rifiuto in alimentazione con correnti di gas caldo.

In conclusione, riportiamo, la tabella riassuntiva relativa ai parametri di progetto ed alle condizioni operative dei forni a griglia:

Parametri di progetto	
Carico termico sulla griglia	400.000 -800.000 kcal/m^2h
Carico termico volumetrico	60.000 – 200.000 kcal/m^3h
Tempo di residenza dei rifiuti	30 - 60 min
Carico termico superficiale	300.000 – 1.000.000 kcal/m^2h
Tempo di residenza fumi	2 - 6 s
Condizioni operative	
Temperatura di esercizio	850 – 900 °C (senza fusione scorie)
Rendimento energetico	20 – 80 % (a seconda che si recuperi solo energia elettrica o anche calore)
Eccesso d'aria	70 – 100 %

Tabella 2.4: Parametri di progetto e condizioni operative

2.4.2 Tecnologia: forno a letto fluido

Il forno a letto fluido è costituito da una camera di combustione all'interno della quale viene mantenuto un certo quantitativo di materiale inerte (il "letto"), di solito sabbia carbonatica (i carbonati, infatti, reagiscono con l'ossigeno e il biossido di zolfo, e formano solfati di calcio che vengono eliminati unitamente alle ceneri del letto consentendo così di ridurre le emissioni inquinanti di SO_2), tenuto in sospensione ("fluido") da una corrente ascendente di aria (che funge anche da comburente), immessa attraverso una griglia di distribuzione posta sul fondo. Il movimento del letto di sabbia garantisce un buon contatto comburente - combustibile, oltre a una notevole uniformità di temperatura e di miscelazione, che contribuiscono a garantire una combustione costante e completa.

Questa apparecchiatura, messa a punto inizialmente nell'industria petrolchimica, è stata adattata successivamente alla combustione di combustibili piuttosto omogenei e di pezzatura ridotta. I rifiuti urbani indifferenziati debbono dunque subire un pretrattamento, costituito, come minimo, da operazioni di triturazione e vagliatura. Questa tecnologia si è inoltre largamente affermata in altri Paesi per il trattamento di fanghi da depurazione di acque reflue (rifiuti già per loro natura omogenei e di pezzatura ridotta), soprattutto per trattamenti combinati di essiccamento termico + incenerimento, nei quali il calore recuperato è principalmente destinato alla fase di essiccamento, evitando così l'impiego di combustibili fossili.

In linea generale i combustori a letto fluido, sulla base della pressione d'esercizio, si differenziano in letti fluidi a pressione atmosferica e letti in pressione; questi ultimi applicati a diversi processi in campo industriale, presentano particolare interesse per la loro potenzialità nel consentire l'integrazione fra la fase di trattamento termico e quella di recupero energetico, tramite il loro inserimento come combustori in cicli di turbina a gas. Tuttavia le attuali problematiche nel trattamento dei gas prodotti prima dell'invio in turbina ne limitano ancora l'applicazione al caso dei rifiuti, per i quali si adottano quasi esclusivamente letti a pressione atmosferica. Nel campo dei letti a pressione atmosferica sono disponibili le due varianti di letto fluido "bollente" (detto anche "convenzionale") e di letto fluido "circolante" o "ricircolato", in funzione della velocità di efflusso dell'aria, che individua due modalità di funzionamento in cui, rispettivamente, il letto rimane in sospensione statica sotto le azioni contrastanti del peso e della spinta ascensionale ovvero viene trascinato con la corrente gassosa e ricircolato sul fondo dopo essere stato separato meccanicamente (tramite, ad esempio, un ciclone) dai fumi di combustione. La distinzione si basa sui valori della velocità superficiale dell'aria (velocità di fluidizzazione), definita come rapporto tra la portata d'aria alimentata (riferita alle condizioni di temperatura e pressione al di sopra del letto) e la sezione del letto stesso, che costituisce il parametro che condiziona significativamente il regime di funzionamento dell'apparecchiatura.

Nei letti fluidi bollenti (BFB – bubbling fluidized bed), nei quali l'aria viene insufflata dal basso ed il combustibile iniettato dall'alto o lateralmente, si riscontrano velocità di fluidizzazione fino a circa 3 m/s mentre nei letti circolanti (CFB – circulating fluidized bed) tale parametro raggiunge anche valori di 5 - 8 m/s (comunque superiori ai 4 - 5 m/s), determinando un consistente trascinamento del materiale costituente il letto in uscita dalla camera di combustione, sul fondo della quale viene reimmesso dopo la separazione dalla fase gassosa.

A fronte di una configurazione impiantistica più complessa i letti circolanti presentano turbolenze più elevate, con conseguenti miglioramenti nell'efficienza di combustione, di scambio termico e nella riduzione delle disomogeneità trasversali. Essi garantiscono inoltre un tempo di contatto molto prolungato (grazie al ricircolo) che ne consente il funzionamento con carichi termici specifici più elevati rispetto al letto bollente; i costi maggiori rispetto a questi ultimi ne giustificano tuttavia l'adozione solo per potenzialità piuttosto significative. Vi è da aggiungere che nel letto ricircolato la fase di separazione prevista con il ciclone permette di riciclare anche eventuali particelle di materiale incombuste, mentre nel caso di letto fluido bollente la presenza di queste negli effluenti risulterebbe di enorme fastidio per le successive fasi di trattamento dei fumi, oltre che fortemente penalizzante dal punto di vista della resa complessiva del processo.

Una caratteristica peculiare dei letti fluidi è data dalla possibilità di conseguire una rimozione dei gas acidi (SO_2, HCl), tramite l'iniezione di reagenti alcalini in fase di combustione. Tuttavia, a causa delle temperature operative, tale tecnica risulta efficace quasi esclusivamente nei confronti della SO_2.

Riportiamo di seguito lo schema di funzionamento dei combustori a letto fluido bollente e a letto fluido circolante.

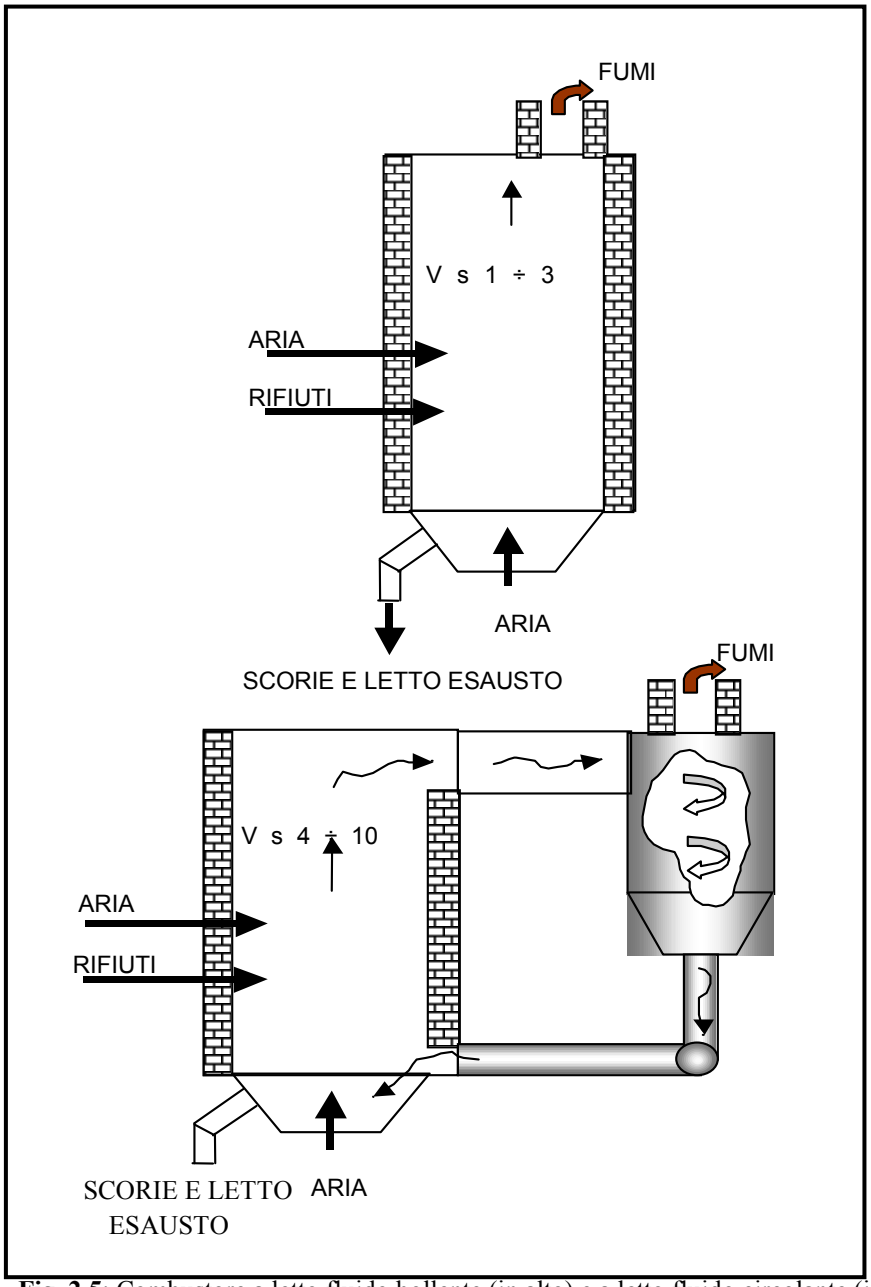


Fig. 2.5: Combustore a letto fluido bollente (in alto) e a letto fluido circolante (in basso)

Le caratteristiche di funzionamento che possono rendere interessante l'impiego dei sistemi a letto fluido per lo smaltimento dei rifiuti e specificamente per RSU e CDR, sono essenzialmente:

- possibilità di un miglior controllo degli inquinanti in fase di combustione, sia tramite l'iniezione di additivi (per HCl, SO_2), sia per mezzo di un'opportuna conduzione della combustione;
- possibilità di avere unità più compatte rispetto ai forni convenzionali a ragione dei maggiori carichi specifici possibili;
- buona flessibilità rispetto al carico ottenuto tramite il controllo dell'aria di combustione, anche con ampie escursioni del carico specifico. L'elasticità rispetto al carico è anche collegata all'inerzia termica del letto di inerte;

- possibilità di operare in modo discontinuo a causa dei minori tempi di accensione e spegnimento. Anche questa caratteristica è in buona parte collegata alla presenza del letto inerte;
- ridotto numero di parti meccaniche in movimento e quindi, almeno in linea di principio, minori possibilità di rotture e/o guasti;
- possibilità di operare con bassi eccessi d'aria (20 – 30 %), in quanto la temperatura è controllata anche mediante scambio termico (regime non adiabatico). Questo comporta un minore volume di fumi e di conseguenza impianti di depurazione di minori dimensioni ed un maggior rendimento energetico;
- elevata efficienza di combustione a causa dell'elevata turbolenza e sopratutto degli elevati tempi di residenza, dell'ordine di 5 - 6 secondi ed anche più;
- basso contenuto organico nelle scorie. Se il processo è ben condotto si hanno contenuti di organico anche inferiori a circa lo 0,2 - 0,3 %, mentre nei forni a griglia ad esempio si ha un contenuto dell'ordine del 2 – 5 % (circa).

Il funzionamento dei letti fluidi non è comunque esente da problemi, e questi sistemi richiedono una corretta gestione al fine ad esempio di evitare pericoli di defluidificazione del letto, che possono derivare dalla presenza di ceneri "basso fondenti" che portano a fenomeni di agglomerazione. Questo consiglia quindi di usare i letti fluidi quando le caratteristiche dei combustibili in alimentazione sono note ed è anche ben conosciuto il punto di rammollimento delle ceneri. Si possono avere inoltre problemi relativi all'omogeneità di mescolamento in senso trasversale, con necessità di incrementare i punti di iniezione del combustibile e/o di aumentare la velocità di fluidificazione.

L'impiego dei letti fluidi si è diffuso prima in Giappone e più recentemente in Europa.

Gli impianti sono generalmente forniti in una taglia variabile da 35.000 a 200.000 t/a. La disponibilità dei letti fluidi può essere generalmente garantita fino a 8.000 ore/anno.

Riportiamo, infine, la tabella riassuntiva relativa ai parametri di progetto ed alle condizioni operative dei forni a letto fluido.

Parametri di progetto	
Velocità di fluidificazione	3 – 5 m/s (letti fluidi bollenti) 5 – 10 m/s (letti fluidi ricircolati)
Carico termico	10 – 50 MWth (letti fluidi bollente) 40 – 80 MWth (letto fluido ricircolato)
Carico termico volumetrico	150.000 – 200000 kcal/m^3
Tempo di residenza rifiuti	50 – 90 min
Tempo di residenza fumi	> 3 s
Condizioni operative	
Velocità di fluidificazione	1 – 3 m/s (letti fluidi bollenti) 5 – 8 m/s (letti fluidi ricircolati)
Temperatura di esercizio	850 – 900 °C
Eccesso d'aria	20 – 30 %
Rendimento energetico	23 – 25 %

Tabella 2.5: Parametri di progetto e condizioni operative

2.4.3 Tecnologia: forno a tamburo rotante

L'impiego di forni rotanti si basa su esperienze consolidate, questa tipologia di forni è largamente utilizzata in molti paesi per il trattamento dei rifiuti industriali e dei fanghi, così come di rifiuti ospedalieri, e di CDR. Questo tipo di forno è particolarmente adatto al trattamento di terre di bonifica ed alla inertizzazione termica di scorie da incenerimento.

I forni rotanti sono reattori cilindrici, rivestiti internamente di materiale refrattario, dotati di opportuna inclinazione per favorire il movimento del materiale. I forni rotanti possono essere rivestiti internamente con placche di acciaio speciale facilmente intercambiabili; questo tipo di rivestimento permette di controllare la temperatura del materiale che si trova direttamente a contatto con la parete del forno controllando così lo stato fisico dello stesso. Si ottiene inoltre un'elevata resistenza meccanica sulle pareti interne, necessaria soprattutto per il trattamento di materiale eterogeneo contenente corpi (anche metallici) di vario peso e natura.

La variazione della velocità di rotazione consente di controllare il tempo di permanenza del rifiuto nella sezione di combustione ed il perfetto mescolamento con l'aria di combustione.

Il sistema di scarico delle scorie all'uscita del forno è progettato per evitare l'immissione delle stesse nell'ambiente durante le fasi di scarico del materiale. Attualmente si producono reattori con due schemi di flusso: in equicorrente ed in controcorrente. Per un rifiuto che si degradi termicamente in modo corretto, lo schema di flusso adottato non è importante, in quanto entrambi i tipi di forno possono risultare idonei al fine di distruggere il rifiuto. Stessa cosa non può dirsi per i rifiuti a bassa combustibilità (fanghi), oppure per i rifiuti con elevata produzione di scorie: il funzionamento di base in controcorrente offre il vantaggio di un migliore controllo della temperatura alle due estremità. Ciò comporta un minor pericolo di surriscaldamento del rivestimento refrattario e la possibilità di influire sulla qualità delle scorie, tramite la regolazione del bruciatore in modo mirato nell'ultimo segmento del cilindro. Il flusso in controcorrente, causa delle maggiori velocità associate, incrementa anche la turbolenza durante la combustione, che generalmente è una condizione auspicabile. Prima di lasciare il forno rotante, le ceneri e le scorie passano attraverso la zona di combustione finale, dove avviene l'alimentazione dell'aria necessaria per la combustione. Le scorie vengono quindi ossigenate intensivamente prima di lasciare il forno, per cui è praticamente impossibile che dette scorie trascinino materiale incombusto. Nel caso in cui ciò si renda necessario, l'impianto prevede la possibilità di riciclare ceneri e scorie al forno rotante. Ciò può essere particolarmente vantaggioso in tutti quei casi in cui il materiale alimentato al forno rotante non contenga una percentuale di materiale inerte sufficiente a garantire un buon funzionamento del sistema. Le ceneri e le scorie, raccolte in tramoggia e scaricate in continuo, sono convogliate al sistema di raccolta. L'ultima zona del forno rotante garantisce un raffreddamento delle scorie relativamente veloce, in modo da evitare il problematico stadio di raffreddamento ad umido delle scorie, le quali, possono invece essere scaricate direttamente su un nastro trasportatore a piastre d'acciaio. La parte bassa del sistema di post-combustione è a sua volta realizzata in modo da fungere da camera di calma e di separazione delle ceneri trascinate a valle del forno rotante.

Ove possibile i rifiuti o i fanghi sono alimentati al forno tramite una coclea a passo variabile con velocità e portata regolabili, permettendo così di variare la portata di alimentazione in modo automatico, in base ai dati di combustione. Il forno è dotato di un bruciatore a lancia multicanale per funzionamento a metano, per assicurare il riscaldamento iniziale, oppure per mantenere la stabilità della fiamma o, se necessario, per fornire il calore supplementare. La raccolta delle ceneri avviene tramite sistema di scarico con tenuta a secco o ad umido su speciali nastri in acciaio per il convogliamento finale di detti materiali in appositi container. Questi impianti sono progettati ponendo la massima attenzione sul concetto della sicurezza d'esercizio, sia per quanto riguarda il lato funzionale del settore della termo conversione, sia per il relativo stadio di post-combustione, dove la temperatura ed i tempi di permanenza (imposti dalla legislazione vigente) così come le elevate velocità di entrata al sistema, danno di per sé le massime garanzia. Il controllo della combustione completamente computerizzato non si basa esclusivamente su misure di temperatura e di ossigeno libero, ma anche sui dati di processo istantanei quali portata, pressione, potere calorifico, ecc. Non ci si limita quindi a rilevare un certo svolgimento della reazione, ma detto svolgimento è costantemente paragonato ai dati teorici impostati, ottenendo così la possibilità di prevedere per tempo eventuali

problemi, senza il pericolo di incorrere in blocchi e/o allarmi. Il sistema di controllo dell'impianto può essere anche dotato di un circuito televisivo chiuso. E' infine necessario dare la massima importanza alla completa automazione dell'intero sistema, in modo da ottenere una perfetta integrazione fra i parametri relativi alla conduzione, alla gestione ed al controllo di processo ed un confronto continuo di tutti i dati disponibili [Ragazzi et al., 2010].

2.4.4 Tecnologia: forno a piani multipli

Il forno è costituito da un corpo cilindrico verticale in acciaio rivestito internamente da materiale refrattario e isolante nel quale sono istallati con disposizione assiale una serie di piani orizzontali a loro volta rivestiti in materiale refrattario. Dal punto di vista costruttivo, un albero centrale ruotante attorno all'asse verticale del forno supporta dei bracci corredati di una serie di aspi e palette che fanno avanzare il materiale da trattare ai diversi piani. La sommità del forno ha un orifizio centrale nel quale vengono introdotti i fanghi disidratati da trattare. I piani sono alternativamente a scarico periferico (con aperture attraverso le quali il fango, sospinto dalle angolature degli aspi, delle palette e dei bracci, cade nel piano sottostante) e a scarico centrale (con una apertura centrale di scarico realizzata in modo da mantenere una luce abbastanza grande fra il bordo del piano di scarico e del rivestimento isolante dell'albero centrale). L'albero centrale e i bracci sono raffreddati con aria alimentata da un ventilatore. L'aria di raffreddamento può essere riutilizzata totalmente o parzialmente come aria di combustione preriscaldata. La stessa aria calda può venire inviata (tramite telecomando delle valvole) totalmente o parzialmente al camino a tiraggio forzato per essere miscelata ai gas di combustine preventivamente depurati, al fine di eliminare, o quanto meno ridurre (a seconda delle condizioni igrometriche e termiche dell'ambiente), il pennacchio di vapore. Durante la combustione i gas circolano verso l'alto, mentre il percorso dei fanghi è verso il basso quindi controcorrente. Il forno presenta tre zone operative così distinte:

- una prima zona di essiccazione che interessa i piani superiori del forno, dove ha luogo l'evaporazione dell'umidità libera del fango;
- una seconda zona di combustione che comprende i piani intermedi del forno, nei quali avviene la combustione delle materie organiche contenute nei fanghi. La temperatura di esercizio si aggira attorno ai 900 °C;
- una terza zona di raffreddamento delle ceneri che comprende gli ultimi piani inferiori del forno.

I gas caldi della zona di combustione lambiscono i fanghi freddi ed umidi nei piani superiori (zona di essiccamento) e perdono in tal modo gran parte del loro calore. La temperatura dei gas può scendere da 900 °C a circa 450 °C per effetto di questo scambio termico comportando così un notevole aggravio per i costi di gestione; tale aggravio può essere ridotto solo in parte mediante l'uso di aria di combustione preriscaldata. A valle del forno descritto è quindi necessaria l'installazione di un sistema di post-combustione che consenta di portare i gas di scarico alla temperatura di 850 °C con un tempo di reazione minimo di 2 secondi [Ragazzi et al., 2010].

2.5 Tecnologie alternative

Le principali tecnologie innovative, alternative all'incenerimento, analizzate nel presente lavoro sono la gassificazione e la pirolisi. Nel seguito dette tecnologie sono analizzate nel dettaglio.

2.5.1 Gassificazione

Il processo di gassificazione è noto e utilizzato (soprattutto per il carbone) da quasi 200 anni e consiste nella conversione di un materiale solido o liquido in un gas combustibile, ottenuta tramite un'ossidazione parziale condotta sotto l'azione del calore.

Al contrario della combustione, nella quale l'ossidazione viene condotta con un eccesso di comburente rispetto al valore stechiometrico, la gassificazione viene condotta con quantitativi di agente ossidante (aria, aria arricchita con ossigeno o ossigeno puro) inferiore a quello stechiometrico.

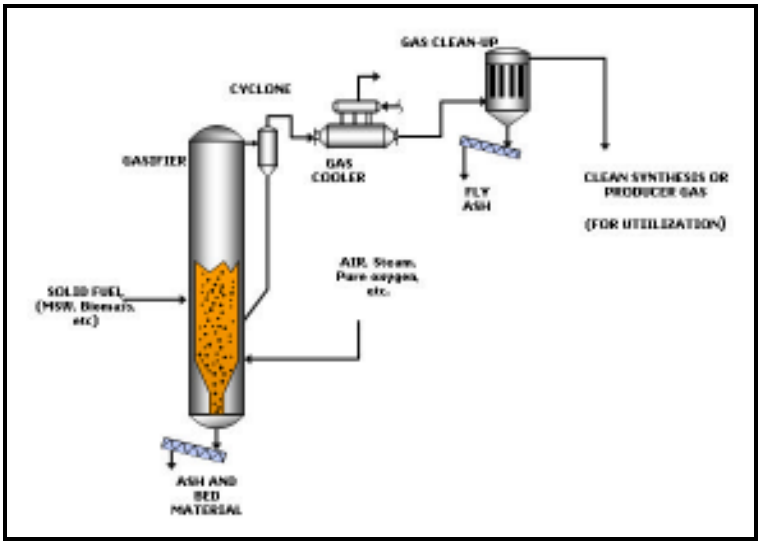


Fig. 2.6: Schema di un impianto di gassificazione

I prodotti derivati della gassificazione dei rifiuti sono costituiti essenzialmente da:

- una corrente gassosa (gas derivato o syngas), costituente il prodotto principale, che può contenere frazioni condensabili ("tar") a temperatura ambiente;
- un residuo solido costituito dagli inerti e dalla frazione organica non convertita (char).

Nel processo di gassificazione il calore necessario al processo viene fornito, in toto o parzialmente, dalle reazioni di ossidazione parziale che riducono le esigenze di apporti di calore dall'esterno. La temperatura e la sua distribuzione all'interno del reattore influenzano le caratteristiche del gas ottenuto e la ripartizione percentuale fra i vari prodotti ottenibili.

Anche se il processo può essere condotto in un ampio campo di temperature, di norma la formazione del gas ha luogo a temperature dell'ordine dei 750 °C o superiori. La temperatura operativa risulta di norma compresa fra 800 - 1100 °C nella gassificazione con aria e tra 1000 - 1400 °C in caso di impiego di ossigeno.

Ci sono tre modi principali per condurre un processo di gassificazione [ATO-R, 2010]:

- in ossidazione parziale con aria;
- in ossidazione parziale con ossigeno;
- in gassificazione con vapore.

L'ossidazione parziale con aria produce un gas che è diluito dall'azoto atmosferico (fino a valori del 60 %) ed ha un potere calorifico che varia nell'intervallo 4 – 8 MJ/Nm^3. L'ossidazione parziale con ossigeno produce un syngas libero da azoto e quindi con un più alto potere calorifico (tra 8 e 14 MJ/Nm^3). Se da un lato l'impiego di ossigeno puro ha come conseguenza portate inferiori di gas, con migliori poteri calorifici, minore tenore di tar (in questo caso si raggiungono temperature tali da consentire la decomposizione anche dei composti organici più resistenti, si completa così il passaggio in fase gassosa di tutta, o quasi tutta, la frazione combustibile senza elementi in fase liquido/vapore e cioè senza catrami o tar) e produzione di ceneri vetrose, di agevole e sicuro smaltimento, dall'altro lato

necessita di costi aggiuntivi per il suo approvvigionamento e può dare luogo a problematiche di gestione supplementari, legate a questioni di sicurezza dell'impianto.

La gassificazione con vapore produce un gas libero da azoto che ha tipicamente un potere calorifico che varia nell'intervallo 14 – 20 MJ/Nm^3. Il processo in questo caso non prevede reazioni di ossidazione esotermiche e necessita pertanto di una sorgente esterna che fornisca il calore necessario alle reazioni endotermiche di gassificazione. Nella maggior parte dei casi il gas prodotto dalla gassificazione contiene composti condensabili e particelle solide, che debbono essere rimosse prima del suo successivo impiego come vettore energetico. Il contenuto di tali composti dipende, oltre che dal rifiuto, soprattutto dalle condizioni operative di gassificazione.

Il processo di gassificazione consta di una combinazione di complicate reazioni riassunte da quanto riportato in Figura 2.7 e 2.8. I parametri che influenzano le reazioni e la distribuzione dei prodotti comprendono:

- range dimensionale delle particelle;
- contenuto di umidità;
- modalità di contatto gas-solido;
- pressione;
- velocità di riscaldamento;
- temperatura e profilo di temperatura;
- tempo di residenza.

Chemical Reaction	Name	Thermodynamic condition
Solid - Gas Reactions		
$C + 2O_2 \rightarrow CO$	Partial combustion	Exothermic
$C + O_2 \rightarrow CO_2$	Combustion	Exothermic
$C + 2H_2 \rightarrow CH_4$	Hydrogasification	Exothermic
$C + H_2O \rightarrow CO + H_2$	Water - gas	Endothermic
$C + CO_2 \rightarrow 2CO$	Boudouard	Endothermic
Gas - Gas Reactions		
$CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$	Shift	Exothermic
$CO + 3H_2 \rightarrow CH_4 + H_2O$	Reforming	Exothermic

Fig. 2.7: Reazioni di gassificazione e condizioni termodinamiche [Juniper, 2008]

Reactions	Equilibrium Conditions		
	Effect of increase in Temperature	Effect of increase in Pressure	Rate of reaction (kinetics)
Solid - Gas Reactions			
$C + 2O_2 \leftrightarrow CO$	To Right	To Left	Fast
$C + O_2 \leftrightarrow CO_2$	----	----	Very Fast
$C + 2H_2 \leftrightarrow CH_4$	To Left	To Right	Slow
$C + H_2O \leftrightarrow CO + H_2$	To Right	To Left	Moderate
$C + CO_2 \leftrightarrow 2CO$	To Right	To Left	Slow
Gas - Gas Reactions			
$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$	To Left	----	Moderate
$CO + 3H_2 \leftrightarrow CH_4 + H_2O$	To Left	To Right	Slow

Fig. 2.8: Considerazioni di equilibrio relative alle reazioni di gassificazione [Juniper, 2008]

L'attenzione verso la gassificazione è oggi dovuta ad una serie di vantaggi, sostanzialmente legati alla possibilità di combinare il tipo di rifiuto combustibile, l'agente gassificante, le condizioni di esercizio e le caratteristiche dello specifico reattore, per ottenere un gas che può essere impiegato in differenti applicazioni finali.

Attualmente i migliori risultati nell'applicazione del processo di gassificazione sono stati ottenuti su rifiuti aventi caratteristiche piuttosto omogenee. In particolare la maggior parte degli impianti esistenti, a livello nazionale e internazionale, sono alimentati a biomassa, che rispetto ai RSU presentano una composizione certamente più omogenea, rendendo il processo più semplice dal punto di vista operativo.

2.5.2 Pirolisi

Il processo di pirolisi consiste nella degradazione termica di un materiale, condotta in totale assenza di agente ossidante. L'eliminazione completa dell'ossigeno risulta alquanto difficoltosa da ottenere (molti materiali in ingresso a tali impianti contengono quantità rilevanti di ossigeno), per cui durante la pirolisi si assiste anche all'ossidazione di alcuni composti. Il processo è complessivamente endotermico e richiede pertanto apporto di calore dall'esterno, in genere ottenuto attraverso la combustione di parte dei prodotti ottenuti.

Il processo di pirolisi viene, di norma, condotto in un campo di temperature comprese tra 400 e 800 °C. L'azione del calore su di un rifiuto si esplica attraverso la rottura delle molecole complesse con formazione di composti più leggeri; il risultato del trattamento è quindi la produzione di:

- un gas (gas di pirolisi);
- una frazione liquida a temperatura ambiente (olio);
- un residuo solido ancora combustibile (char).

In linea generale i prodotti gassosi rappresentano dal 15 % al 30 % in peso del prodotto iniziale, con un' incidenza percentuale crescente con la temperatura del processo, e sono costituiti

essenzialmente da idrogeno, monossido di carbonio, anidride carbonica, idrocarburi leggeri (metano, etano, etilene ed acetilene) ed altri costituenti minori.

Il residuo liquido ottenibile dalla condensazione della fase vapore rappresenta, mediamente, il 50-60 % in peso del materiale di partenza; esso contiene notevoli tenori di umidità (sino al 60 – 80 %) ed è costituito da sostanze organiche complesse quali alcoli, chetoni ed idrocarburi condensabili di varia natura.

I residui solidi rappresentano circa il 20 – 30 % in peso del materiale iniziale, ed hanno un potere calorifico mediamente compreso tra 5.000 e 6.000 kcal/kg: essi sono costituiti da sostanze a base carboniosa, simili ai carboni bituminosi alle basse temperature di pirolisi (400 – 500 °C) ed a quelli di tipo antracitico a temperature più elevate (800 – 900 °C).

I prodotti di pirolisi possono avere diversi impieghi, in funzione del tipo di materiale trattato, anche se per il trattamento di rifiuti l'utilizzo più frequente è l'impiego come combustibile per la produzione di energia. Le caratteristiche dei materiali ottenuti e le loro quantità relative dipendono, oltre che dal tipo di materiale trattato, dalle condizioni operative con le quali viene condotta la pirolisi, in particolare la temperatura ed il tempo di esposizione del materiale a tale trattamento.

Tempi lunghi di esposizione a temperature moderate favoriscono la produzione di char, mentre un'esposizione limitata a temperature medio - alte massimizza la produzione delle frazioni liquide.

Ad esempio con tempi di esposizione molto brevi (inferiori a 1 secondo) a temperature dell'ordine dei 500 °C è possibile ottenere una resa in liquidi fino all'80 % della carica; per fare ciò è necessario "congelare" le reazioni e favorire la condensazione delle frazioni gassose formatesi attraverso un brusco raffreddamento (quenching) che consente di evitare la formazione di composti più leggeri che resterebbero allo stato gassoso a temperatura ambiente.

Se lo scopo principale invece è la formazione di un gas, è possibile ottenere un combustibile di buon potere calorifico (di norma compreso fra 3.500 e 5.000 kcal/Nm^3).

Le diverse condizioni operative attraverso le quali viene condotto il processo di pirolisi vengono principalmente individuate mediante il tempo di permanenza del materiale nelle condizioni caratteristiche del trattamento. Ciò consente di classificare tale processo secondo le seguenti categorie:

- slow pyrolysis o carbonizzazione, caratterizzata da basse velocità di reazione e temperature limitate (300 - 500 °C), in modo da massimizzare la resa in prodotti solidi (char);
- pirolisi convenzionale, in grado di fornire prodotti gassosi, solidi e liquidi, in quantità variabili in funzione soprattutto della temperatura operativa;
- pirolisi fast o flash, finalizzata a massimizzare la produzione di composti leggeri (gassosi o liquidi), suscettibili di ulteriori successivi trattamenti per l'impiego come combustibili o materia prima per l'industria chimica.

Per quanto riguarda le apparecchiature di pirolisi, esse sono più o meno le stesse impiegate per la gassificazione (letto fisso, letto mobile, letto fluido, tamburo rotante); le esperienze più significative hanno riguardato tuttavia l'impiego del tamburo rotante con riscaldamento indiretto [ATO-R, 2010].

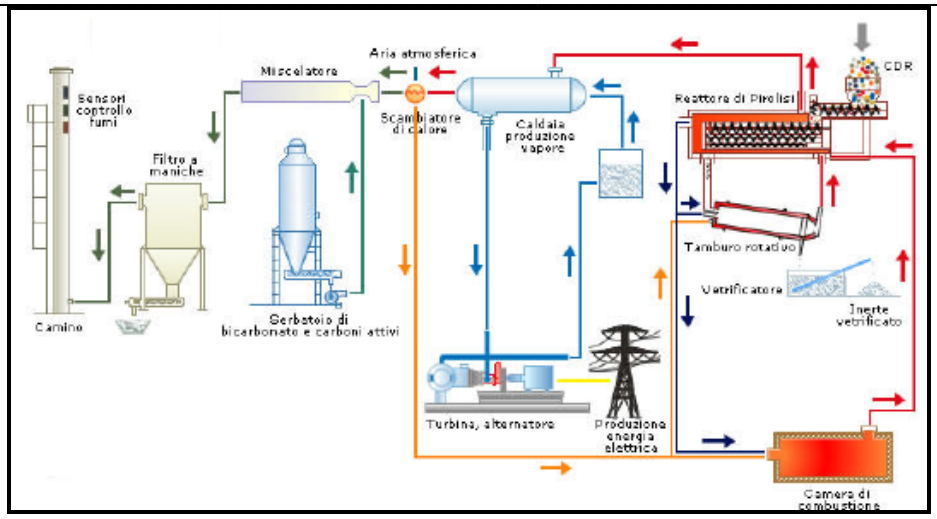


Fig. 2.9: Schema di un impianto pirolitico

Un impianto pirolitico è in genere costituito dalle seguenti sezioni:

- alimentazione: il materiale viene prelevato e convogliato all'entrata dell'alimentazione attraverso sistemi che impediscono all'aria esterna di entrare nel reattore di pirolisi;
- reattore di pirolisi: la temperatura del processo è di norma compresa tra 500 - 600 °C;
- camera di combustione gas di pirolisi - vetrificazione: è la sede in cui vengono combusti parte dei gas di pirolisi;
- caldaia a recupero per produzione di vapore;
- unità di trattamento fumi;
- sistema di controllo, impianto elettrico, quadro comandi;
- produzione di energia elettrica.

2.5.3 I processi combinati

I trattamenti termici di rifiuti basati su un singolo stadio di gassificazione o pirolisi ben si adattano al trattamento di rifiuti piuttosto omogenei, quali quelli costituiti da rifiuti agricoli e forestali, che presentano limitate variazioni delle loro caratteristiche chimico – fisiche. Sono state tuttavia sviluppate alcune tecnologie più complesse, che impiegano la combinazione di due o più processi di trattamento termico, in grado di trattare rifiuti (o anche miscele di rifiuti) aventi caratteristiche meno omogenee e variabili nel tempo, quali, ad esempio i rifiuti urbani ed alcune tipologie di rifiuti industriali.

L'adozione di processi combinati può scaturire dall'esigenza di conseguire particolari obiettivi di trattamento in funzione anche della situazione locale nella quale l'impianto sarà installato. Così, ad esempio trattamenti che prevedono solo uno stadio secondario di combustione sono finalizzati alla massimizzazione del recupero, evitando la necessità di trattare preventivamente il gas prima del suo impiego finale. Processi invece che abbinano la pirolisi e la gassificazione tendono a massimizzare il recupero di gas derivato, che tuttavia necessita di trattamenti di depurazione preventiva prima del suo impiego come combustibile in installazioni di recupero energetico non convenzionali (turbogas, motori alternativi, cicli combinati ad alta efficienza) ovvero come materia prima secondaria per l'industria chimica.

Trattamenti infine che prevedono uno stadio di vetrificazione dei residui solidi mirano ad ottenere un prodotto stabile, creando le condizioni di un suo potenziale riutilizzo, a scapito della quantità netta di energia elettrica e/o termica potenzialmente recuperabile.

Nella tabella che segue sono sinteticamente riportate le possibili combinazioni di processi attualmente proposte.

pirolisi + gassificazione
pirolisi + combustione
gassificazione + combustione
pirolisi + gassificazione + combustione
gassificazione + vetrificazione
pirolisi + vetrificazione
gassificazione + combustione + vetrificazione

Tabella 2.6: Principali processi combinati [ATO-R, 2010]

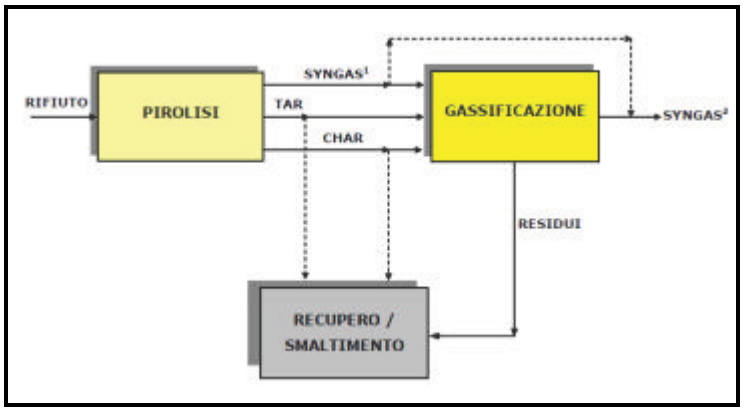


Fig. 2.10: Processi combinati di pirolisi/gassificazione [ENEA, 2008]

2.5.4 Tecnologia di gassificazione e pirolisi

Per l'applicazione industriale dei processi di gassificazione e pirolisi dei rifiuti sono state proposte varie configurazioni impiantistiche, che differiscono per la tipologia dell'apparecchiatura di conversione e per le condizioni operative adottate nel ciclo completo di produzione ed utilizzo del gas derivato.

Rispetto alle tipologie di apparecchiature adottate è possibile, in linea generale, raggruppare le apparecchiature impiegate nelle seguenti tipologie, riferibili sia alla gassificazione sia alla pirolisi:

- reattori a letto fisso;
- reattori a letto fluido;
- reattori a letto mobile;
- reattori di tipo particolare.

In generale la differenza tra le varie configurazioni impiantistiche risiede nei differenti tempi di permanenza (dell'ordine delle ore nei gassificatori statici, dei minuti in quelli a letto fluido ed anche inferiore in particolari tipologie di apparecchiature) e nella velocità di riscaldamento, variabile da alcuni °C/s (letto fisso) a 102 - 103 °C/s (letti fluidi ed altre specifiche tipologie di reattori).

Tipo di Reattore		Modalità di Contatto
Letto Fisso:	"Downdraft"	Il solido ed il gas si muovono verso il basso, in equicorrente.
	"Updraft"	Il solido si muove verso il basso e il gas si muove verso l'alto, in controcorrente.
	Equicorrente	Il solido e il gas si muovono nella stessa direzione, ad es. come nel caso "downdraft" oppure entrambi verso l'alto.
	Contro corrente	Il solido e il gas si muovono in direzioni opposte (ad es. come nel caso "updraft" ma i flussi delle correnti possono anche essere invertiti).
	Correnti incrociate	Il solido si muove verso il basso, il gas si muove perpendicolarmente, cioè con moto orizzontale.
	Varianti	Letto mescolato, gassificazione in due stadi.
Letto fluido	Bollente	Velocità gas relativamente bassa, il solido inerte resta all'interno del reattore.
	Circolante	Il solido inerte viene trascinato con la corrente gassosa, separato e ricircolato.
	Trascinato	Presenta elevate velocità della fase gassosa più leggera, può essere realizzato in un reattore di tipo ciclonico.
	Reattori accoppiati	La pirolisi (e/o la gassificazione con vapore) avviene nel 1° reattore, il char prodotto viene trasferito nel 2° reattore, dove è combusto per riscaldare l'elemento fluidificante la ricircolazione. Come combustore viene di norma impiegato un letto bollente.
Letto mobile	Varianti	Il solido è trasportato meccanicamente di norma orizzontalmente. Esso è tipicamente usato per processi a bassa temperatura quali la pirolisi. Piani multipli, letto mobile orizzontale, piani inclinati, cilindro con coclea.
Altro	Tamburo rotante	Garantisce un buon contatto gas-solido, tramite la rotazione.
	Vortex	Sfruttano i fenomeni di attrito e abrasione derivanti dall'alta velocità delle particelle per conseguire elevate velocità di reazione.

Fig. 2.11: Tipologie di reattori

2.6 Aspetti di recupero energetico

Vengono riportate nel seguito alcune indicazioni relative alla modalità di recupero energetico per i sistemi tradizionali di combustione diretta mediante incenerimento e per i sistemi innovativi di gassificazione e pirolisi.

2.6.1 Recupero energetico da incenerimento

Il recupero di energia dall'incenerimento ha iniziato a svilupparsi negli anni '70 quando si è integrata l'apparecchiatura di combustione con trattamenti piuttosto semplificati di depurazione finalizzati dapprima alla riduzione del carico di polveri e, successivamente, anche all'abbattimento dei gas acidi presenti nei fumi. Esso viene effettuato attraverso il recupero del calore che deriva dal raffreddamento dei fumi che si rende necessario per il loro successivo trattamento. Il recupero avviene sotto forma di produzione di energia elettrica e/o termica, ottenuta attraverso l'impiego del vapore generato in un'apposita caldaia, concettualmente costituita da uno scambiatore di calore acqua-fumi.

In pratica lo schema impiantistico è del tutto simile a quello tipico delle centrali termoelettriche, anche se le condizioni operative (pressione, temperatura) sono assai meno severe, a causa della presenza nei fumi di composti corrosivi e di ceneri trascinate che possono dare luogo a fenomeni di corrosione e erosione, nonché alla formazione di depositi ("slagging") sulle pareti di scambio termico.

2.6.1.1 Generatore di vapore

In termini tecnologici, la precedente concezione degli impianti era basata su una sezione di combustione, costituita da un combustore adiabatico, a sua volta suddiviso in una camera di combustione e una di post-combustione (entrambe rivestite interamente di muratura refrattaria). Seguiva la sezione di depurazione fumi, tipicamente con sistemi ad umido, eventualmente preceduta da un'eventuale sezione di scambio termico, realizzata con scambiatori convettivi (spesso finalizzata

al solo soddisfacimento dei fabbisogni termici dell'impianto). L'attuale configurazione costruttiva è basata invece su un combustore integrato con il generatore di vapore; il recupero termico ha dunque inizio direttamente all'interno della camera di combustione. Infatti quest'ultima è costituita da pareti o tubi di acqua dotate di membrane che fanno parte del circuito di generazione del vapore.

Generalmente le pareti sono rivestite di muratura refrattaria (tipicamente a base silico – alluminosa), dietro la quale possono essere presenti pareti membranate realizzate con tubazioni in materiale quale acciaio inossidabile, Inconel, ecc.; il cielo è invece realizzato direttamente con pareti membranate protette da uno strato di carburo di silicio (SiC). Segue un primo passo radiante vuoto di forma parallelepipeda, con una larghezza sostanzialmente uguale a quella di griglia e una profondità di circa metà della sua lunghezza. Le pareti laterali sono costituite da pareti membranate protette da SiC; il cielo, anch'esso membranato, è spesso realizzato con tubazioni dotate di protezione in Inconel.

Il canale si sviluppa verticalmente dal centro della camera di combustione, a partire dalla sezione in cui sono disposti gli ugelli di insufflazione dell'aria secondaria; questo volume sostituisce la camera di post-combustione in refrattario prevista nella vecchia concezione impiantistica.

All'uscita del canale si ha una prima inversione dei fumi, che attraversano un secondo passo vuoto discendente e successivamente invertono nuovamente la direzione percorrendo un terzo passo ascendente. In entrambi i canali si ha uno scambio prevalentemente radiativo tra la corrente gassosa e le pareti membranate, generalmente protette con rivestimento in Inconel. In corrispondenza della seconda inversione è presente una tramoggia per lo scarico delle ceneri volanti.

L'elemento critico nel dimensionamento della sezione convettiva è rappresentato dallo stadio finale del surriscaldatore, il quale si può trovare ad operare in un campo di temperature nel quale i problemi di corrosione e di incrostazione assumono particolare intensità.

A differenza dei generatori di vapore alimentati con combustibili tradizionali, i surriscaldatori non si trovano quindi in camera di combustione ma sono inseriti dopo una serie di canali vuoti, in modo da ridurre la temperatura dei fumi attraverso uno scambio radiativo e non con fasci tubieri. All'uscita dal terzo passo radiante i fumi si trovano a 700°C circa (in condizioni nominali) e incontrano un primo banco di scambio costituito da alcuni ranghi di tubi di evaporatore: si tratta di uno schermo che ha la funzione di banco di protezione per il surriscaldatore seguente abbassando ulteriormente la temperatura dei fumi fino a circa 650°C. Seguono i banchi di surriscaldatore, di cui il primo nella direzione dei fumi è lo stadio finale disposto in equicorrente. Tra i banchi di surriscaldatore è opportuno disporre uno o più attemperamenti, in modo da poter governare adeguatamente le temperature del vapore ai carichi parziali e le eventuali variazioni delle condizioni di esercizio per effetto di incrostazioni.

Dopo i surriscaldatori vi sono ulteriori eventuali banchi di evaporatore e gli economizzatori. Il dimensionamento di questi ultimi è svolto in funzione delle esigenze del sistema di depurazione rispetto alla temperatura dei fumi in ingresso al trattamento. Talvolta possono essere presenti ulteriori banchi di recupero finalizzati al preriscaldamento delle condense.

Tutti i fasci tubieri della sezione convettiva sono realizzati con tubazioni di acciaio al carbonio ad eccezione dello stadio finale del surriscaldatore per il quale si impiega acciaio legato al cromo con eventuale protezione in Inconel.

I banchi sono realizzati con ranghi di tubi verticali sospesi, disposti su file allineate con elevato rapporto passo/diametro nella direzione di flusso dei fumi (decrescente lungo il loro percorso), allo scopo di evitare l'insorgenza di accumuli di fuliggine che possono determinare incrostazioni e occlusioni. A tale proposito devono essere previsti efficaci sistemi di pulizia basati su sistemi di percussione dei fasci e/o soffiatori di fuliggine. Inoltre, al di sotto dei banchi di scambio sono disposte le tramogge per lo scarico delle ceneri volanti.

Per ciò che riguarda il funzionamento, in generale, i fumi in uscita dalla camera di combustione entrano nel generatore di vapore ad una temperatura dell'ordine dei 1000 °C (valore di temperatura ottimale per evitare fenomeni di corrosione tra gli acidi presenti nei fumi ed il carbonio costituente i tubi vaporizzanti) ed escono ad una temperatura pari a circa 200 °C, onde evitare fenomeni di corrosione sui tubi dell'economizzatore a causa della possibile formazione di condense acide.

La pressione di esercizio del generatore di vapore è, di norma, attorno ai 60 - 80 bar con una temperatura del vapore surriscaldato in uscita dal generatore di circa 400 °C.

Il generatore di vapore è alimentato con acqua demineralizzata e pressoché priva di ossigeno, per la cui produzione viene previsto un idoneo sistema di trattamento di tipo convenzionale, costituito da un impianto di demineralizzazione cui seguono la degasazione termo-fisica e l'aggiunta di opportuni additivi.

2.6.1.2 Ciclo a vapore

Il vapore prodotto dalla combustione del rifiuto può essere utilizzato secondo una delle modalità seguenti:

- fornitura diretta di vapore ad utenze termica industriali o di acqua calda/surriscaldata ad utenze civili, mediante scambiatore di interfaccia (sola produzione di energia termica);
- espansione in turbina a vapore con ciclo a condensazione (sola produzione di energia elettrica);
- espansione in turbina a vapore con ciclo a contropressione o spillamento (produzione combinata di energia elettrica e termica o cogenerazione).

L'ipotesi di sola produzione termica trovava applicazione in passato, in particolare in impianti che operavano a servizio di reti di teleriscaldamento. Il vapore era prodotto in condizioni di saturazione per evitare la necessità di surriscaldatori. La tecnologia attuale consente di risolvere adeguatamente i problemi costruttivi connessi con la realizzazione dei surriscaldatori. Di conseguenza, la soluzione di sola produzione termica non appare conveniente rispetto alla soluzione cogenerativa.

Nel caso di produzione di sola energia elettrica la produzione del vapore dal generatore è utilizzata in un ciclo a condensazione.

Tipicamente la struttura dell'impianto prevede due o tre linee di combustione accoppiate ad unica sezione di potenza. Il vapore prodotto dalle linee converge su un collettore dal quale è inviato alla turbina per l'espansione fino alla pressione di condensazione (qualche decimo di bar). Uno spillamento regolato preleva dalla turbina una parte del vapore per i seguenti utilizzatori:

- il degasatore, per il trattamento e il preriscaldamento delle condense;
- il preriscaldamento dell'aria comburente, effettuato con appositi scambiatori (*steam coil*) disposti sui condotti di mandata;
- l'eventuale post-riscaldamento dei fumi dopo la depurazione, per l'espulsione a camino.

Lo scarico della turbina è inviato al condensatore, nel quale è riportato allo stato liquido; il calore di condensazione (non utilizzato) è scambiato con l'ambiente. Il gruppo pompe di estrazione trasferisce il condensato al degasatore, al quale giungono anche le condense di ritorno dagli utilizzatori di vapore e la portata di acqua demineralizzata per il reintegro delle perdite (spurghi caldaia e degasatore). Infine il gruppo pompe di alimento preleva l'acqua dal degasatore e la invia in ingresso al generatore di vapore.

Per ciò che riguarda il ciclo in assetto cogenerativo abbiamo che l'erogazione di calore è attuata prelevando vapore dal ciclo termodinamico e inviandolo alle utenze. In base alle modalità con le quali è effettuato tale prelievo, è possibile distinguere i due cicli cogenerativi seguenti:

- ciclo a contropressione;
- ciclo a spillamento.

Nel primo caso il vapore per l'utenza è prelevato allo scarico della turbina, che pertanto è esercito ad una pressione coerente con le esigenze degli utilizzatori (tipicamente 3.5 bar). In questo modo l'espansione in turbina si arresta in corrispondenza della pressione di scarico. Tutto il vapore scaricato è inviato all'utenza che lo restituisce sotto forma di condense; queste sono riammesse in alimento al generatore di vapore, previo reintegro e trattamento nel degasatore. Di conseguenza in linea teorica, a differenza del ciclo a condensazione, il condensatore non è necessario.

Nel ciclo a spillamento, il vapore è prelevato dalla turbina in uno o più punti intermedi dell'espansione (in corrispondenza delle pressioni richieste dall'utenza) ed è inviato all'utenza che lo restituisce sotto forma di condense. In questo modo solo il vapore spillato arresta l'espansione mentre la restante quota si espande in turbina fino alla pressione di condensazione (qualche decimo di bar); la portata scaricata dalla turbina è inviata ad un condensatore, analogamente a quanto avviene in un ciclo a condensazione.

Nel ciclo a contropressione, la portata di vapore ammessa alla turbina corrisponde a quella inviata all'utenza; di conseguenza l'assetto di funzionamento è sostanzialmente rigido. Il ciclo a spillamento è più flessibile in quanto la portata spillata può essere modulata ed è quindi possibile regolare con continuità quanto inviare all'utenza, da zero fino a tutta la portata prodotta dal generatore di vapore[1].

Nella figura seguente è rappresentato il campo di funzionamento del ciclo a spillamento.

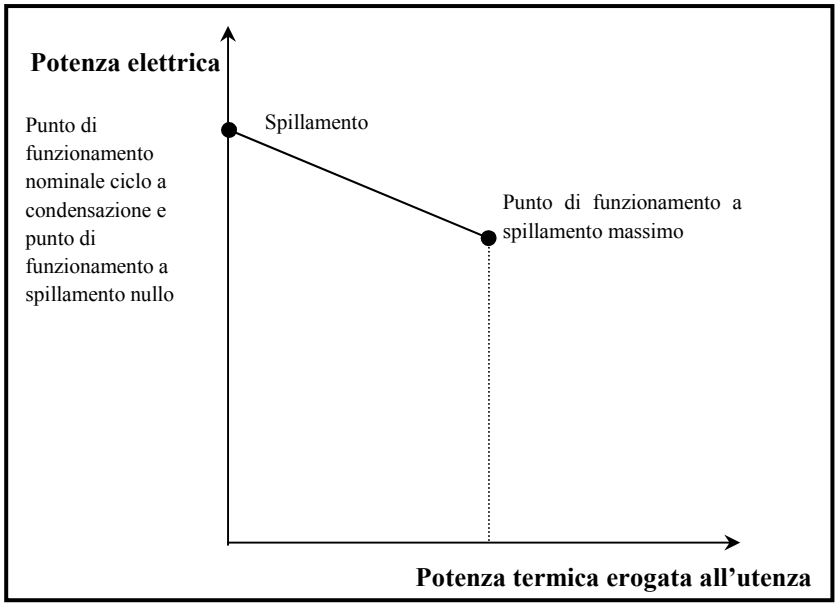


Fig. 2.12: Campo di funzionamento del ciclo a spillamento

[1] In realtà in condizioni di spillamento massimo è necessario garantire una minima portata di vapore per gli stadi successivi.

La condizione a spillamento nullo coincide con il funzionamento in sola generazione elettrica ovvero l'assetto del ciclo a condensazione. All'aumentare dello spillamento diminuisce la portata che espande completamente in turbina, con una conseguente riduzione della potenza elettrica generata. La flessibilità del ciclo a spillamento lo rende preferibile rispetto a quello a contropressione in tutte le applicazioni in cui il carico termico sia variabile nel tempo, come nel caso di utenze civili che utilizzino il calore per il riscaldamento.

2.6.2 Recupero energetico da gassificazione/pirolisi

Da un punto di vista energetico i processi di pirolisi/gassificazione presentano, rispetto alla combustione convenzionale, alcuni potenziali vantaggi: infatti il gas prodotto può avere diversi impieghi in funzione del livello di purezza raggiunto. Le alternative sono l'impiego come vettore energetico (con efficienze diverse in base al dispositivo utilizzato per la produzione) o l'impiego nella sintesi di diversi prodotti chimici (da idrogeno a metanolo, ammoniaca, combustibili liquidi, ecc.) [Arena U. et al., 2009][Belgiorno V. et al., 2003]. Delle due opzioni la prima è quella comunemente praticata.

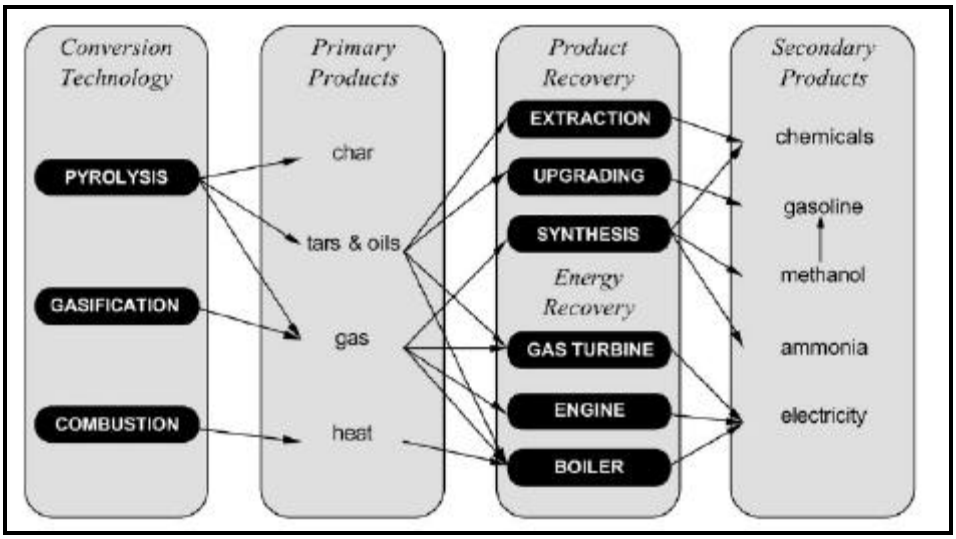


Fig. 2.13: Processi di conversione termica e prodotti

In generale lo sfruttamento energetico del gas prodotto può essere effettuato secondo due alternative (si veda Figura 2.14):

- combustione diretta del gas così come prodotto, oppure dopo trattamenti non particolarmente spinti, in sistemi convenzionali di combustione (ad esempio caldaia) posti a valle del gassificatore (conversione di tipo "termico");
- utilizzo del gas di sintesi in sistemi quali motori alternativi e turbine a gas, previa depurazione spinta (conversione di tipo "elettrico").

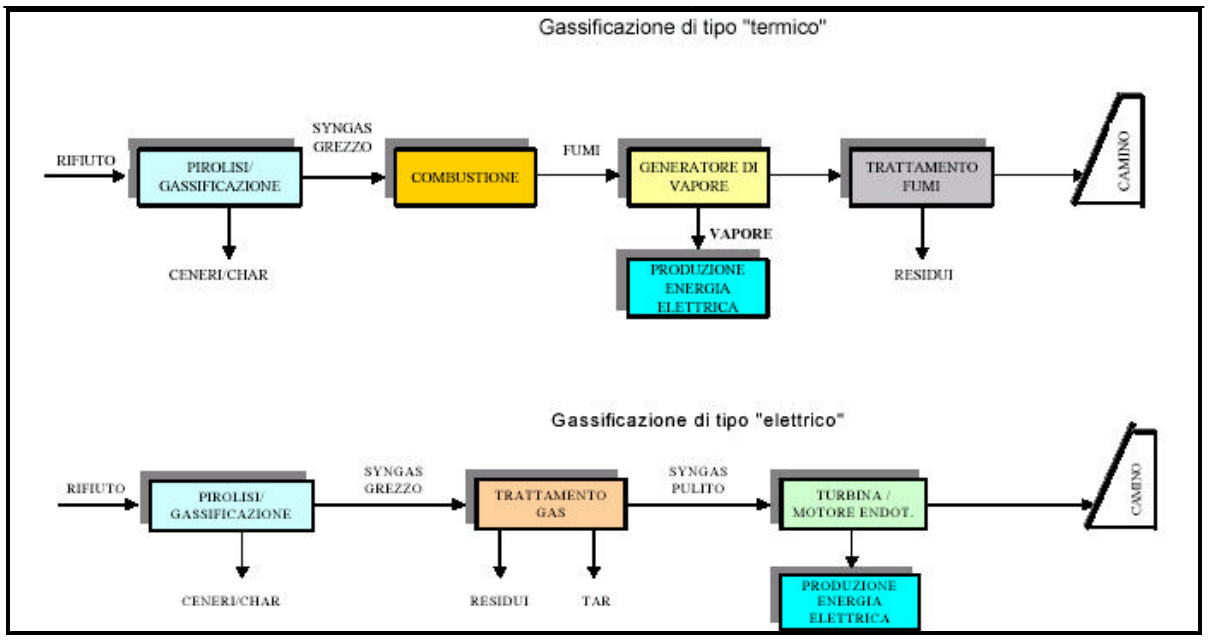


Fig. 2.14: Conversione del syngas in energia

La prima soluzione, quella in assoluto più praticata, non differisce sostanzialmente dalla combustione convenzionale dei rifiuti. La differenza diviene pressoché formale in alcuni casi, nei quali non è possibile separare fisicamente la fase di pirolisi/gassificazione da quella di combustione finale del gas derivato, per cui il trattamento viene a configurarsi come un incenerimento in due stadi.

Nella gassificazione di tipo "elettrico", invece, risultano ben distinte le due fasi della produzione del gas derivato e del suo impiego, in una turbina o in motore endotermico, per la produzione di energia elettrica: è in questo caso richiesto un trattamento di depurazione spinta.

La conversione di tipo elettrico prevede per il syngas i seguenti utilizzi:

- combustione in motori a combustione interna previa depurazione spinta con un'efficienza nettamente superiore rispetto al sistema con turbina a vapore (37 – 41 %);
- utilizzo, previa depurazione maggiormente spinta rispetto al punto precedente, in un ciclo combinato turbo-gas turbo-vapore (IGCC, Integrated Gasification Combined Cycle) con efficienze di recupero del 40 – 50 %;
- produzione di idrogeno ed alimentazione di celle a combustibile con rese energetiche potenziali superiori al 60 %.

La Figura 2.15 [Whiting, 2008] riporta i rendimenti lordi di produzione di energia elettrica potenzialmente ottenibili da impianti di gassificazione/pirolisi, in funzione del sistema utilizzato (turbina a vapore, motori endotermici, sistemi combinati turbina a gas/turbina a vapore, celle a combustibile): si noti come all'aumentare dell'efficienza energetica raggiungibile aumenta la complessità impiantistica e probabilmente diminuisca per contro l'affidabilità del sistema.

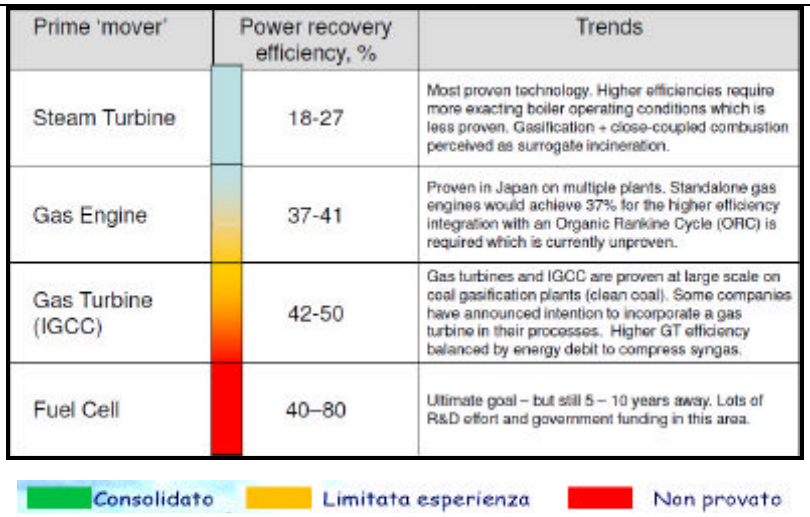


Fig. 2.15: Confronto tra i diversi sistemi di recupero energetico utilizzati negli impianti di trattamento termico dei rifiuti [Whiting, 2008]

Il principale ostacolo tecnologico all'utilizzo del syngas prodotto attraverso processi di pirolisi/gassificazione in sistemi ad alto rendimento, quale un ciclo combinato o un motore endotermico, è la necessità di pulizia del syngas per l'eliminazione dei contaminanti in esso contenuti. Per l'impiego del syngas si richiede una pulizia di livello crescente, passando da un minimo, per impieghi in caldaie combinate con turbine a vapore, ad uno sempre maggiore per impiego diretto in motori endotermici e in turbine a gas e in futuro anche in celle a combustibile.

	Valore ammissibile		
	Caldaia	**Motore C.I.**	**Turbina a gas**
Parametro			
PCI [MJ/Nm^3]	Non limitato	$\geq$ 4 a	$\geq$ 4 a
Tar [mg/Nm^3]	Non limitato	100 b	10 b
Particolato [mg/Nm^3]	Non limitato	50 c	2,4 c
Metalli alcalini (Na, K) [ppmw]	Non limitato	0,025 – 0,1 c	0,025 – 0,1 c
Metalli pesanti (Pb, Hg, V) [ppmw]	Non limitato	0,1 c	0,1 c
H_2S [ppmv]	Non limitato	20 d	20

Tabella 2.7: Caratteristiche richieste per il syngas per il suo utilizzo nei diversi sistemi di recupero energetico [Arena U. et al., 2009]

La depurazione del syngas, oltre a costituire una complicazione di carattere operativo gestionale, determina un impoverimento del contenuto energetico del gas, sia in termini di calore sensibile (raffreddamento), sia di potere calorifico (rimozione del tar). Tra i principali contaminanti presenti nel syngas particolare importanza rivestono le particelle solide trascinate, i gas acidi (HCl, H_2S, acidi organici) ed alcalini (NH_3) ed il tar, costituito da un complesso di idrocarburi pesanti condensabili. Quest'ultimo, in particolare, può formare depositi viscosi di sostanze oleose e polveri a seguito del raffreddamento del gas già a temperature intorno ai 250 – 300 °C, con conseguenti problemi di sporcamento e di intasamento delle superfici e degli organi meccanici. Le tecnologie per la rimozione del tar dal syngas sono essenzialmente di tipo chimico (cracking termico o catalitico) o fisico (cicloni,

scrubber, filtri ceramici, filtri a maniche o elettrostatici e metodi ad adsorbimento). Sono tutti processi di per sé in grado di offrire buone prestazioni, ma è necessario precisare che portano a due grossi svantaggi: costi di investimento e di esercizio elevati e perdita dell'energia chimica dai tar eliminati (ad alto tenore di carbonio ed idrogeno).

In tale ambito, ed al fine in particolare di contenere il secondo aspetto negativo, sono stati proposti progetti per la rimozione e il riciclo del tar. In particolare, nel seguito, si riportano indicazioni relative a due progetti messi a punto dall'ECN (Energy Research Centre of the Netherland) utilizzando come materiale combustibile per lo più biomassa.

Rimozione del tar

Come visto in precedenza il gas prodotto dalla gassificazione contiene generalmente solidi, tar e impurità inorganiche; i sistemi di trattamento a questo fine previsti comprendono i seguenti step:

- raffreddamento del gas;
- rimozione delle particelle solide;
- rimozione delle impurità organiche (tar);
- condensazione dell'acqua;
- rimozione delle impurità dell'acqua.

Il punto più delicato è sicuramente la rimozione del tar. A tal proposito si riportano, nel seguito, alcune indicazioni preliminari, relative ad un modulo di trattamento, denominato OLGA (OiL Gas scrubber) sviluppato dall'ECN.

Nella figura sottostante viene visualizzato dove si inserisce il sistema OLGA.

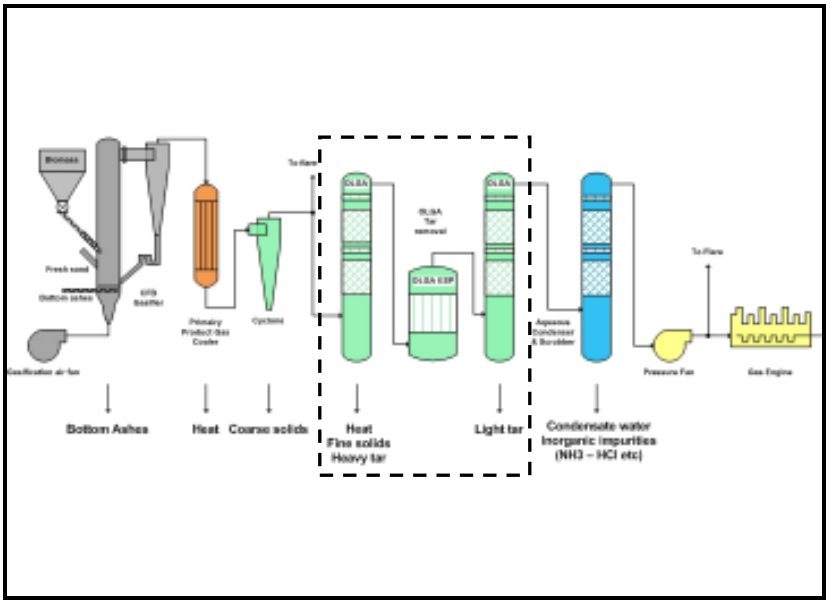


Fig. 2.16: Sistema OLGA

La filosofia del metodo OLGA è basata sul controllo del punto di condensazione. Nella figura sottostante sono mostrati i punti di condensazione dell'acqua e del tar assieme ai diversi steps logici del processo.

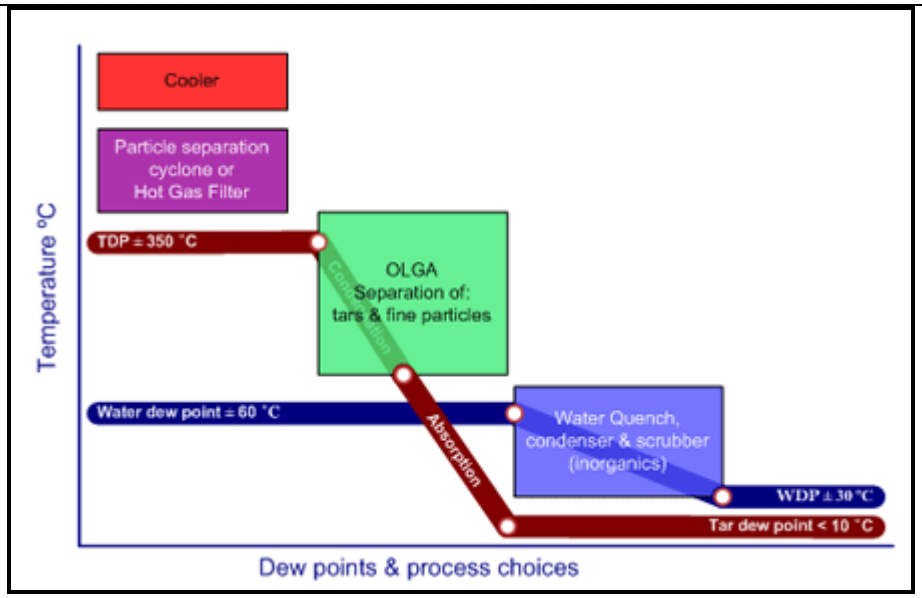


Fig. 2.17: Rappresentazione degli steps del processo

Riassumendo gli steps del processo, desumibili da quanto riportato in Figura 2.17, essi sono:

- raffreddamento del gas prodotto: il gas esce dal gassificatore ad una temperatura di circa 700 – 900 °C ed entra nel sistema OLGA ad una temperatura di 380 °C;
- separazione dei solidi (che avviene ad una temperatura di circa 380 °C); per questo step esistono due diverse alternative:
  - rimozione dei solidi grossolani mediante un ciclone (e mediante il sistema OLGA per i solidi fini e gli aerosols):
  - rimozione di tutti i solidi mediante un filtro "hot gas";
- separazione del tar attraverso il sistema OLGA, per questo step è prevista una temperatura di ingresso del gas di circa 380 °C ed una temperatura di uscita di circa 70 – 90 °C (comunque sopra il punto di condensazione dell'acqua);
- condensatore dell'acqua, per questo step è prevista una temperatura di ingresso di circa 70 - 90 °C ed una temperatura di uscita di circa 30 °C;
- scrubber ad acqua, nel quale il gas entra ad una temperatura di circa 30 °C.

Il sistema OLGA opera sopra la temperatura di condensazione dell'acqua e riduce il punto di condensazione del tar ad un livello inferiore rispetto alla temperatura del processo.

Il principio di funzionamento è il seguente: la rimozione del tar è basata su un lavaggio a stadi multipli in cui, il gas è purificato utilizzando uno speciale olio di lavaggio. Nella prima sezione di OLGA (denominato collettore) il gas viene raffreddato. Le particelle pesanti di tar condensano e sono raccolte, successivamente vengono separate e possono essere riciclate in testa al gassificatore assieme a dei piccoli quantitativi di materiale spurgato.

Nel secondo stadio (denominato stadio di assorbimento/strippaggio) i tar leggeri vengono assorbiti dall'olio di lavaggio che viene in questo modo saturato dagli stessi tars leggeri. Questo olio saturo è rigenerato nello stadio di strippaggio. Nel caso di gassificatore ad aria o a vapore lo strippaggio dei tars dall'olio di lavaggio avviene utilizzando un flusso di aria calda. Questa aria carica di tars leggeri può essere utilizzata come mezzo gassificante nel gassificatore. Tutti i tar (leggeri e pesanti) possono

essere riciclati in testa al gassificatore (all'interno del quale saranno distrutti) e contribuiranno ad aumentare l'efficienza energetica.

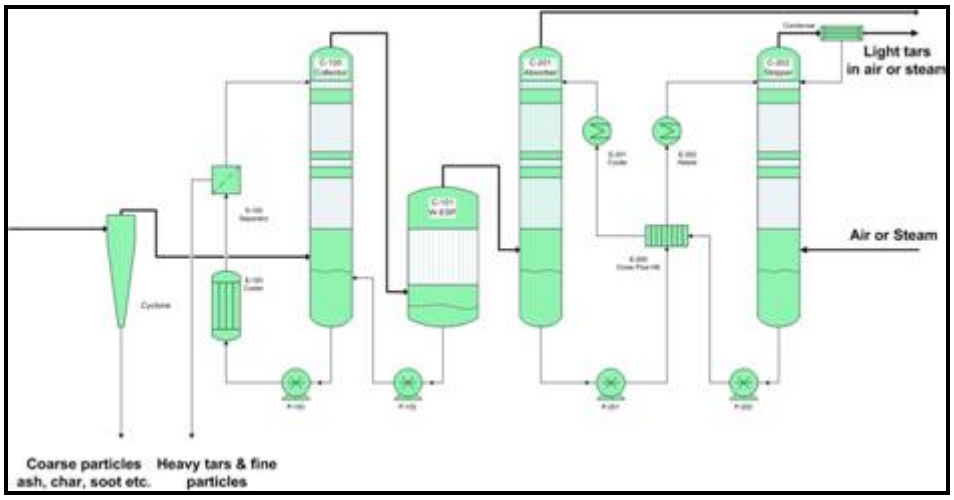


Fig. 2.18: schema processo OLGA

Il processo OLGA è stato dapprima testato su scala di laboratorio e successivamente su scala pilota. I risultati ottenuti confermano che si tratta di un processo stabile. In particolare la linea di gassificazione delle biomasse, comprensiva dell'apparato OLGA, è stata fatta funzionare per più di 650 ore. Il processo OLGA si è dimostrato un processo stabile e affidabile, con una disponibilità percentuale del 92 %. L'acqua condensata uscente dal trattamento OLGA risulta priva di tar. L'ispezione finale del motore a gas mostra che esso è completamente pulito, e non vi sono depositi carboniosi sui cilindri e sulle valvole [DAHLMAN].

Riciclo del tar

L'ECN ha inoltre sviluppato un processo per il riciclo e la distruzione del tar in un gassificatore a letto fluido ricircolato. Il processo si basa sulla constatazione che quando il tar è rimosso dal gas e ricircolato in testa al gassificatore come combustibile le condizioni operative di processo necessitano di cambiamenti molto piccoli. La miscela ricircolata, costituita da parti uguali di tar e acqua, ha praticamente lo stesso potere calorifico inferiore e la stessa composizione chimica della biomassa, mentre ciò che può risultare differente è la reattività. Alcuni componenti del tar richiedono un tempo di residenza di qualche secondo ad una temperatura superiore a 1.200 °C per essere distrutti in assenza di ossigeno.

I test sono stati condotti dall'ECN mediante l'utilizzo di un gassificatore a letto fluido (da 500 kW_{th}) equipaggiato come riportato in Figura 2.19. Tali test sono stati condotti utilizzando 20 diverse tipologie di combustibili.

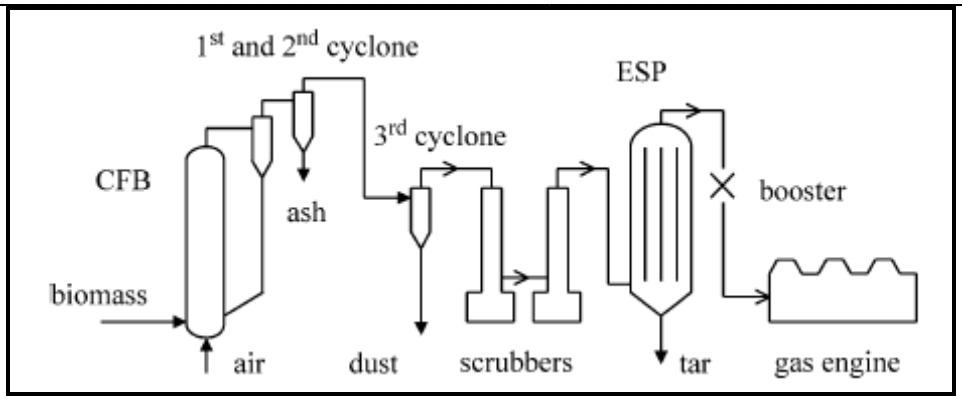


Fig. 2.19: Schema riciclo del tar

Gli esperimenti effettuati sono stati eseguiti utilizzando una miscela di tar e acqua contenente circa l'85 % di acqua. Se la miscela tar – acqua presentasse una concentrazione di acqua del 50 % essa avrebbe un potere calorifico inferiore del tutto uguale a quello del combustibile biomassa e questo ne consentirebbe la sostituzione diretta. L'esperimento effettuato mostra che il riciclo del tar è tecnicamente fattibile, ma non è detto che sia economicamente conveniente: un gassificatore CFB da 10 MW_{th} produce circa 100 – 150 tonnellate di tar per anno, il riciclo consente di sostituire solo 200 – 300 tonnellate di biomassa per anno. Il reale vantaggio consiste quindi solo nella riduzione del rifiuto e nel relativo parziale abbattimento del costo di deposizione in discarica [Babou, 2005].

2.6.2.1 Motori a combustione interna

L'impiego dei motori endotermici ad accensione comandata, in alternativa alle turbine a gas che offrono un maggiore rendimento, è motivato dai minori costi di installazione e dalla maggiore flessibilità di esercizio. Le unità da utilizzare sono state concepite principalmente per l'utilizzo di gas naturale, pertanto il loro esercizio con combustibili gassosi diversi costituisce un impiego fuori specifica che necessita di alcune modifiche e misure precauzionali, quali l'intensificazione degli interventi di manutenzione e controllo e l'impiego di lubrificanti speciali.

La presenza nel combustibile di contaminanti salini e di specie alcaline particolarmente corrosive può portare rapidamente al danneggiamento per corrosione delle valvole e delle fasce elastiche e alla formazione di sali nel lubrificante con conseguente rottura delle pompe di circolazione dell'olio: il rimedio normalmente adottato per consentire il prolungamento della vita utile del motore è la cromatura delle parti esposte a corrosione a caldo, quali le valvole di scarico.

La presenza di particolato nel combustibile può invece incrostare le fasce elastiche o depositarsi sugli elettrodi delle candele, imponendone la sostituzione anticipata; può inoltre incrostare le sedi delle valvole di scarico, con conseguente perdita di rendimento del motore e inquinamento dei gas di scarico.

I tars infine possono condensare nei condotti di immissione o reagire solo parzialmente e quindi dare luogo a fenomeni di incrostazione dei condotti e delle valvole, nonché delle candele di accensione. Il loro lento scioglimento nel lubrificante può richiedere l'intensificazione degli intervalli di manutenzione, con aggravio del costo di esercizio.

Dal punto di vista energetico è da notare che l'utilizzo di motori endotermici risulta particolarmente conveniente per piccole scale (1 - 2 MW, corrispondenti a circa 8.000 t/a); a tali scale le turbine a vapore presentano efficienze piuttosto basse (5 – 15 %).

L'applicazione di motori endotermici al syngas derivante da rifiuto indifferenziato è estremamente limitato per via delle problematiche, non ancora del tutto risolte, di depurazione del gas. Si segnala l'utilizzo di motori endotermici a valle della gassificazione in sette impianti Thermoselect giapponesi: impianto di Chiba (Chiba), impianto di Mutsu (Aomori), impianto di Kurashiki (Okayama), impianto di Isahaya (Nagasaki), impianto di Tokushima (Tokushima), impianto di Izumi (Osaka) e impianto di Yorii (Saitama) [Themelis, 2007].

2.6.2.2 Cicli combinati gas vapore

Il ciclo combinato gas vapore (IGCC) per la produzione di energia elettrica è la soluzione che, allo stato attuale, presenta maggiori potenzialità di sviluppo, anche sulla base di quanto già sperimentato con il carbone ed alcune biomasse. Il syngas è bruciato nel combustore di una turbina a gas; dai fumi di scarico della turbina è possibile produrre vapore da destinare alla produzione di energia elettrica, tramite espansione in una turbina secondaria (Fig. 2.20), incrementando notevolmente il rendimento di conversione in energia elettrica, con contestuale aumento della complessità strutturale e del costo d'impianto.

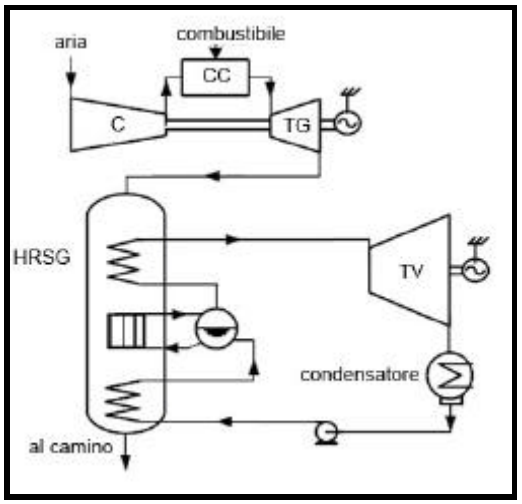


Fig. 2.20: Schema di un ciclo combinato gas-vapore (HRSG sta per "Heat Recovery Steam Generator" ossia "generatore di vapore per il recupero termico")

L'impiego delle turbine a gas con syngas derivato dai rifiuti presenta soprattutto il problema della deposizione di impurità sugli elementi della turbina e quello della loro corrosione accelerata. Tutte le turbine in grado di essere alimentate a syngas sono, ad oggi, adattate da turbine a gas naturale, essenzialmente puro. La presenza nel combustibile di metalli alcalini, quali sodio e potassio, può determinare fenomeni di corrosione a caldo e deve quindi essere controllata. La presenza di tar e di particolato può causare la deposizione di materiale nei condotti di immissione del combustibile o sulle pale rotoriche.

Per queste ragioni il recupero energetico del syngas attraverso tali dispositivi non ha trovato ad oggi applicazione su scala industriale: l'unico esempio di ciclo IGCC su syngas depurato derivante dalla gassificazione di RSU risulta essere l'impianto SVZ a Schwarze Pumpe in Germania [De Stefanis P., 2009] (vedi Fig. 2.21), con efficienze di produzione dell'energia elettrica dichiarate pari al 46,6 % (CDR da rifiuti urbani con pci di 18 MJ/kg) [Kamka F. et al., 2005].

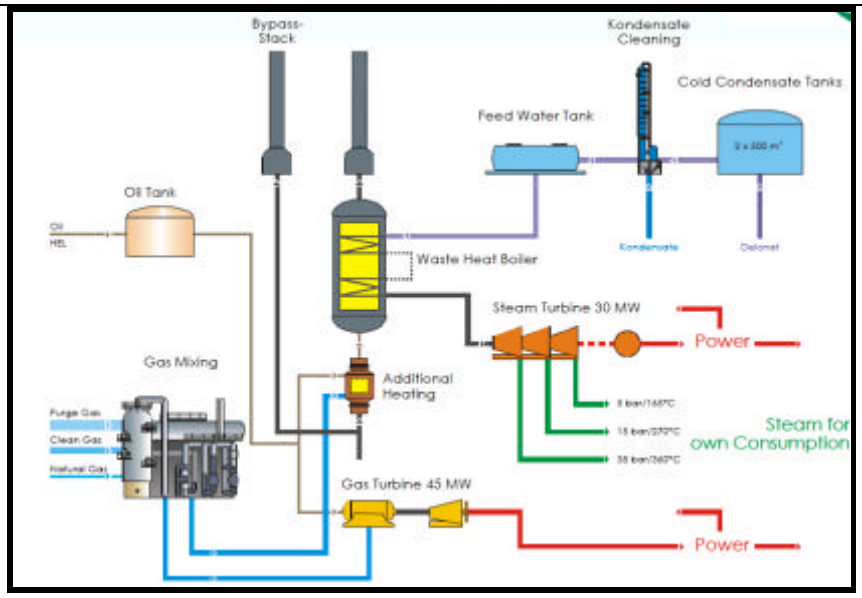


Fig. 2.21: Schema di flusso del modulo di produzione energia presso l'impianto SVZ [Belgiorno V. et al., 2003]

2.6.2.3 Celle a combustibile

Le celle a combustibile (fuel cells) consentono di convertire direttamente, ed in modo efficiente, l'energia chimica del combustibile (H_2) in energia elettrica, senza il passaggio attraverso la conversione calore – lavoro - energia elettrica caratteristico degli usuali cicli termodinamici di potenza (Fig. 2.22). L'interesse del mondo scientifico verso le fuel cells è rilevante per gli enormi vantaggi che esse potrebbero offrire:

- elevati rendimenti di conversione (40 – 80 %);
- generazione di calore utilizzabile per cogenerazione o in cicli termodinamici per la produzione di ulteriore energia elettrica;
- emissioni zero, se la cella è alimentata direttamente da H_2; emissioni di sola CO_2, sequestrabile, se alimentata "indirettamente" mediante reforming di idrocarburi;
- produzione nulla di NO_x per assenza di combustione nella cella; funzionamento statico e non soggetto a rumore e vibrazioni.

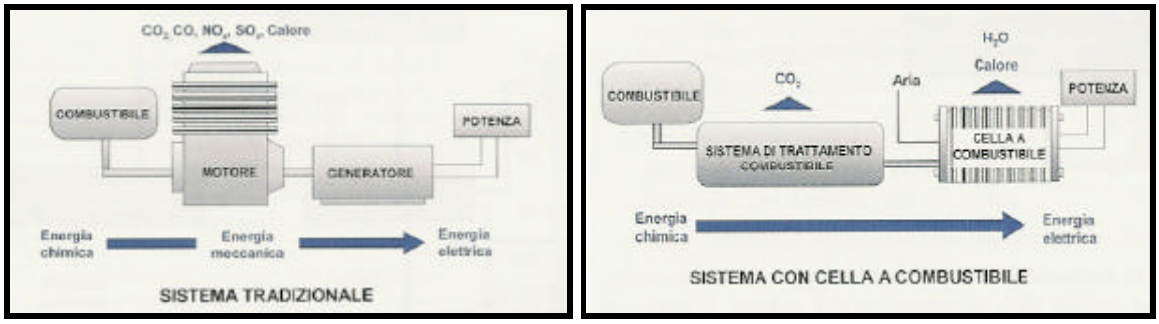


Fig. 2.22: Confronto tra sistema di produzione di energia tradizionale e sistema con cella a combustibile

Tali impianti sono ad oggi sostanzialmente apparati sperimentali; non sono pertanto neppure possibili delle stime di costo che permettano di confrontare le prestazioni economiche del sistema con quelle di tecnologie consolidate.

Presso l'impianto Thermoselect giapponese di Chiba (attivo dal 1999) si sta conducendo, in collaborazione con Toshiba, una sperimentazione su una cella a combustibile da 200 W.

2.6.3 Recupero energetico: confronto tra incenerimento e tecnologie innovative

L'utilizzo del syngas in un ciclo a vapore (conversione di tipo termico) consente di ottenere efficienze nette di generazione elettrica variabili tra il 10 % e il 20 %. La produzione di calore, in aggiunta alla generazione dell'elettricità, migliora significativamente il rendimento energetico generale del sistema. Utilizzando il syngas, previa depurazione, come combustibile in un motore a gas dedicato o in una turbina a gas si assiste ad un significativo incremento dei rendimenti energetici (fino a raggiungere valori del 30 %); tuttavia tali soluzioni non trovano al momento applicazione su scala commerciale nell'ambito del trattamento termico del rifiuto indifferenziato.

In Figura 2.23 si riportano i rendimenti netti di generazione elettrica potenzialmente ottenibili con i vari sistemi di recupero energetico per le tecnologie innovative e per gli inceneritori di nuova generazione [DEFRA, 2007].

Sistema	Efficienza netta di generazione elettrica(1)	
	Pirolisi/gassificazione	inceneritore
Caldaia + turbina a vapore	10% - 20%	14% - 27%
Motori a combustione interna	13% - 28%	-
Ciclo combinato turbina a gas (CCGT)	30%	-
Utilizzo del syngas in centrali elettriche esistenti	>27%	-

(1) L'efficienza netta del processo è data dall'efficienza lorda (rapporto tra energia prodotta dal rifiuto come elettricità o calore e il contenuto di energia dello stesso, dipendente dal suo PCI), depurata dell'autoconsumo, che per incenerimento e le tecnologie innovative sono dell'ordine di 12-20% dell'energia totale prodotta.

Fig. 2.23: Potenziali efficienze nette di generazione elettrica. Confronto tra tecnologie alternative e incenerimento [DEFRA, 2007]

La Figura 2.24 riporta le efficienze di conversione dei rifiuti in energia elettrica, come segnalate in letteratura. Mentre i dati relativi all'incenerimento sono oramai consolidati e sostanzialmente allineati tra di loro, in ragione del gran numero di impianti funzionanti da molti anni, non altrettanto si può dire delle tecnologie innovative, per le quali i valori di efficienza presentano una grande variabilità dovuta ai diversi fattori che influenzano il risultato ottenibile: differenze nel pci del materiale trattato, efficienza netta (ossia depurata del termine di autoconsumo) o lorda, taglia della turbina a vapore o a gas, ecc.

Le efficienze di conversione delle tecnologie di pirolisi/gassificazione non si discostano da quelle dei tradizionali impianti di incenerimento.

Alcuni autori, pur segnalando il vantaggio delle tecnologie innovative nell'utilizzo del syngas in motori o turbine a gas, evidenziano la necessità di un preventivo raffreddamento e di una depurazione del syngas, con perdita di energia che può essere dell'ordine del 20 % del contenuto di energia totale del rifiuto; questo spiega perché l'efficienza elettrica di un ciclo a vapore per le tecnologie innovative è in genere più bassa rispetto all'incenerimento [DEFRA, 2007][ATO-R, 2010].

Reference	Feedstock	Waste CV (MJ/kg)	Incineration (steam turbine)		ATT Technology and Conversion Process					
					Steam cycle		Gas Engine		CCGT[a]	
			Efficiency %	kWh$_e$/te	Efficiency %	kWh$_e$/te[a]	Efficiency %	kWh$_e$/te	Efficiency %	kWh$_e$/te
CTech[12]	Residual MSW	ns[f]	25	ns		ns		ns		ns
CIWM[13]	Residual/unsorted MSW	ns	22-25	550 net		ns		ns		ns
C-Tech	Unsorted MSW	ns	20-25	ns		ns		ns	40	ns
Mitsui Babcock[14]	Residual MSW	9	22-24	550-600[d]		ns		ns		ns
	Residual MSW	9	20-22	500-550[e]		ns		ns		ns
	Residual MSW (Compact Power)	9		ns	22	550		ns		ns
	Residual MSW (Pyropleq)	9		ns	18-20	450-500		ns		ns
	Residual MSW (Mitsui R21)	9		ns	12-18	300-450		ns		ns
	Residual MSW (Thermoselect)	9		ns		ns	26-28	650-700		ns
Enviros/DEFRA[15]		ns	19-24	ns	10-20	ns	13-28	ns	30	ns
Fichtner[16]	Residual MSW	ns	19-27[b]	ns		ns		ns		ns
		ns		ns	14-20[d]	ns		ns		ns
		ns		ns	9-20[b]	ns		ns		ns
		ns		ns		ns	13-24[b,c]	ns		ns
		ns		ns		ns		ns	34[c]	ns
		ns		ns		ns		ns	23-26[b]	ns
Eunomia/GLA[17]	Residual MSW	ns	25	ns	17	ns	25	ns		ns

[a] combined cycle gas turbine (CCGT); [b] realistic efficiency; [c] claimed efficiency value; [d] plant capacity >300kte/yr; [e] plant capacity 100-300kte/yr; [f] not stated; [g] kWh of electricity per tonne of waste

[12] Thermal Methods of Municipal Waste Treatment, C-Tech innovation, 2003, Elftaward
[13] Energy from Waste: A good practice guide, CIWM, Nov 2003. NOTE: power value is assumed to be net.
[14] Technology and Economic Assessment of Energy Conversion Technologies for MSW, W Livingston, Mitsui Babcock, Report B/WM/00553/REP, DTI PUB URN no. 02/1347(2002). NOTE: the power value is assumed to be net and with a low parasitic load.
[15] Advanced Thermal Treatment of Municipal Solid Waste, DEFRA, New Technologies Supporter Programme, 2007
[16] The Viability of Advanced Thermal Treatment of MSW in the UK, Fichtner Consulting Engineers Ltd., for ESTET, 2004
[17] Enviro-Centre and Eunomia report for the GLA, "The greenhouse gas balance of waste management scenarios", published Jan 2008

Fig. 2.24: Efficienze di generazione elettrica degli impianti di trattamento termico dei rifiuti [Fichtner, 2004]

2.7 Aspetti ambientali

Un impianto di trattamento termico, sia esso tradizionale o innovativo, dà origine a emissioni di tipo:

- gassoso, la composizione dei fumi dipende dalla composizione del rifiuto trattato, dal tipo di processo (combustione convenzionale, pirolisi, gassificazione), dalla linea di trattamento dei fumi stessi;
- liquido, sono presenti quando il sistema di trattamento dei fumi è ad umido, seppure esistano altre fonti di minore importanza, sia in termini quantitativi sia di livello di inquinamento (percolati della fossa rifiuti, raffreddamento delle scorie); si trascurerà nel seguito tale flusso, dal momento che i sistemi di abbattimento degli inquinanti dai fumi maggiormente utilizzati sono quelli a secco e le tecnologie di trattamento acque sono estremamente consolidate;
- solido, sono rappresentate da:
    - ceneri o scorie provenienti dalla camera di combustione o dal reattore di pirolisi/gassificazione: sono una miscela di metalli, materiali ceramici, vetro e minerali; a seconda del processo che le ha generate possono avere un contenuto di sostanza carboniosa residua significativo o assolutamente trascurabile, come nel caso di processi che prevedono la fusione/vetrificazione dei residui solidi;
    - ceneri di caldaia: raccolte sul fondo della sezione di recupero energetico;
    - ceneri volanti: derivano dal trattamento dei fumi.

2.7.1 Emissioni in atmosfera

Le emissioni atmosferiche sono, di norma, quelle che presentano le implicazioni ambientali più significative del processo.

Le sostanze inquinanti presenti nei fumi da incenerimento di rifiuti urbani sono le medesime rintracciabili nei fumi che si originano dalla combustione del syngas, sia pur in tenori differenti nelle varie applicazioni tecnologiche, in ragione del particolare processo termochimico che porta alla produzione del syngas (pirolisi, gassificazione), dei parametri del processo (temperatura, eccesso d'aria, tempi di permanenza), delle caratteristiche costruttive dei forni, nonché della qualità del rifiuto trattato.

Prima del loro rilascio in atmosfera i fumi sono sottoposti ad un trattamento che ha l'obiettivo di ridurre in modo drastico le concentrazioni delle sostanze inquinanti.

La sezione di trattamento fumi che viene messa in coda ad un impianto a tecnologia innovativa è analoga a quella adottata in un moderno impianto di incenerimento; essa risulta molto articolata e complessa, in conseguenza dei limiti sempre più rigorosi imposti dalla normativa e di un concreto progresso tecnologico, che ha condotto negli ultimi anni allo sviluppo di sistemi sofisticati, in grado di consentire il raggiungimento di valori di emissione al limite della misurabilità.

I contaminanti presenti nei fumi sono raggruppabili in:

- macroinquinanti: sostanze presenti nei fumi in concentrazioni dell'ordine dei mg/Nm^3, quali le polveri, gli ossidi di zolfo (principalmente anidride solforosa, SO_2) e di azoto (NO_x), il monossido di carbonio (CO) e gli acidi alogenidrici (essenzialmente HCl e HF);
- microinquinanti: sostanze, presenti nelle emissioni in concentrazioni di molto inferiori, che includono sia specie inorganiche, come i metalli pesanti (Cd, Cr, Hg, Pb, Ni, ecc.), che organiche come PCDD, PCDF, IPA e composti organici volatili (VOC). I valori limite per le emissioni dei composti microinquinanti si collocano nell'ordine dei μg/Nm^3, o addirittura dei ng/Nm^3 per alcuni composti (tipicamente le diossine) di particolare pericolosità per la salute dell'uomo.

Per quanto riguarda la riduzione di tali emissioni, secondo la normativa vigente ci si deve basare sulla BAT (Best Available Techiniques), definita in un documento ufficiale dell'IPPC Bureau, per gli impianti di termodistruzione. Il contenuto, rispettivamente per gli inquinanti polveri, gas acidi, diossine e furani, mercurio, ossidi di azoto, iodio e bromo, è riassunto nelle tabelle seguenti.

Trattamento	**Concentrazione, in uscita, media giornaliera**	**Vantaggi, svantaggi, note**	
Cicloni	PST: 200-300 mg/Nm^3	Robusti, semplici e disponibili	Solo come trattamento preliminare, relativamente alto consumo di energia rispetto al precipitatore elettrostatico.
Multicicloni	PST: 100-150 mg/Nm^3		
ESP – secco	PST:< 25 mg/Nm^3 PCDD/F possono aumentare durante la permanenza a temperature di 450-200 °C	Richiede bassa potenza; Può operare a temperature del gas tra 150 e 350 °C; Molto applicato.	Formazione di PCDD/F.
ESP - umido	PST:< 5 mg/Nm^3	In grado di raggiungere bassi valori di emissione	Poca esperienza nel settore dell'incenerimento dei rifiuti

Trattamento	Concentrazione, in uscita, media giornaliera	Vantaggi, svantaggi, note	
Filtri a manica	PST:< 5 mg/Nm^3 PCDD/F: riduzione minima se il sistema è applicator a valle degli altri trattamenti	Sempre più applicato nell'incenerimento dei rifiuti; La torta che si forma sul filtro funziona come ulteriore sistema filtrante e come mezzo di adsorbimento.	Consumo di energia relativamente alto (confrontato con ESP); Sensibile alla condensazione dell'acqua e alla corrosione; Necessita di temperature dei fumi relativamente basse (235°C con teflon, 260°C con fireglass).

Tabella 2.8: Migliori tecnologie di rimozione delle polveri (Best Available Techiniques) [IPPC, 2006]

Trattamento	Concentrazione, in uscita, media giornaliera	Vantaggi, svantaggi, note	
Trattamento a umido(scrubbers a umido:jet, centrifughi, venturi, torri impaccate)	HCl :<5 mg/Nm^3 HF:<0.5 mg/Nm^3 SO_2:<20 mg/Nm^3	Concentrazioni in uscita molto stabili; Permette anche l'abbattimento di polveri e microinquinanti.	Produce un effluente liquido
Sistema a semi-umido(sistema spray di iniezione reagente, evaporazione, filtrazione su filtri a manica)	HCl: 3 – 10 mg/Nm^3 HF:<1 mg/Nm^3 SO_2:<20 mg/Nm^3	Minori consumi di acqua e produzione di un refluo solido.	Grandi variazioni nei gas entranti possono eccedere la capacità di absorbimento; Il rapporto solfuri/cloro nel gas entrante è critico.
Sistema a secco con ricircolo di reagente	HCl:< 6 mg/Nm^3 HF:<1 mg/Nm^3 SO_2:<5 mg/Nm^3	Riduzione del consumo di reagenti; riduzione della produzione di residuo solido; non produce effluente liquido	Piccolo consumo di acqua per il condizionamento; Consumo elettrico per il ricircolo.
Sistema a secco (iniezione di reagente a secco, filtrazione su filtri a manica)	HCl:<10[2](5)[3]mg/Nm^3 HF:<1(1) mg/Nm^3 SO_2:<50(20)mg/Nm^3	Nessun consumo di acqua; permette la riduzione di Hg e diossine con l'iniezione di carbone attivo; Riduce la visibilità del plume.	

Tabella 2.9: Migliori tecnologie di rimozione dei gas acidi (Best Available Techiniques) [IPPC, 2006]

Trattamento	Concentrazione, in uscita, media giornaliera	Vantaggi, svantaggi, note	
Prevenzione	Evitare lunghi tempi di permanenza dei gas nel range di temperatura 450-200 °C permette di diminuire la formazione di diossine da oltre 100 ng/Nm^3 TEQ fino a 1 – 10 TEQ.		
Distruzione in SCR	PCDD/F:0.05 - 0.002 ng/Nm^3 TEQ.	Permette la distruzione dei composti e non il semplice trasferimento in un'altra fase	Maggior consumo energetico

[2] Valori di emissione associati al dry lime
[3] Valori di emissione associati al bicarbonato di sodio a secco

Trattamento	Concentrazione, in uscita, media giornaliera	Vantaggi, svantaggi, note	
Filtri catalitici	PCDD/F:<0.02 ng/Nm^3. PST: 0.2 - 0.6 mg/Nm^3	Minori costi, minore spazio richiesto rispetto a SRC	Non permette l'abbattimento di Hg
Iniezione di carbone attivo	PCDD/F:<0.1 ng/Nm^3 Hg:<0.03mg/Nm^3(0.001 mg/Nm^3 se presente prima uno scrubber a umido)		Si ha la produzione di un residuo contaminato
Adsorbimento su colonna di carbone attivo	PCDD/F:<0.1 ng/Nm^3 Hg:<0.03 mg/Nm^3		
"Carbon slurries" in scrubber a umido	PCDD/F:0.01 - 0.1 ng/Nm^3 Hg:<50μg/Nm^3		
Oil scrubber	Permette di abbattere diossine e IPA grazie alla lipoficità di questi composti.		

Tabella 2.10: Migliori tecnologie di rimozione dei PCDD/F (Best Available Techiniques) [IPPC, 2006]

Trattamento	Concentrazione, in uscita, media giornaliera	Vantaggi, svantaggi, note	
Scrubber a umido con 1° stadio acido	Se PH < 1 efficienza di rimozione $HgCl_2$ oltre il 95%, Hg metallico 0 – 10%.	Rimozione di Hg metallico fino a 20 – 30% con aggiunta di composti solforosi, carbone attivo, ossidanti (H2O2, NaClO); Rimozione complessiva Hg circa 85%,circa 0.05 – 0.08 mg/Nm^3; Richiede ulteriori trattamenti per rientrare nei limiti della CEE 2000/76.	
Iniezione di carbone attivo	Hg:<0.03mg/Nm^3(0.001mg/Nm^3 se presente prima uno scrubber a umido).		Si ha la produzione di un residuo contaminato.
Scrubber a condensazione (Temperatura gas < 40°C)		Permette il recupero di calore.	Fumi freddi hanno una minore risalita; Si possono avere problemi di corrosione in ciminiera.

Tabella 2.11: Migliori tecnologie di rimozione del mercurio (Best Available Techiniques) [IPPC, 2006]

Trattamento	Concentrazione, in uscita, media giornaliera	Vantaggi, svantaggi, note	
SCR	NO_X:15 - 100mg/Nm^3 NH_3:<10 mg/Nm^3 PCDD/F:0.05 - 0.002 ng/Nm^3 TEQ	Alta efficienza di rimozione, minor consumo di reagenti.	Grandi costi di capitale, consumo energetico per il riscaldamento dei fumi
SNCR	NO_X:80 - 180/Nm^3 NH_3:5 - 30 mg/Nm^3 N_2O:10 - 30 mg/Nm^3	Minor consumo energetico e minori costi di capitale	Possibile produzione di N_2O e rilascio di ammoniaca che non reagisce

Tabella 2.12: Migliori tecnologie di rimozione degli NOx (Best Available Techiniques) [IPPC, 2006]

Trattamento	Concentrazione, in uscita, media giornaliera	Vantaggi, svantaggi, note	
Uso di sodio tiosolfato (Na_2SO_3)		Necessario per rifiuti ospedalieri o chimici	

Tabella 2.13: Migliori tecnologie di rimozione di iodio e bromo (Best Available Techiniques) [IPPC, 2006]

Come si evince da quanto sopra riportato i dispositivi di abbattimento del particolato (ceneri volanti) più impiegati sono i filtri a maniche e i filtri elettrostatici (o elettrofiltri). I filtri a maniche sono costituiti da un tessuto tubolare sostenuto da un cestello di acciaio; il flusso di fumi è inviato sotto pressione nelle maniche le quali bloccano le polveri. I filtri elettrostatici presentano notevoli e oggettivi vantaggi, quali altissimi rendimenti di captazione delle polveri (fino al 99,5 %), possibilità di operare ad elevata temperatura (fino a 300 °C), notevole elasticità di esercizio e affidabilità. Il loro funzionamento si basa sulla capacità di caricare elettricamente il particolato presente all'interno dei fumi e catturarlo tramite una serie di elettrodi, che hanno carica opposta.

L'abbattimento dei gas a comportamento acido, in particolare acido cloridrico (HCI), anidride solforosa (SO_2), e acido fluoridrido (HF) può essere ottenuto con modalità diverse (metodo ad umido, a secco o a semisecco). Il metodo più diffuso fino a poco tempo fa era quello ad umido, ma, successivamente, ha preso il sopravvento il metodo a secco, che comporta il vantaggio di una maggiore facilità di gestione e minori costi di investimento. Il metodo a secco prevede di porre i fumi a contatto con sostanze alcaline allo stato solido (bicarbonato di sodio), in modo che i gas acidi siano neutralizzati per reazione superficiale, dando luogo alla formazione di sali. La reazione di neutralizzazione è seguita da una filtrazione mediante filtro a maniche, nel quale vengono separati i prodotti di reazione (PSR) che possono essere inertizzati e conferiti in discarica oppure recuperati e utilizzati come materia prima nell'industria chimica.

Le emissioni di ossidi di azoto vengono controllate mediante due diversi sistemi: il primo comprende accorgimenti che ne riducono la formazione durante il processo; il secondo prevede la rimozione degli NO_x mediante una reazione chimica con ammoniaca gassosa (NH_3), che li trasforma in azoto elementare. La rimozione può essere effettuata con due modalità diverse: a bassa temperatura (300 – 400 °C) in presenza di catalizzatori (SCR, selective catalytic reduction) oppure ad elevata temperatura (950 - 1000 °C) in assenza di catalizzatori (SNCR, selective non catalytic reduction). Il sistema più efficace è il sistema catalitico SCR, che consente efficienze di rimozione del 70 – 95 %.

A proposito dei microinquinanti (metalli pesanti e diossine) va detto che, per quanto riguarda i metalli pesanti, la maggior parte di essi condensa, concentrandosi nelle polveri fini, per cui il loro abbattimento dipende principalmente dall'efficienza del sistema di rimozione del particolato.

Tuttavia viene comunemente praticata l'iniezione di carbone attivo, che risulta efficace sia per l'abbattimento dei metalli pesanti, che delle diossine.

La tabella che segue, tratta dal documento del 2006 "Integrated Pollution Prevention and Control - Reference Document on the Best Available Techniques for Waste Incineration" (BREF incenerimento), riporta dati di concentrazione di inquinanti nei fumi raccolti da un sondaggio effettuato a livello europeo. Essi risultano abbastanza rappresentativi dei livelli attuali di emissione degli impianti che trattano rifiuti urbani. A riguardo, tuttavia, occorre tenere presente che la definizione di RU non risulta uniforme a livello internazionale e, in molti casi, include anche rifiuti speciali di origine commerciale e/o industriale (es.: imballaggi, scarti di lavorazione), nonché frazioni combustibili derivate da rifiuti urbani, tramite pretrattamento.

Parameter	Type of Measurement	Daily averages (where continuous measurement used) in mg/m³		Half hour averages (where continuous measurement used) in mg/m³		Annual averages mg/m³)
	C: continuous N: non-cont.	Limits in 2000/76/ EC	Range of values	Limits in 2000/76/ EC	Range of values	Range of values
Dust	C	10	0.1 – 10	20	<0.05 – 15	0.1 – 4
HCl	C	10	0.1 – 10	60	<0.1 – 80	0.1 – 6
HF	C/N	1	0.1 – 1	4	<0.02 – 1	0.01 – 0.1
SO_2	C	50	0.5 – 50	200	0.1 – 250	0.2 – 20
NO_X	C	200	30 – 200	400	20 – 450	20 – 180
NH_3	C	n/a	<0.1 - 3		0.55 – 3.55	
N_2O		n/a				
VOC (as TOC)	C	10	0.1 – 10	20	0.1 – 25	0.1 – 5
CO	C	50	1 – 100	100	1 – 150	2 – 45
Hg	C/N	0.05	0.0005 – 0.05	n/a	0.0014 – 0.036	0.0002 – 0.05
Cd	N	n/a	0.0003 – 0.003	n/a		
As	N	n/a	<0.0001 – 0.001	n/a		
Pb	N	n/a	<0.002 – 0.044	n/a		
Cr	N	n/a	0.0004 – 0.002	n/a		
Co	N	n/a	<0.002	n/a		
Ni	N	n/a	0.0003 – 0.002	n/a		
Cd and Tl	N	0.05		n/a		0.0002 – 0.03
Σ other metals 1	N	0.5		n/a		0.0002 – 0.05
Σ other metals 2	N	n/a	0.01 – 0.1	n/a		
Benz(a)pyrene	N	n/a		n/a		<0.001
Σ PCB	N	n/a		n/a		<0.005
Σ PAH	N	n/a		n/a		<0.01
PCDD/F (ng TEQ/m³)	N	0.1 (ng TEQ/m³)		n/a		0.0002 – 0.08 (ng TEQ/m³)

1. In some cases there are no emission limit values in force for NO_X. For such installations a typical range of values is
250 - 550 mg/Nm³ (discontinuous measurement).
2. Other metals 1 = Sb, As, Pb, Cr, Co, Cu, Mn, Ni, V
3. Other metals 2 = Sb, Pb, Cr, Cu, Mn, V, Co, Ni, Se and Te
4. Where non-continuous measurements are indicated (N) the averaging period does not apply. Sampling periods are generally in the order of 4 – 8 hours for such measurements.
5. Data is standardised at 11 % Oxygen, dry gas, 273K and 101.3kPa.

Fig. 2.25: Valori tipici di emissione da impianti di incenerimento RU [IPPC, 2006]

In relazione al volume dei fumi (strettamente correlato al pci del rifiuto, quindi al contenuto di carbonio iniziale) va detto che i processi di "gassificazione" (intesa in senso lato ovvero come trattamento termico innovativo di materiali di scarto, finalizzato alla produzione di un gas derivato, syngas, da utilizzare per scopi energetici) producono volumi di gas certamente più contenuti rispetto ad un inceneritore convenzionale (fumi di combustione) per le caratteristiche intrinseche del processo. Infatti, mentre per far avvenire la combustione in un inceneritore, si necessita di eccessi d'aria consistenti, i processi termochimici operano in totale assenza di aria o in presenza di quantitativi contenuti di agente ossidante. Tuttavia, in ragione del fatto che il principale destino del syngas rimane la combustione in caldaia con produzione di vapore, è necessaria l'aggiunta di aria a valle della produzione del syngas, per cui, di fatto, il trattamento viene a configurarsi come un incenerimento in

due stadi. Quindi, nel complesso, il quantitativo di fumi da trattare a valle del recupero energetico è confrontabile (come risulta evidente dalla figura sopra riportata) con quello di un impianto di combustione tradizionale, in termini di volume prodotto per tonnellata di rifiuto trattato (6.000 - 7.000 Nm^3/t).

Per quel che riguarda le concentrazioni nell'effluente gassoso, dall'indagine emerge per gli impianti a tecnologia innovativa un tenore emissivo ben al di sotto dei limiti normativi, ma sostanzialmente in linea con i moderni inceneritori, che adottino le migliori tecniche disponibili, come definite nei documenti di riferimento. L'adozione di efficaci sistemi di depurazione dei fumi negli impianti di incenerimento consente di raggiungere valori di emissione notevolmente inferiori ai limiti di legge per tutti i contaminanti, comprese le diossine, per le quali si registrano concentrazioni inferiori di uno - due ordini di grandezza rispetto al limite normativo di 0,1 ng TEQ/Nm^3 .

2.7.2 Residui solidi

Dal processo di trattamento termico dei rifiuti hanno origine due tipologie di residui solidi:

- le scorie, o residuo solido di fondo (bottom ashes), di cui le caratteristiche e i quantitativi sono strettamente correlate al processo di trattamento e alla tipologia del rifiuto in ingresso. Gli impianti di incenerimento dei RU presenti in Europa producono tipicamente 200 - 350 kg di ceneri pesanti per tonnellata di rifiuti trattato, inclusivi anche del materiale fine sottogriglia, che, solo di recente, in alcuni Paesi, si è iniziato a mantenere separato dalle scorie;
- le ceneri volanti rimosse attraverso il sistema di trattamento dei fumi, di norma smaltite in discariche per rifiuti pericolosi.

Vi sono poi i sali da trattamento chimico - fisico dei fumi (PSR), caratterizzati da un elevato contenuto in metalli pesanti e i sali insolubili, anch'essi smaltiti in discarica per rifiuti pericolosi, i sali derivanti da evaporazione in linea o separata delle acque di lavaggio, riutilizzabili o smaltiti in discarica.

La possibilità di riutilizzo o di riciclaggio dei residui solidi è determinata fondamentalmente dalle loro caratteristiche in termini di contenuto di sostanze organiche e di lisciviabilità di metalli e sali.

Per ottenere residui solidi con caratteristiche migliori sono innanzitutto applicate tecniche di controllo diretto sul processo, al fine di agevolare un completo burn - out delle sostanze organiche ed ottenere quindi un bassissimo contenuto di incombusti nelle scorie e nelle ceneri. Il livello di incombusti è comunque funzione delle caratteristiche dei rifiuti e risulta minore per i rifiuti pre - trattati o omogenei.

Nei moderni impianti di incenerimento di RU il tenore di carbonio organico totale (TOC) nelle scorie è, in genere, dell'ordine dell'1 % (inferiore al valore prescritto dalla Direttiva 2000/76/CE sull'incenerimento dei rifiuti che fissa un valore massimo pari al 3 %).

Per quanto riguarda i residui solidi prodotti dagli impianti a tecnologia innovativa il discorso va affrontato in termini quantitativi e qualitativi dei residui: la composizione delle ceneri pesanti dipende oltre che dalla composizione dei RU trattati anche dal tipo di apparecchiatura e dalle condizioni di processo.

È necessario in tal senso fare una distinzione tra i processi di gassificazione (e tra questi includiamo anche la gassificazione con torcia al plasma) ed i processi di pirolisi.

I processi di gassificazione a medie temperature (700 – 800 °C) danno origine a delle scorie (bottom ash) sostanzialmente simili, come aspetto e composizione, a quelle di un inceneritore; i quantitativi sono in genere inferiori rispetto a quelle di un inceneritore convenzionale e

orientativamente quantificabili nel 13 – 20 % del rifiuto alimentato all'impianto. Il destino delle scorie è in genere la collocazione in discarica.

I sistemi di gassificazione a fusione diretta delle scorie hanno invece la peculiarità di generare delle scorie vetrificate, con evidenti miglioramenti delle loro caratteristiche e una maggiore facilità di riutilizzo; le scorie sono costituite da metalli (circa 10 kg per tonnellata di materiale in ingresso) e da una loppa granulare (90 - 100 kg/t), costituita da ossidi di metalli che in Giappone viene comunemente utilizzata come materiale per l'edilizia, mentre in Italia è da verificare a livello normativo il suo possibile riutilizzo o il suo abbancamento in discariche per inerti.

Il processo di pirolisi produce invece come residuo solido un carbone tipo coke (pyrocoke) di colore nero, inodore e di discreto pci (circa 9 MJ/kg), avendo ancora un discreto contenuto di carbonio (30 % circa). Quantitativamente il carbone in uscita ammonta al 30 – 40 % del rifiuto in ingresso (a volte anche il 50 %, a seconda dei processi e della qualità del rifiuto in ingresso) e rappresenta un prodotto per il quale occorre trovare una giusta collocazione; le opzioni possono essere:

- l'inertizzazione attraverso un successivo step di combustione/gassificazione, con ulteriore complicazione impiantistica;
- l'utilizzo come combustibile in alternativa al carbone (ad esempio nelle cementerie, nelle fornaci per mattoni, negli altoforni), ma occorrerebbe verificare le condizioni di mercato per tale prodotto.

Si fa notare che i sistemi di trattamento termico che prevedono la vetrificazione delle scorie producono un residuo solido che è sostanzialmente un materiale inerte e come tale smaltibile in discariche per rifiuti inerti ai sensi del DM 3/8/2005 - Definizione dei criteri di ammissibilità dei rifiuti in discarica (Art. 5 - Tabella 2: Limiti di concentrazione nell'eluato per l'accettabilità in discariche per rifiuti inerti).

INCENERIMENTO

Nel presente capitolo viene esaminata la tecnologia della combustione diretta in impianti di incenerimento. Per tale tecnologia viene riportato e discusso lo stato dell'arte e vengono riportati tre esempi applicativi alle tre diverse matrici rifiuti, biomasse e fanghi di depurazione delle acque reflue.

3.1 Stato dell'arte a livello internazionale e nazionale

Nel corso del 2009 circa 51,2 milioni di tonnellate di rifiuti urbani sono stati avviati ad incenerimento nell'Unione europea, di cui il 98% negli Stati membri UE 15. Nella Tabella 3.1 sono riportate le quantità trattate nel periodo 2001 – 2009. Si nota un incremento (di circa il 3,3 %) nelle quantità trattate rispetto al 2008, ma una leggera diminuzione dello 0,2 % rispetto al 2007.

Paese	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009
UE 27	**39.489**	**41.190**	**41.162**	**43.967**	**46.943**	**49.175**	**51.286**	**49.560**	**51.176**
UE 15	**38.621**	**40.290**	**40.295**	**43.157**	**46.029**	**48.161**	**50.302**	**48.574**	**50.185**
Austria	521	530	592	1.106	1.256(a)	1.406	1.497	1.356	1.455
Belgio	1.644	1.693	1.678	1.691	1.694	1.700	1.712	1.833	1.811
Danimarca	1.998	2.007	1.955	2.046	2.146	2.138	2.324	2.186	2.206(a)
Finlandia	215	216	256	285	227	222	310	478	463
Francia	10.677	11.191	10.806	12.000	12.169	11.597	12.321	11.033(a)	11.711(a)
Germania	11.123	11.826	11.305	11.892	13.221	15.006	15.803	15.296	15.535(a)
Grecia	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Irlanda	0	0	0	0	0	0	0	82	111
Italia	2.550	2.713	3.052	3.552	3.824	3.951	3.955	4.137	4.605
Lussemburgo	121	122	119	122	117	117	117	124	126(a)
Paesi Bassi	3.180	3.125	3.194	3.281	3.300	3.253	3.268	3.269	3.227
Portogallo	1.065	944	1.002	993	1.037	977	968(a)	869	959
Regno Unito	2.535	2.681	2.678	2.901	2.942	3.302	3.245	3.448	3.599
Spagna	1.488	1.567	1.765	1.343(a)	1.915	2.383	2.591(a)	2.170(a)	2.204(a)
Svezia	1.504	1.675	1.893	1.944	2.182	2.108	2.191	2.293	2.173
Cipro	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Rep. Ceca	357	401	401	397	376	377	375	355	347
Estonia	1	0	0	0	0	1	1	1	1
Lettonia	9	13	11	14	7	5	3	3	1
Lituania	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Malta	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Polonia	14	36	42	44	44	45	41	63	101
Slovacchia	133	156	163	184	183	190	180	157	121
Slovenia	0	5	5	15	1	7	0	13	14
Ungheria	353	288	245	155	303	389	382	393	406
Bulgaria	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Romania	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Paesi Candidati /EFTA									
Turchia	0	0	0	0	0	0	0	0	0(a)
Croazia	n.d.	n.d.	n.d.	n.d.	n.d.	3	n.d.	11	n.d.
Islanda	15	14	13	13	11	11	15(a)	17(a)	18(a)
Norvegia	445	492	544	539	614	612	618	873	941
Svizzera	2.270	2.550	2.520	2.490	2.430	2.650	0	2.830	2.660

Tabella 3.1: Incenerimento dei rifiuti urbani nell'UE 27, anni 2001 – 2009 (1.000 t) [Fonte: elaborazione ISPRA su dati Eurostat]

I dati evidenziano una situazione molto eterogenea tra gli Stati membri riguardo l'incenerimento dei rifiuti urbani: almeno il 53 % del totale europeo (oltre 27 milioni di tonnellate) è inserito nelle sole Germania e Francia, mentre 8 stati membri (Grecia, Cipro, Malta, Lituania, Lettonia, Estonia, Bulgaria e Romania) non ricorrono a questa opzione di trattamento. Altri Stati, come Irlanda e Slovenia, hanno fatto ricorso all'incenerimento solo di recente (a partire dal 2007).

L'incenerimento è maggiormente utilizzato negli Stati dell'Europa centro settentrionale, in particolare Belgio (168 kg/abitante per anno nel 2009), Austria (174), Francia (181), Germania (190) e Paesi Bassi (195); raggiunge la sua massima espansione in Svezia (234), Lussemburgo (252) e Danimarca (399).

Nel 2009 il numero di impianti di incenerimento operativi sul territorio nazionale rimane invariato rispetto al 2008 e pari a 49 unità, come riportato in Tabella 3.2. La maggior parte degli impianti è

ubicata nel nord Italia (57 %) e, in particolare, nelle regioni Lombardia ed Emilia Romagna con, rispettivamente, 13 ed 8 impianti operativi. Nel Centro operano 13 impianti di cui 8 in Toscana, 4 nel Lazio ed 1 nelle Marche. Alcune variazioni si rilevano al Sud, in Molise il numero di impianti si riduce di una unità, in quanto l'impianto di Termoli, operativo nel 2009, non ha trattato rifiuti ma solo biomasse. Gli altri 7 impianti sono localizzati in Campania (1), Puglia (1), Basilicata (1), Calabria (1), Sicilia (1) ed in Sardegna (2).

Regione	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009
Piemonte	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
Valle d'Aosta	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Lombardia	12	14	14	13	13	13	13	13	13	13
Trentino-Alto Adige	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Veneto	3	3	4	4	4	4	4	3	3	3
Friuli-Venezia Giulia	3	3	3	2	1	1	1	1	1	1
Liguria	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Emilia-Romagna	9	9	10	8	8	9	8	8	8	8
TOTALE NORD	**30**	**32**	**34**	**30**	**29**	**30**	**29**	**28**	**28**	**28**
Toscana	8	5	8	8	8	8	8	7	8	8
Umbria	1	1	1	1	1	1	1	1	-	-
Marche	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Lazio	-	-	1	3	3	3	3	3	4	4
TOTALE CENTRO	**10**	**7**	**11**	**13**	**13**	**13**	**13**	**12**	**13**	**13**
Abruzzo	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Molise	-	-	-	-	-	-	-	-	2	1
Campania	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1
Puglia	-	-	1	2	2	2	2	1	1	1
Basilicata	-	-	1	1	1	1	2	2	1	1
Calabria	-	-	-	-	-	1	1	1	1	1
Sicilia	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Sardegna	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
TOTALE SUD	**3**	**3**	**5**	**6**	**6**	**7**	**8**	**7**	**8**	**8**
TOTALE ITALIA	**43**	**42**	**50**	**49**	**48**	**50**	**50**	**47**	**49**	**49**

Tabella 3.2: Numero impianti di incenerimento operativi in Italia, anni 2000 – 2009 [ISPRA, 2010]

Il quantitativo di rifiuti urbani e di CDR avviati ad incenerimento nel periodo 1996 – 2009 è progressivamente aumentato, passando da circa 1,6 milioni di tonnellate a circa 4,6 milioni di tonnellate nel 2009. In particolare, nell'ultimo biennio, si registra un incremento di circa l'11 %, decisamente superiore rispetto al trend comunque positivo del biennio 2007 – 2008.

Nel 2009, i rifiuti complessivamente inviati ad incenerimento negli impianti autorizzati al trattamento di RU e CDR, ammontano ad oltre 5 milioni di tonnellate, di cui 2,8 milioni di RU indifferenziati, circa 978 mila tonnellate di CDR, oltre 400 mila tonnellate di altri rifiuti speciali e circa 34 mila tonnellate di rifiuti sanitari [ISPRA, 2010].

3.2 Elaborazioni svolte

Con lo scopo di creare una casistica di applicazione quanto più possibile completa nei paragrafi seguenti vengono riportati e discussi i risultati relativi all'applicazione della combustione diretta in impianti di incenerimento a tre diverse matrici solide: i rifiuti solidi urbani, la biomassa legnosa ed i fanghi derivanti dal trattamento delle acque reflue.

Tali risultati derivano dall'analisi di problematiche reali effettivamente studiate nel corso dei tre anni di lavoro.

Il primo caso studio si riferisce alla gestione del rifiuto urbano residuale alla raccolta differenziata mediante un impianto di trattamento termico. L'attuale organizzazione del sistema di gestione dei rifiuti nella zona esaminata prevede che gli stessi siano inviati in discarica. A causa dell'esaurimento della discarica stessa , dell'evoluzione normativa (D. Lgs. 36/2003 che pone dei vincoli alla messa in discarica del rifiuto senza pretrattamenti) avvenuta, e delle caratteristiche del rifiuto (in particolare presenza di frazioni valorizzabili energeticamente) si è ricercata, per tale zona, una soluzione che oltre alla gestione comporti una valorizzazione energetica del rifiuto stesso.

Il secondo caso studio esamina, da un punto di vista energetico ed ambientale, la realizzazione in un piccolo comune piemontese (comune di Voltaggio) di un impianto di generazione energetica da biomasse, avente la finalità di operare in condizioni di cogenerazione, producendo energia elettrica da immettere in rete ed energia termica destinata a soddisfare esigenze locali mediante una rete di teleriscaldamento. Allo scopo di verificare la accettabilità della proposta, si è eseguita una valutazione della modificazione dei flussi emissivi che nell'ipotesi di attivazione dell'impianto sarebbero previsti sul territorio comunale. Si è cioè da un lato preso in considerazione il nuovo flusso emissivo che risulta prevedibile in conseguenza della attivazione stessa, derivante dalla potenzialità termica, dal tipo di combustibile adottato, dai sistemi impiegati per il contenimento dell'impatto. A fronte di ciò, è stato valutato, con diverse ipotesi di scenario, il flusso emissivo evitato, derivante dallo spegnimento degli impianti termici attualmente attivi che la prevista implementazione di un sistema di teleriscaldamento renderebbe eliminabili.

Infine, il terzo caso studio si riferisce alla ricerca di un'idonea modalità di gestione e smaltimento del fango di depurazione delle acque reflue prodotte dall'impianto SMAT (Società Metropolitana Acque Torino S.p.A.) di Castiglione Torinese (l'impianto centralizzato del Gruppo SMAT è il più grande impianto di trattamento chimico, fisico e biologico presente in Italia). Fino ad alcuni anni fa i fanghi prodotti erano totalmente smaltiti in discarica. Attualmente l'attenzione ad un recupero sia energetico che economico ha spinto il Gruppo SMAT ad impegnarsi nella ricerca di soluzioni alternative ed in particolare ad affrontare il problema da un punto di vista della gestione mediante impianti di trattamento termico per conseguire nel contempo sia una gestione sia una valorizzazione energetica del fango stesso.

3.3 Incenerimento di rifiuti tal quali: il caso della Regione autonoma Valle d'Aosta

La zona studiata è una zona di media estensione. L'attuale organizzazione del sistema di gestione dei rifiuti prevede l'invio degli stessi, provenienti dall'intera regione, in un unico centro regionale di trattamento costituito da un impianto di compattazione in blocchi dei RU ed assimilati e da tre lotti di discarica controllata. A tale centro sono avviate tutte le tipologie di rifiuti prodotti con la sola eccezione di due particolari tipologie di rifiuti speciali che sono avviate direttamente ad incenerimento fuori dalla regione (rifiuti sanitari e carcasse di animali morti).

Si prevede che la discarica attualmente coltivata, che come detto rappresenta il punto centrale della gestione dei rifiuti, andrà ad esaurimento entro la fine del 2012. Occorre quindi individuare una nuova soluzione di gestione che non si basi più sulla discarica come impianto di riferimento a causa della carenza di nuovi territori da adibire a tale scopo e dell'evoluzione normativa nel frattempo intervenuta. Infatti l'attuale sistema di gestione dei rifiuti, sicuramente innovativo ed ottimale nel momento della sua adozione (fine degli anni '80), presenta alcune criticità maturate nel corso degli anni a causa dell'evoluzione normativa nel frattempo intervenuta ed a causa delle problematiche igienico-sanitarie ed ambientali connesse con la presenza della discarica, discarica che ha ormai raggiunto volumi

elevatissimi. Infatti se la scelta operata alla fine degli anni '80 di individuare un unico centro di smaltimento dei rifiuti ha permesso di migliorare notevolmente gli aspetti igienico-sanitari ed ambientali attraverso l'eliminazione di una moltitudine di discariche non controllate presenti sul territorio, attualmente, anche in relazione all'evoluzione normativa in materia, emergono una serie di criticità che consigliano un'attenta ed approfondita riflessione sull'effettiva sostenibilità dal punto di vista ambientale di un imponente corpo di discarica destinato per un tempo futuro illimitato a persistere in quell'area. Come dicevamo l'attuale sistema di gestione dei rifiuti non rispetta gli attuali vincoli normativi. In particolare con l'entrata in vigore del D. Lgs. 36/2003 si pongono due problemi:

- la discarica non è più utilizzabile come impianto di smaltimento finale dei rifiuti ma è considerata come impianto residuale di rifiuti derivanti da attività di pretrattamento, fatte salve particolari tipologie quali i rifiuti di spazzamento e le sabbie degli impianti di depurazione delle acque reflue;
- in discarica non possono più, quindi, essere smaltiti rifiuti tal quali (articolo 7 del D. Lgs. 36/2003) e in ogni caso devono essere assicurate azioni finalizzate alla riduzione dello smaltimento di rifiuti organici, secondo obiettivi temporali e quantitativi stabiliti dall'articolo 5 del citato D. Lgs. 36/2003.

Esistono inoltre, come anticipato, numerose problematiche di natura igienico-sanitarie ed ambientali connesse con la presenza della discarica. Tali problematiche possono essere così schematizzate:

- problematiche di carattere igienico-sanitarie: sono legate alla presenza di emissioni diffuse in atmosfera non convogliabili, conseguenti ai processi naturali di biodegradazione dei rifiuti, con formazione di odori. Tali problematiche permarranno in parte e per un periodo relativamente lungo anche successivamente alla chiusura dell'ultimo lotto di discarica e nonostante le imponenti opere di impermeabilizzazione per la sistemazione finale previste e le continue attività di aspirazione del biogas;
- problematiche di carattere ambientale: per tale categoria di problematiche si evidenzia in particolare che la discarica, realizzata completamente fuori terra tutta in elevazione, è posizionata in un'area prospiciente un fiume a carattere torrentizio. Tale fiume è stato interessato, negli ultimi 15 anni, da rilevanti aumenti delle portate, conseguenti ad eventi meteo climatici particolari, che hanno anche provocato un'importante esondazione che ha interessato anche aree prossime alle discariche, quindi nel caso, del tutto realistico, di nuove esondazioni si potrebbe avere il dilavamento delle discariche stesse con conseguenze disastrose. In relazione alla volumetria, il danno ambientale derivante sarebbe enorme con ripercussioni anche nelle regioni limitrofe. Un ulteriore potenziale rischio riconducibile è quello dovuto al possibile inquinamento causato da una rottura del telo di impermeabilizzazione delle discariche stesse. I lotti attualmente in esercizio sono stati realizzati, rispettando la normativa vigente, con idonea impermeabilizzazione del fondo, allo stato attuale però non vi sono ancora esperienze su periodi di tempo sufficientemente lunghi per garantire, in via definitiva, l'evitabilità di un potenziale rischio di rottura. Se ciò dovesse concretizzarsi, anche in questo caso, verrebbe a crearsi un danno ambientale rilevante. Infatti i rifiuti depositati nelle discariche controllate non si stabilizzano completamente e mantengono negli anni il loro potenziale inquinante e dunque nel caso di rottura del telo si registrerebbe un inquinamento del suolo e della falda.

In base a quanto finora scritto risulta evidente che occorre, per la zona esaminata, una nuova pianificazione della gestione dei rifiuti che, nel pieno rispetto dei vincoli legislativi, non preveda più la discarica come impianto di riferimento e che consenta di eliminare le problematiche derivanti dalla presenza delle discariche presenti all'interno del Centro regionale di trattamento dei RU ed assimilati.

3.3.1 Soluzione studiata

La soluzione proposta prevede la realizzazione di un termovalorizzatore e la bonifica, mediante la tecnica del Landfill Mining, delle discariche attualmente presenti. Al termovalorizzatore giungerà quindi una quota di "rifiuti freschi", ossia effettivamente prodotti, ed una quota di rifiuti da bonifica.

Tale soluzione consente di affrontare e risolvere il problema della gestione dei rifiuti per un periodo di tempo relativamente lungo (identificabile in non meno di 25 anni), il recupero di energia elettrica e termica ed il pieno rispetto della tutela igienico-sanitaria delle persone e dell'ambiente, in quanto procedendo con la bonifica delle attuali discariche, i rifiuti in esse presenti saranno destinati al termovalorizzatore e si realizzerebbe l'eliminazione delle principali fonti di impatto sanitario (causato dalle emissioni di sostanze inquinanti localmente disperse, dalle emissioni di odori e dal potenziale inquinamento della falda ad esse riconducibile) nonché la riqualificazione ambientale delle aree interessate.

La tecnica del Landfill Mining (LFM) prevede che i rifiuti depositati in discarica siano scavati e che il materiale ottenuto sia inviato ad un trattamento meccanico, grazie al quale si separa una frazione riutilizzabile da una residua da ridepositare in discarica in modo controllato, secondo i concetti di discarica sostenibile.

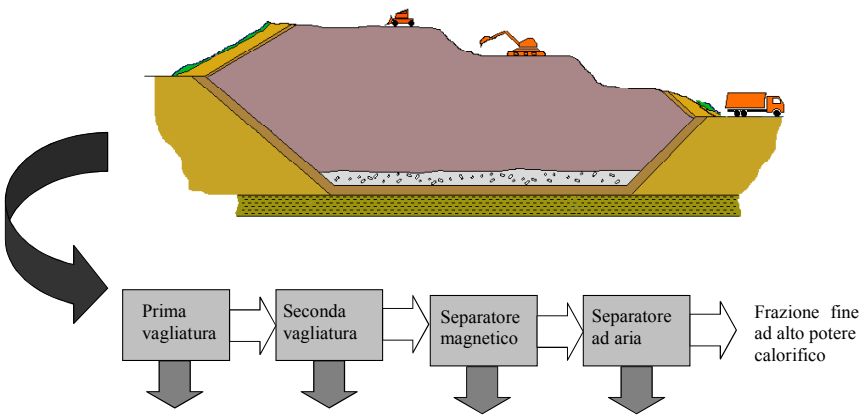


Fig. 3.1: Descrizione del LFM. I rifiuti depositati vengono scavati e inviati ad un trattamento meccanico di cui sono indicati i passaggi principali

In base alle indagini effettuate, l'estrazione ed il successivo trattamento dei materiali costituenti il corpo discarica risulta essere particolarmente efficace per risolvere le problematiche ambientali e territoriali poste dalla discarica in esame. L'intervento di LFM dovrà essere preceduto da un processo di stabilizzazione biologica. Tale processo di stabilizzazione dovrà essere realizzato mediante la tecnica dell'aerazione prolungata, a bassa pressione, con contemporaneo allontanamento del percolato (tecnologia "AirFlow"). Tale tecnologia consta solitamente di uno schema a due linee: la prima insuffla aria nel corpo discarica, mentre la seconda linea aspira il biogas e lo invia al biofiltro per la degradazione degli inquinanti presenti. Operando in questo modo si ha la conversione, delle condizioni presenti all'interno del corpo discarica, da anaerobiche ad aerobiche impedendo quindi la produzione di metano. In tal modo si accelera la stabilizzazione dei rifiuti e si garantisce che lo scavo abbia luogo in condizioni di sicurezza per i lavoratori, senza rischi di esplosioni che potrebbero determinarsi in presenza di concentrazioni di metano, ed evitando nel contempo la formazione di odori molesti.
Al termine del processo di stabilizzazione si può procedere allo scavo mediante LFM e

successivamente al trattamento meccanico, dei rifiuti scavati, con la separazione delle differenti frazioni al fine di:

- inviare la frazione ad elevato potere calorifico (frazione combustibile) all'impianto di termovalorizzazione;
- valorizzare le frazioni recuperabili, riciclabili;
- inviare a smaltimento le frazioni non processabili (residui).

3.3.2 Elaborazioni effettuate

Si è proceduto, innanzitutto, con l'analisi delle caratteristiche quantitative e merceologiche sia dei "rifiuti freschi" sia dei rifiuti derivanti dalla bonifica, al fine di comprenderne l'affettiva idoneità alla combustione e di valutare la taglia dell'impianto, esaminandola nel contesto della realtà attualmente presente nel nostro paese. Dopo aver svolto queste indagini "preliminari" volte a comprendere l'effettiva fattibilità della soluzione proposta, sono state identificate, mediante lo svolgimento di appositi bilanci di massa, le principali caratteristiche dell'impianto previsto. Quanto scritto viene meglio specificato nei prossimi paragrafi.

3.3.2.1 Indagini preliminari

Per quanto riguarda i quantitativi di rifiuti da avviare all'impianto di termovalorizzazione e la potenzialità prevista per tale impianto, ammettendo un funzionamento di 8.000 h/a, gli ammontari sono riportati nella tabella seguente:

Rifiuti	Quantitativi [t/a]	Potenzialità [t/g]
"Rifiuti freschi"	43.712	131
Rifiuti da bonifica	39.660	119
TOTALE	**83.372**	**250**

Tabella 3.3: Rifiuti avviati a termovalorizzazione

Al termovalorizzatore sono dunque destinate, complessivamente, 83.372 t/a di rifiuti. Esaminiamo quindi la taglia dell'impianto nel contesto della realtà nazionale:

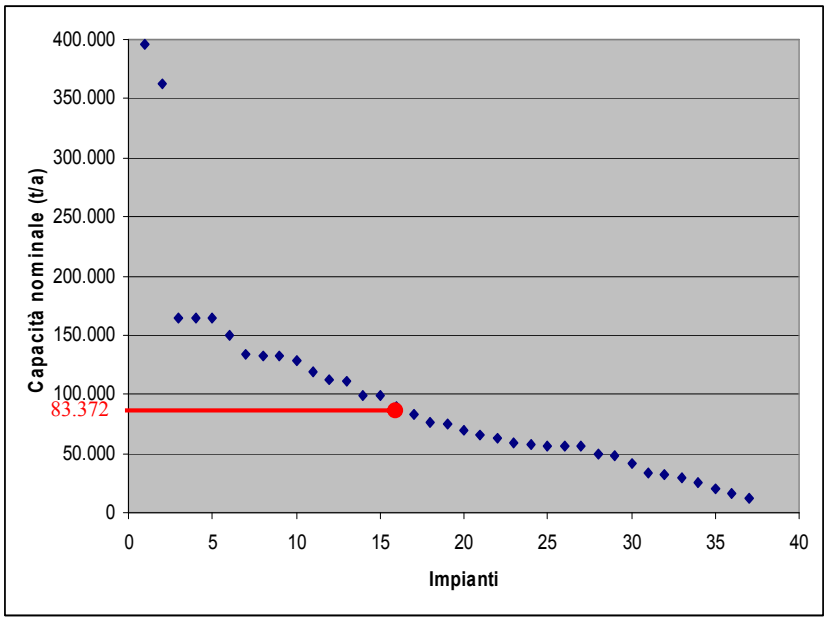


Fig. 3.2: Andamento della situazione prospettata in Italia

Da quanto riportato in Figura 3.2 emerge come l'impianto di termovalorizzazione proposto si vada a collocare nella parte medio - alta della curva rappresentante l'andamento della situazione prospettata in Italia. Ne emerge quindi che la tecnologia è disponibile, infatti esistono numerosi esempi di impianti realizzati aventi caratteristiche di scala simili al futuro impianto analizzato. Inoltre, tale impianto, avendo una capacità nominale definibile, osservando la Figura 3.2, media, si va a collocare in una posizione favorevole, in quanto impianti troppo grandi risultano principalmente affetti da problemi di impatti e peso dei trasporti, mentre sugli impianti troppo piccoli gravano principalmente difficoltà gestionali, problemi di economia di scala e problemi relativi allo staff tecnico. L'impianto proposto quindi, collocandosi in una posizione, come già detto, "media" tra le due, riuscirà a minimizzare tali problematiche.

Andiamo ora ad analizzare le caratteristiche merceologiche. Per quanto riguarda i "rifiuti freschi" tali caratteristiche, definite mediante quartatura, risultano le seguenti:

Frazione	%
Sostanze organiche varie	20,1
Materiale cellulosico	27,6
Materiale plastico	28,6
Metalli	4,7
Inerti	6
Sottovaglio	13

Tabella 3.4: Caratteristiche merceologiche della frazione "rifiuti freschi"

Il p.c.i. risulta pari a circa 2.600 kcal/kg.

Per ciò che riguarda la frazione derivante dalla bonifica, per definire le caratteristiche merceologiche, sono stati effettuati quattro carotaggi. I risultati sono riportati nella tabella seguente:

Frazione	%
Tessili/Legno	6,1
Carta/Cartone	3,2
Materiale plastico	21,3
Materiale non definibile merceologicamente	19,1
Metalli	2,9
Inerti	9,6
Sottovaglio	37,8

Tabella 3.5: Caratteristiche merceologiche della frazione rifiuti da bonifica

Il p.c.i. risulta pari a 1.500 kcal/kg.

Le indagini preliminari effettuate, sia in termini di caratteristiche quantitative sia in termini di caratteristiche merceologiche e conseguentemente di potere calorifico inferiore, evidenziano l'effettiva fattibilità della soluzione proposta.

3.3.2.2 Aspetti caratteristici dell'impianto

Dopo aver verificato, mediante le indagini preliminari, la fattibilità della soluzione gestionale proposta, sono state identificate, mediante lo svolgimento di opportuni bilanci di massa, le principali caratteristiche dell'impianto, tali caratteristiche vengono schematizzate nella Tabella 3.6 sottostante.

Aspetto	Valore
Linee di combustione	1
Portata nominale	83.372 t/a – 250 t/g
Giorni di funzionamento annui	333 g/a
Ore di funzionamento annue	8.000 h/a
p.c.i. rifiuti freschi	ca. 2.600 kcal/kg
p.c.i. rifiuti da bonifica	ca. 1.500 kcal/kg
Carico termico dai rifiuti	31 MWt
Max portata dei fumi da avviare alla depurazione in condizioni normalizzate	580 M Nm^3
Produzione di vapore riscaldato	ca. 37 t/h
Potenza elettrica lorda mediamente prodotta	ca. 7,75 MW
Potenza per autoconsumi impianto di termovalorizzazione	ca. 1,10 MW
Totale energia elettrica prodotta	ca. 62.000 MWh/a
Totale energia elettrica vendibile	ca. 53.200 MWh/a
Produzione di scorie/ceneri pesanti	ca. 50 t/g
Produzione di ceneri leggere/sali	ca. 12,5 t/g

Tabella 3.6: Principali caratteristiche dell'impianto proposto

I bilanci effettuati, i cui risultati sono stati riassunti in Tabella 3.6, sono stati sviluppati considerando che tutto il vapore prodotto sia destinato alla produzione di energia elettrica: in realtà sarà possibile destinare una quota parte del vapore prodotto (fino al 60%) al teleriscaldamento.

3.3.3 Analisi e scelta della tecnologia

Successivamente alle indagini preliminari sono seguite valutazioni più tecniche. E' stata infatti effettuata un'attenta analisi comparativa delle migliori tecnologie riferite ad impianti di termovalorizzazione presenti ad oggi sul mercato. Le scelte tecnologiche fondamentali sono riferite principalmente alla tipologia di forno, in quanto ad essa è connesso il rendimento della combustione e quindi il recupero energetico ottenibile, ed ai sistemi da adottare per il trattamento dei fumi, necessari a garantire valori di concentrazione degli inquinanti nelle emissioni al di sotto dei limiti imposti dal D.Lgs. 133/2005, normativa vigente in materia.

3.3.3.1 Sezione di combustione

Per ciò che riguarda la sezione di combustione sono state innanzitutto individuate le principali tecnologie ad oggi presenti sul mercato nazionale ed internazionale. Tali tecnologie risultano:

Combustione	**Gassificazione (pirolisi) e combustione**	**Gassificazione (pirolisi), produzione di gas di sintesi e combustione**	**Processi diversi**
Griglia	Gassificazione in tamburo rotante e combustione in forno fisso	Gassificazione in canale fisso e reattore di sintesi	Forno al plasma
Griglia/combustione ossigeno	Gassificazione su letto a griglia, combustione in forno rotante e camera di postcombustione	Gassificazione a letto fluido	Produzione di CDR e combustione in impianti dedicati o co-combustione in cementifici o centrali termoelettriche
Letto fluido	Pirolisi tradizionale	Direct Melting System	Produzione di CDR, miscelazione con rifiuti speciali e co-combustione in cementifici o centrali termoelettriche
Tamburo rotante			

Tabella 3.7: Principali tecnologie di incenerimento esistenti sul mercato

Al fine di effettuare prime valutazioni sulla tipologia di impianti da assumere a riferimento in un confronto tecnico e processistico si sono prese a riferimento le seguenti due caratteristiche:

- tecnologia consolidata;
- potenzialità minima, per singola linea di processo, di 10 t/h.

Sulla base delle due caratteristiche citate sono state selezionate le seguenti tecnologie: per ciò che riguarda la combustione, il forno a griglia e il forno a letto fluido, mentre per ciò che riguarda la pirolisi/gassificazione, la gassificazione in canale fisso e reattore di sintesi, la pirolisi tradizionale e il Direct Melting System (sistema a fusione diretta).

Il confronto tra le cinque tecnologie di forno individuate è stato effettuato considerando tre criteri: criterio di esercizio, criterio ambientale e criterio dei costi, ritenuti i più appropriati poiché prendono in considerazione tutti i principali aspetti esaminabili.

Ciascuno di questi criteri, infatti, prende in esame un aspetto specifico delle tecnologie esaminate. Tali criteri sono stati applicati a ciascuna delle tecnologie individuate procedendo dunque ad una valutazione qualitativa delle stesse.

In base al confronto effettuato la tecnologia di combustione più idonea alla situazione riscontrata risulta essere quella del forno a griglia. La tecnologia di combustione individuata risulta essere una tecnologia consolidata per il trattamento dei RSU, vanta infatti numerosi impianti sia su scala nazionale sia su scala internazionale, offre esempi di applicazione relativi ad una vasta gamma di potenzialità operative ed una affidabilità, espressa in termini di ore certificate di funzionamento annuo, molto elevata (dell'ordine delle 8.000 h/a).

3.3.3.2 Sezione di trattamento fumi

Per quanto riguarda il trattamento delle emissioni gassose derivanti da impianti di termovalorizzazione, il D.Lgs. 133/2005 sostiene che occorre fare riferimento alle BAT (Best Available Technology) riportate in un documento ufficiale dell'IPPC Bureau. Occorre evidenziare che utilizzando le tecnologie indicate in tale documento è possibile il raggiungimento di concentrazioni inquinanti ben al di sotto dei limiti imposti dalla normativa vigente.

L'identificazione della linea di depurazione fumi ritenuta più idonea è stata effettuata confrontando le caratteristiche delle principali tecnologie di trattamento riportate nel documento citato e considerando la situazione climatica e geo-morfologica della zona in esame.

In base a ciò vengono identificate tre possibili linee di depurazione fumi, che risultano inoltre essere quelle di maggior impiego negli impianti di incenerimento tradizionale. Le tre linee citate risultano:

Linea A: Elettrofiltro - Reattore a secco - Adsorbimento su carbone attivo - Filtri a manica - SCR;

Linea B: Elettrofiltro - Reattore a secco - Adsorbimento su carbone attivo - Filtri a manica - SNCR;

Linea C: Elettrofiltro - Scrubbers a umido - Adsorbimento su carbone attivo - Filtri a manica - SCR.

Alle tre linee individuate sono stati applicati i tre criteri di confronto, già citati e descritti in precedenza (criterio di esercizio, criterio ambientale e criterio dei costi), al fine di individuare quella che meglio si adatta all'impianto proposto.

Mediante la valutazione qualitativa effettuata emerge che la linea di trattamento fumi più idonea, per l'impianto proposto, risulta la linea A.

3.3.4 Localizzazione dell'impianto e impatti ambientali

Nei paragrafi seguenti analizzeremo i delicati aspetti della localizzazione dell'impianto e degli impatti ambientali derivanti. In particolare, per ciò che riguarda gli impatti ambientali si è cercato, dopo aver analizzato la situazione preesistente, di capire se fosse possibile una compensazione ambientale grazie al recupero energetico ottenibile dall'impianto proposto.

3.3.4.1 Localizzazione dell'impianto

In merito alle problematiche relative alla localizzazione dell'impianto, accanto all'aspetto fondamentale della compatibilità rispetto al trasporto atmosferico occorre prendere in esame aspetti relativi ad urbanistica, paesaggio, sensibilità naturalistica ed agro-economica delle aree, situazione geologica del suolo. Questi ultimi aspetti sono stati valutati essenzialmente attraverso l'indagine relativa alla attuale situazione dell'area interessata. Si è preso in considerazione l'aspetto urbanistico, con riferimento alla destinazione d'uso dell'area, al tessuto viario, tenendo conto della baricentricità

della zona. E' stata valutata l'assenza di aree di pregio naturalistico, la situazione agro-economica e geologica del sito.

In via preliminare, tenendo conto di quanto sopra detto, il sito scelto per l'ubicazione dell'impianto proposto risulta essere quello dove è attualmente ubicato il centro regionale di trattamento degli RU e assimilati.

Le ragioni che portano all'identificazione di tale sito vengono così riassunte:

- sullo stesso sito si trova la discarica da bonificare: si eliminano quindi i possibili impatti ambientali e igienico-sanitari dovuti al trasporto dei rifiuti estratti;
- baricentricità dell'area rispetto al sistema di collegamenti stradali regionali: si rendono quindi minime le percorrenze ed i tempi medi complessivi necessari al trasporto dei "rifiuti freschi" rispondendo così alle esigenze di ottimizzazione e riduzione dei costi;
- l'area è già utilizzata per questi scopi: il centro è già attrezzato per ricevere il rifiuto, si elimina quindi la necessità di dover allestire un nuovo centro con le stesse finalità, con relativo vantaggio a livello economico;
- il sito è posizionato alle porte di un centro abitato: questo è favorevole dal punto di vista della cogenerazione, e quindi dei possibili utenti allacciabili, infatti in nessuna altra area del territorio regionale si ha una eguale concentrazione di utenze (le possibilità di allacciamento sarebbero quindi più ridotte).

Oltre a queste valutazioni è stata effettuata una valutazione modellistica, discussa in maniera approfondita nel paragrafo successivo, relativa la simulazione della dispersione in aria e delle ricadute al suolo delle emissioni prodotte dal termovalorizzatore. Tale analisi ha portato alla formulazione di un giudizio favorevole relativo a detta ubicazione.

3.3.4.2 Impatti ambientali

Affrontando l'argomento delle conseguenze ambientali, un aspetto sicuramente fondamentale è quello della compatibilità ambientale con riferimento alle emissioni atmosferiche, e più nello specifico alla modificazione della qualità dell'aria conseguente alla realizzazione dell'impianto e delle conseguenze che tale modificazione comporta sull'impatto su persone, ecosistema, manufatti. Poiché tale aspetto risulta essere quello di maggior rilievo, in quanto strettamente connesso al tema della tutela igienico-sanitaria, risulta essere quello maggiormente studiato.

Sono stati esaminati gli effetti sulla qualità dell'aria in fase di cantiere e in fase di esercizio. In particolare per quanto riguarda la riduzione dell'impatto in fase di esercizio, secondo la normativa vigente, D. Lgs. 133/2005, ci si deve basare sulle BAT (Best Available Techniques), definite in un documento ufficiale dell'IPPC Bureau, per gli impianti di termodistruzione. E' da sottolineare che le concentrazioni in uscita dai trattamenti definiti BAT sono inferiori a quelle che la normativa pone come massime: ciò significa che con l'utilizzo delle migliori tecnologie ad oggi disponibili l'impatto generato dal termovalorizzatore viene ridotto a valori inferiori rispetto a quelli previsti. Oltre all'adozione delle BAT è necessario prevedere il monitoraggio delle emissioni. Ovviamente quanto sopra esposto è stato previsto per l'impianto proposto.

Per valutare l'entità dell'impatto prodotto dall'impianto in relazione all'ubicazione individuata si è ricorso all'implementazione di modelli di dispersione e ricaduta.

Modellizzazione delle ricadute ambientali

La simulazione della dispersione di inquinanti in atmosfera e della deposizione al suolo è stata effettuata utilizzando SPRAY, un modello lagrangiano a particelle, modello particolarmente adatto anche in caso di orografia complessa, messo a disposizione dall'ARPA locale.

A partire dai dati di orografia ed uso del suolo, dalle condizioni meteorologiche, dal tipo e dalla quantità delle emissioni, il modello fornisce i valori medi orari di concentrazione degli inquinanti considerati. Tali dati orari possono poi essere utilizzati per ricavare opportuni parametri (come la media annua) che possono poi essere confrontati con la normativa vigente in materia di qualità dell'aria.

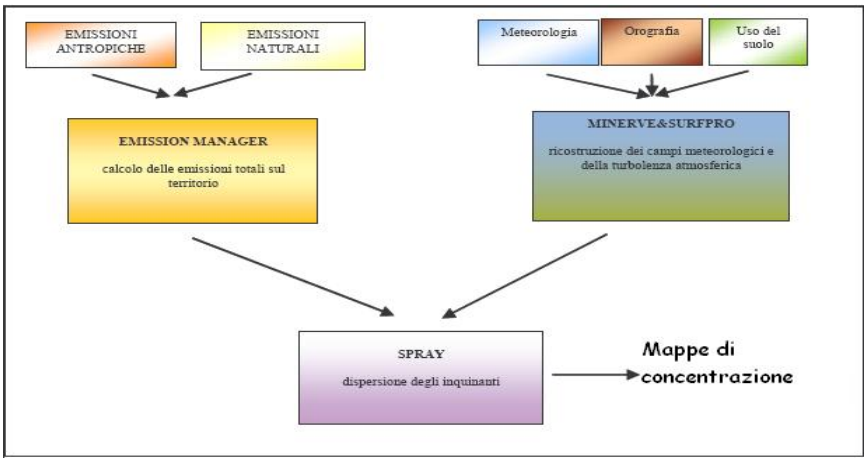
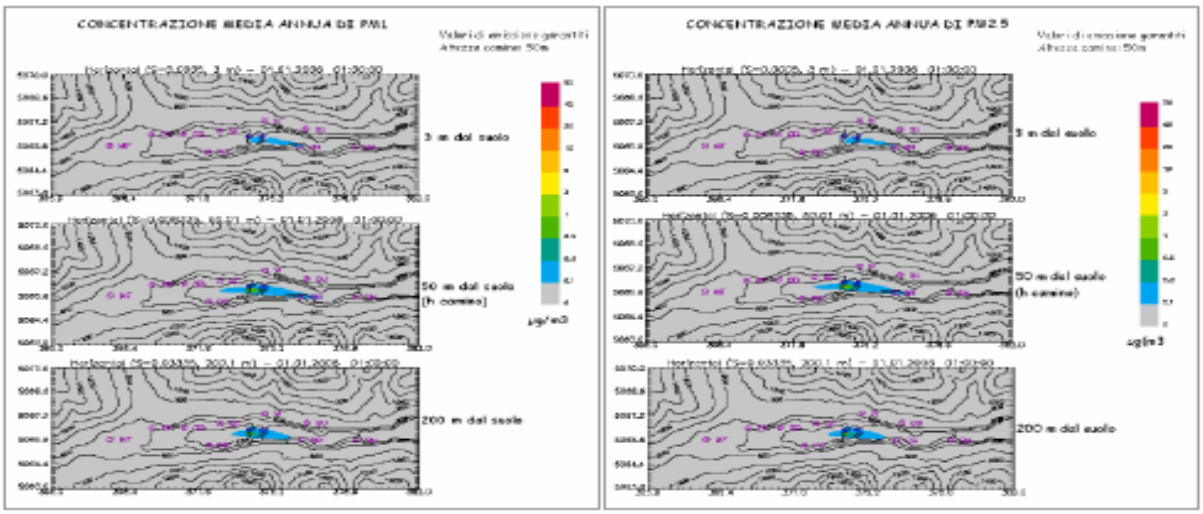


Fig. 3.3: Catena modellistica per le simulazioni di dispersione di inquinanti utilizzata

Sono state elaborate le concentrazioni e deposizioni dei seguenti inquinanti: PM (1- 2,5 - 5 µm), NO_2, HCl, HF, CO, PCDD/PCDF (stato gassoso e particolato), metalli e IPA, in quanto da una prima simulazione di prova sono state ritenute le più significative. Per ciò che riguarda l'altezza del camino, si sono considerate tre diverse altezze: 50 metri, 60 metri e 80 metri.

Riportiamo nel seguito tre gruppi di risultati relativi ai parametri PM (1 – 2,5 – 5) e PCDD ottenuti nell'ipotesi di un altezza del camino pari a 50 metri (configurazione che determina il valore più elevato di concentrazione al suolo): le mappe di concentrazione media annua a diversa altezza dal suolo, le mappe relative al valore medio giornaliero di deposizione secca e le mappe della deposizione umida del valore totale annuo.



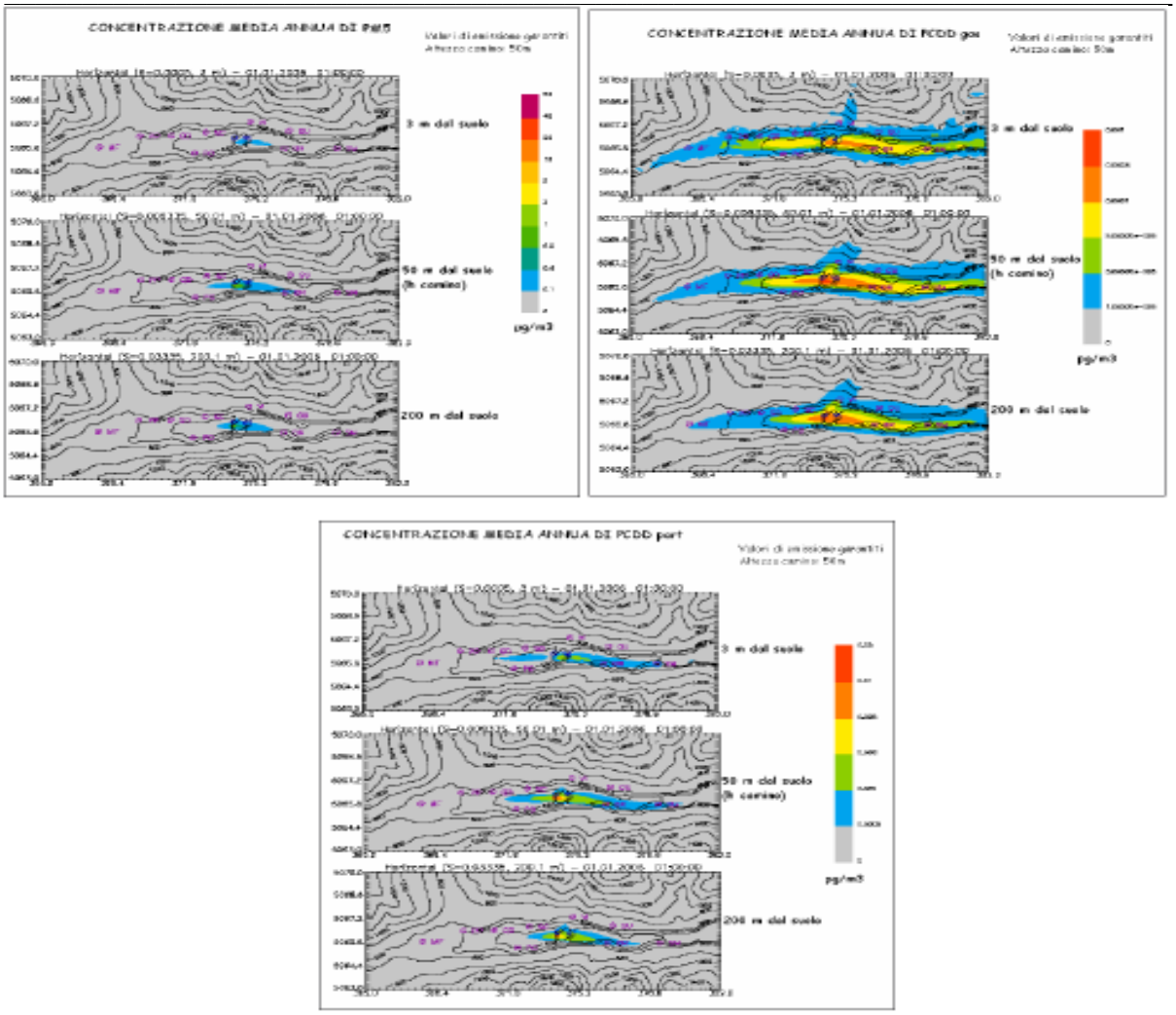


Fig. 3.4: Mappe di concentrazione media annua a diversa altezza dal suolo

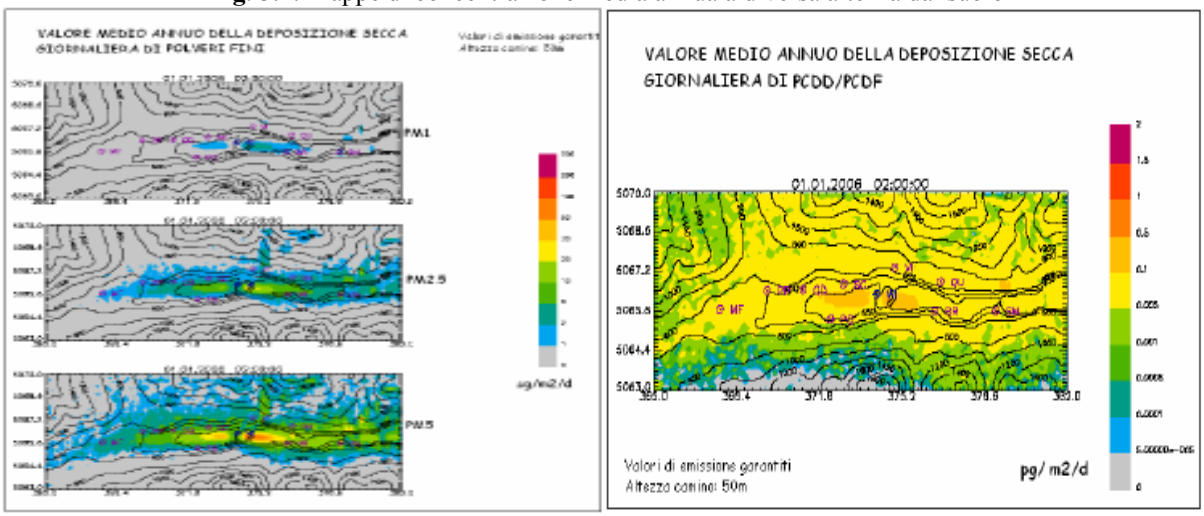


Fig. 3.5: Mappe di concentrazione relative al valore medio giornaliero di deposizione secca

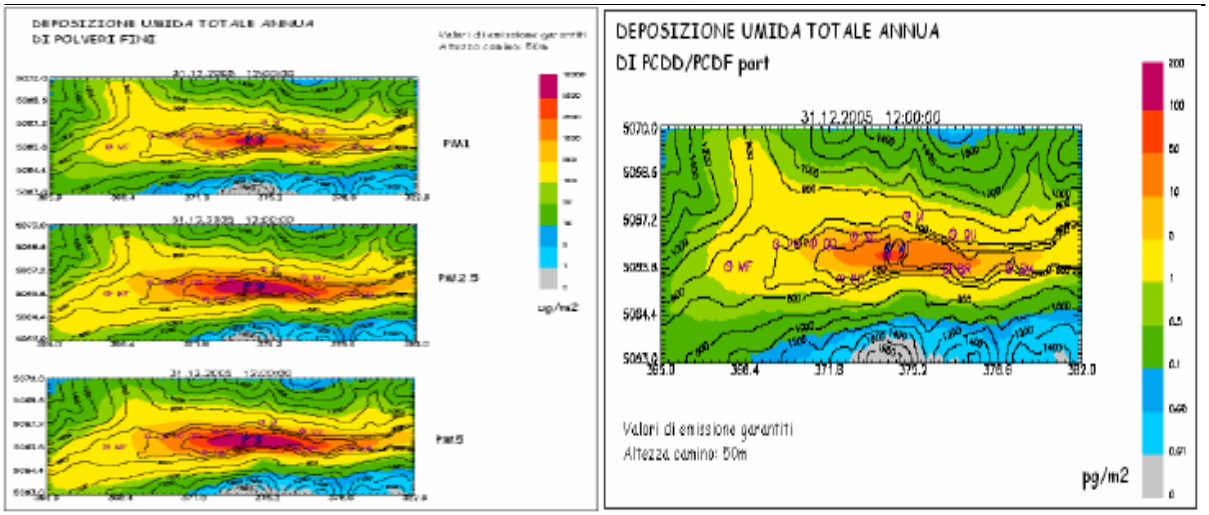


Fig. 3.6: Mappe della deposizione umida del valore totale annuo

Sono state effettuate valutazioni di natura comparativa fra le risultanze del computo di accumulo di inquinanti al suolo, e i limiti di concentrazione ammessi dalla legislazione vigente (D. Lgs. 152/2006, allegato 5). La valutazione comparativa effettuata mette in luce come, allo stato attuale delle conoscenze, l'accumulo inquinante risulti essere molto limitato, pur avendo considerato, nell'elaborazione effettuata, scenari molto conservativi (assenza di fenomeni di degradazione e dissipazione). In particolare i risultati ottenuti possono essere così schematizzati:

- per i metalli, si può stimare, in 20 anni, un deposito massimo di 0,013 mg/kg$_{suolo}$, computabile in un incremento dello 0,0002% rispetto al valore limite di concentrazione ammissibile per un suolo ad uso residenziale;
- per il cadmio ed il tallio, si può stimare, in 20 anni, un deposito massimo di 0,0013 mg/kg$_{suolo}$, computabile in un incremento dello 0,04% rispetto al valore limite di concentrazione ammissibile per un suolo ad uso residenziale;
- per il mercurio, si può stimare, in 20 anni, un deposito massimo di 0,0013 mg/kg$_{suolo}$, computabile in un incremento dello 0,1% rispetto al valore limite di concentrazione ammissibile per un suolo ad uso residenziale;
- per gli idrocarburi policiclici aromatici, si può stimare, in 20 anni, un deposito massimo di 0,00006 mg/kg$_{suolo}$, computabile in un incremento dello 0,0006% rispetto al valore limite di concentrazione ammissibile per un suolo ad uso residenziale;
- per il benzo(a)pirene, si può stimare, in 20 anni, un deposito massimo di 0,00006 mg/kg$_{suolo}$, computabile in un incremento dello 0,06% rispetto al valore limite di concentrazione ammissibile per un suolo ad uso residenziale;
- per le diossine ed i furani, si può stimare, in 20 anni, un deposito massimo di 0,55 ng/kg$_{suolo}$, computabile in un incremento del 5,5% rispetto al valore limite di concentrazione ammissibile per un suolo ad uso residenziale.

E' stata inoltre effettuata una campagna di monitoraggio, della durata di un anno, delle tre matrici ambientali aria, acqua e suolo, al fine di definire il bianco ambientale. I risultati ottenuti sono stati confrontati con le concentrazioni derivanti dalla simulazione effettuata (valori di concentrazione a 3 metri dal suolo). Il confronto è stato effettuato in sei diversi siti, quelli maggiormente interessati dalla dispersione atmosferica degli inquinanti. In questo modo è stato possibile definire il peso percentuale

dell'impianto proposto, cioè quanto peserebbero, in termini percentuali, le emissioni derivanti dal futuro impianto sulla situazione (qualità dell'aria) attuale. Quanto esposto è riportato in Tabella 3.8.

Sito	$PM_{2,5}$ peso %	NOx peso %	PCDD/F peso %	HCl peso %	HF peso %
Sito 1	0,07	0,68	0,03	0,38	0,3
Sito 2	0,05	1,16	0,02	0,68	0,4
Sito 3	0,02	1,02	0,02	0,27	0,1
Sito 4	0,02	0,47	0,01	0,22	0,2
Sito 5	0,14	3,96	0,11	1,46	0,6
Sito 6	0,03	0,69	0,02	0,31	0,2

Tabella 3.8: Pesi percentuali

Quanto riportato in tabella rappresenta il peso percentuale del termovalorizzatore proposto sulla situazione attuale. Non si tiene tuttavia conto dell'effetto del recupero energetico e della probabile miglioria che esso porterà sulla qualità dell'aria stessa.

Ingresso ed accumulo nelle catene trofiche critiche di inquinanti persistenti

Nonostante le concentrazioni calcolate al suolo durante 20 anni di vita dell'impianto facciano prevedere un accumulo di modesta entità nelle catene alimentari e nell'ecosistema a scopo esemplificativo, è stata quantificata la concentrazione di diossina nel grasso dei polli (e delle uova) allevati in un terreno con livelli di concentrazione pari a quelli massimi risultati dalla simulazione (0,6 ng/kg suolo).

E' stato ipotizzato uno scenario in cui i polli possono razzolare liberamente nutrendosi di mangime sparso direttamente sul terreno, così che una certa quantità di suolo e vegetazione (contaminata da diossine e composti diossino-simili) possa entrare a far parte incidentalmente della loro alimentazione.

L'algoritmo utilizzato per stimare la concentrazione di diossina nel grasso del pollo e delle uova, a partire dalla concentrazione nel suolo e nella vegetazione, è il seguente:

$$C_{fat} = \left(BCF \times DF_s \times B_s \times AC_s\right) + \left(BCF \times DF_g \times AC_g\right) \quad (1)$$

dove:

- C_{fat}= concentrazione di diossine e composti diossino-simili nel grasso del pollo o delle uova (pg TEQ/g);
- BCF = fattore di bioconcentrazione per il pollo o per le uova;
- DF_s = frazione della dieta del pollo dovuta ad ingestione accidentale di suolo (10%);
- B_s = biodisponibilità delle diossine attraverso "veicolo" suolo rispetto al veicolo "vegetazione";
- AC_s = concentrazione delle diossine e composti diossino-simili nel suolo (pg TEQ/g);
- DF_g = frazione della dieta del pollo dovuta ad ingestione accidentale di vegetazione (5%);
- AC_g = concentrazione del contaminante nella vegetazione (pg WHO-TEQ/g).

I risultati della simulazione indicano una concentrazione di 0,315 pg/g grasso per le uova e di 0,356 pg/g grasso per la carne di pollo. Questi valori sono stati confrontati con i valori limite in vigore attualmente nell'Unione Europea (Official Journal of the European Union, 14/2/2006) che risultano

rispettivamente di 2,0 pg/g di grasso per le uova e 1,5 pg /g di grasso per il pollame. Anche in questo caso, considerando le assunzioni più che conservative utilizzate per la valutazione delle concentrazioni al suolo ed il fatto che i valori ottenuti sono una frazione minore di quanto permesso dalla legislazione, si è concluso che l'accumulo nelle catene alimentari non costituisce un fattore di rischio rilevante.

Compensazione ambientale

Il sito individuato per la realizzazione dell'impianto di termovalorizzazione è situato proprio alle porte di una medio - grande città, e questo è favorevole dal punto di vista della cogenerazione e quindi dei possibili utenti allacciabili, infatti in nessuna altra area del territorio regionale si ha una eguale concentrazione di utenze. Quanto detto è favorevole dal punto di vista della compensazione ambientale, vale a dire mediante l'erogazione di calore in teleriscaldamento è possibile sostituire il funzionamento delle centrali termiche delle utenze ed i relativi impatti come consumo di energia primaria ed emissioni in atmosfera. In questo caso gli impatti evitati corrispondono in modo univoco con quelli degli impianti effettivamente sostituiti. Nella stesura di un bilancio ambientale il termine citato di impatto evitato rappresenta una compensazione del carico introdotto dal termovalorizzatore.

La localizzazione proposta ottimizza tale compensazione (a livello locale).

Da elaborazioni effettuate si è stimato che grazie al recupero energetico realizzabile con l'impianto di termovalorizzazione sarà possibile fornire calore a circa 5.000 appartamenti, sostituendo quindi una quota parte dell'energia termica prodotta dagli impianti termici civili presenti ed eliminando quindi i relativi impatti.

In particolare per ciò che riguarda le emissioni di polveri sottili e di ossidi di azoto, poiché da elaborazioni effettuate è emerso che il quantitativo prodotto ed emanato dagli impianti termici civili è molto superiore rispetto allo stesso emanato dagli impianti di termovalorizzazione, è possibile ottenere a livello locale una riduzione di tali concentrazioni inquinanti. Il motivo per cui il carico inquinante è maggiore negli impianti termici civili va ricercato per lo più nel fatto che tali impianti non sono dotati di sistemi di abbattimento prima dell'invio dei fumi a camino a differenza di quanto avviene negli impianti di termovalorizzazione, per i quali, come già detto, utilizzando, in accordo con quanto previsto dalla normativa, le migliori tecnologie disponibili per l'abbattimento dei fumi si giunge ad avere emissioni con concentrazioni inquinanti molto inferiori rispetto ai limiti previsti dal D. Lgs. 133/2005.

I benefici di tale riduzione inquinante si avvertiranno a livello locale, verosimilmente nei quartieri più vicini all'impianto (quelli effettivamente allacciabili).

Considerando che, da prime analisi effettuate relative alla qualità attuale dell'aria, è emerso per i quartieri situati in prossimità dell'ubicazione del futuro impianto, quindi quartieri potenzialmente servibili mediante la cogenerazione, una certa qual forma di criticità in relazione ai sopra citati parametri inquinanti (superamenti diffusi del limite di legge per ciò che riguarda il parametro PM_{10} e valori degli ossidi di azoto al di sotto dei limiti di legge ma pur sempre piuttosto elevati), lo spegnimenti di un certo numero di caldaie potrà in parte eliminare tale criticità [Panepinto D. et al., 2009].

3.4 Produzione energetica da biomasse: il caso del comune di Voltaggio

Il comune di Voltaggio è un comune italiano di 776 abitanti della provincia di Alessandria, in Piemonte.

In tale comune è stata proposta la realizzazione di un impianto di valorizzazione energetica delle biomasse operante in assetto cogenerativo cioè avente finalità di produrre sia energia elettrica da

immettere nella rete elettrica nazionale sia energia termica da cedere alle utenze private mediante una rete di teleriscaldamento.

Nel seguito viene riportata una sommaria descrizione dell'impianto proposto.

3.4.1 Impianto a biomassa

L'impianto sarà costituito dalle seguenti sezioni principali:

- parco legno (ricevimento, preparazione e stoccaggio combustibile);
- produzione vapore (forno a griglia, caldaia, economizzatore, surriscaldatore);
- trattamento fumi (ciclone, reattore e filtri a manica) e sistema di monitoraggio emissioni;
- turbogruppo e relativi sistemi ausiliari;
- ciclo termico e sistema di condensazione;
- produzione acqua surriscaldata per il teleriscaldamento;
- impianto elettrico (connessione alla rete elettrica nazionale ed alimentazione ausiliarie di centrale);
- regolazione e controllo;
- trattamento degli effluenti liquidi e solidi;
- impianti ausiliari.

L'esercizio dell'impianto è previsto in modo continuativo, 24 ore al giorno per 7 giorni alla settimana, con le sole fermate previste per la manutenzione programmata ed accidentale. Sono complessivamente previste 7.800 ore/anno di funzionamento.

3.4.1.1 La caldaia

La caldaia, del tipo a griglia mobile raffreddata ad aria, è appositamente concepita per produrre vapore ad alta pressione e temperatura utilizzando come combustibile il cippato di legno.

I fumi provenienti dalla camera di combustione passano attraverso un surriscaldatore ed un economizzatore e vengono quindi inviati, tramite un elettroventilatore, al sistema di abbattimento delle polveri ed al camino principale.

Nella sezione terminale della linea fumi è inserito uno scambiatore fumi-aria che consente di recuperare parte del calore residuo dei fumi producendo aria calda che viene utilizzata per l'essiccazione del cippato. I fumi sono parzialmente ricircolati (25%) e reimmessi in camera di combustione per un ulteriore recupero energetico e per contribuire all'abbattimento degli NO_x.

E' inoltre previsto un sistema di riduzione degli ossidi di azoto nei fumi con iniezione di urea in caldaia.

La caldaia ha una potenzialità a carico nominale continuo di 16 t/h di vapore ed è stata progettata per operare in sicurezza fino al 110% del carico nominale, sia per fare fronte a transitori determinati da combustibile con potere calorifico superiore a quello del combustibile di riferimento, sia per consentire un possibile successivo incremento del carico della rete di teleriscaldamento.

In Tabella 3.9 vengono riportate le caratteristiche tecniche della caldaia, secondo quanto espresso dal proponente l'impianto.

Combustibile		Cippato di legno	pci = 2.730 kcal/kg
Bruciatore ausiliario di avviamento	kWt	500	A gasolio per avvio combustione cippato
Servizio		Continuo	7.800 ore anno

Potenza termica			
nominale	kWt	14.600	
netta	kWt	12.300	
Configurazione			
focolare		a griglia mobile	raffreddata ad aria
superficie griglia	m^2	20	
economizzatore		SI	ricircolo fumi 20 – 25%
preriscaldo aria		SI	
surriscaldatore		SI	
temperatura camera di combustione	°C	1.100	
Condizioni vapore in uscita			all'uscita della caldaia
flusso	kg/s	4,41	
pressione	bar	51	
temperatura	°C	450	
Condizioni fumi			
flusso	kg/s	11,7	42.000 kg/h
temperatura	°C	185	all'uscita dell'economizzatore
Rendimento caldaia	%	86	Con recuperatore fumi-acqua calda per essiccazione cippato
Aria comburente			
temperatura aria	°C	180	
portata di funzionamento	kg/s	9,7	
Ricircolo fumi			Il ricircolo utilizza il ventilatore aria di combustione
temperatura fumi	°C	900	
portata di funzionamento	kg/s	2,9	
Ceneri			
solide	kg/s	0,05	
volatili	kg/s	0,009	

Tabella 3.9: Caratteristiche tecniche della caldaia

Il dato riportato nell'elaborazione svolta dal proponente l'impianto relativo al rendimento della caldaia (pari all' 86 %) si riferisce ad una situazione in assetto cogenerativo (che presuppone quindi la generazione sia di energia elettrica sia di energia termica). Tale dato rappresenta, ovviamente, il rendimento lordo della caldaia e non la percentuale effettivamente "cedibile" (rappresenta quindi quanto producibile al lordo di quelli che saranno gli autoconsumi dovuti ad esempio all'essiccamento del pellets, ecc.).

Nella tabella sottostante viene riportata la sintesi delle prestazioni termodinamiche dell'impianto (in base alle considerazioni effettuate dal proponente) considerando un assetto cogenerativo.

Potenza termica lorda	14,6 MW
Potenza termica disponibile	13 MW
Potenza termica massima	7,15 MW
Potenza termica massima richiesta[1]	6,8 MW

[1]tale dato rappresenta la potenza massima richiesta (considerando tutte le utenze, pubbliche e private, presenti a Voltaggio: quella che in seguito verrà chiamata ipotesi 1)

Tabella 3.10: Prestazioni termodinamiche dell'impianto

Analizzando quanto riportato in Tabella 3.10 osserviamo che la potenza termica massima fornita dall'impianto (7,15 MW) non potrà essere pienamente sfruttata neanche nel caso di allacciamento dell'intero comune di Voltaggio, considerando quindi residenti, non residenti, allacciabili e non allacciabili (6,8 MW).

L'andamento della potenza elettrica generata in funzione della potenza termica ceduta alle utenze (vapore di processo e teleriscaldamento) è riportato nel diagramma seguente, che evidenzia come in corrispondenza della massima potenza termica di 7.150 kW, si ha una potenza elettrica netta di 2.000 kW (assetto cogenerativo), mentre in corrispondenza di una potenza termica nulla (assetto elettrico) la potenza elettrica netta ceduta alla rete è di 3.060 kW.

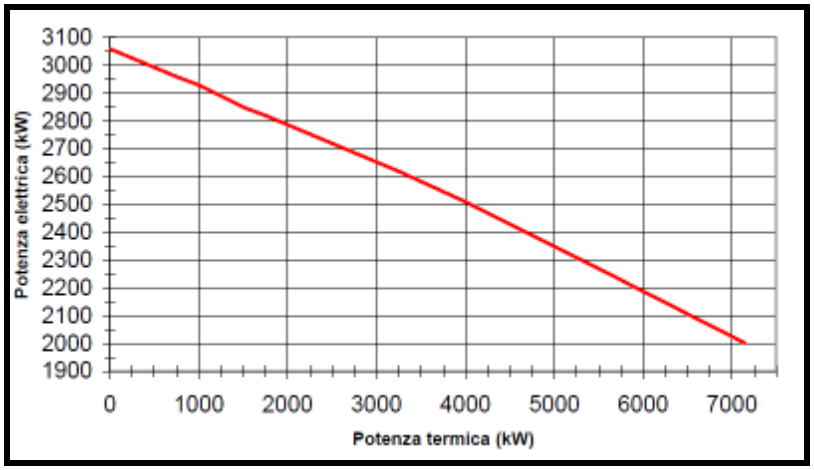


Fig. 3.7: Diagramma di carico della potenza elettrica e potenza termica

3.4.1.2 Abbattimento degli inquinanti nei fumi

I fumi in uscita dal processo di combustione verranno trattati con tecnologie definite BAT (Best Available Technology) al fine di garantire il rispetto dei limiti imposti dalla normativa vigente (D.Lgs. 152/2006). In particolare il trattamento delle emissioni gassose prevederà:

- un sistema DeNO$_x$ del tipo SNCR, con immissione di urea in caldaia per l'abbattimento degli NO$_x$;
- una linea fumi costituita da un ciclone, da una sezione di neutralizzazione con iniezione di bicarbonato di calcio e da una batteria di filtri a manica, per l'abbattimento, in particolare, delle polveri e dell'anidride solforosa (grazie all'iniezione di bicarbonato di calcio).

In Tabella 3.11 vengono riportate le principali caratteristiche del flusso gassoso in uscita dall'impianto.

Emissioni	Portata [m^3/h]	Durata emissioni [h/g]	Tipo di sostanza inquinante	Concentrazione [mg/m^3]
Caldaia alimentata a biomassa	33.000	24 - continua	Polveri totali	10
			NO_x	180
			SO_x	200
			CO	200

Tabella 3.11: Concentrazioni inquinanti in uscita dall'impianto

3.4.2 Definizione della compatibilità ambientale

Al fine di definire la compatibilità ambientale dell'impianto a biomasse proposto, sono state effettuate tre diverse tipologie di elaborazioni: il bilancio ambientale al fine di definire l'influenza dell'impianto sulla qualità dell'aria a livello di emissioni al camino, il bilancio delle esternalità, al fine di definire il peso o la miglioria, da un punto di vista di costi esterni, prodotti in seguito all'entrata in funzione dell'impianto stesso, la definizione della modificazione della qualità dell'aria ottenuta mediante l'applicazione del modello di dispersione degli inquinanti ISC3 Short Term con successiva elaborazione dei risultati ottenuti mediante il software Surfer.

Nel seguito vengono riportati i dati relativi al comune di Voltaggio, necessari per lo svolgimento delle elaborazioni sopra riportate, relativi a:

- volumetrie sostituibili;
- potenza termica mediamente impegnata;
- composizione del combustibile alimentante le caldaie domestiche.

3.4.2.1 Bacino di utenza e volumetrie allacciabili

In base ai dati forniti dall'amministrazione comunale risulta che il bacino di utenza del comune di Voltaggio è il seguente:

Popolazione residente	770
Numero famiglie residenti	394
Numero totale abitazioni	983
Superficie abitazioni residenti [m^2]	43.965
Volumetria abitazioni residenti [m^3]	131.965
Volumetria complessiva abitazioni (residenti + non residenti) [m^3]	390.000

Tabella 3.12: Bacino di utenza comune di Voltaggio

Sempre in base ai dati forniti dall'amministrazione locale è possibile definire le volumetrie effettivamente allacciabili alla futura rete di teleriscaldamento. Tali volumetrie sono riportate in Tabella 3.13.

Volumetria allacciabile residenti [m^3]	81.818
Volumetria complessiva allacciabile (residenti + non residenti) [m^3]	300.000

Tabella 3.13: Volumetrie allacciabili alla rete di teleriscaldamento

3.4.2.2 Definizione della potenza termica mediamente impegnata

Nell'elaborazione del bilancio ambientale si esamineranno, per completezza di trattazione, quattro diverse situazioni, relative a quattro diverse ipotesi di allacciamento alla rete di teleriscaldamento:

- ipotesi 1: l'intera volumetria di Voltaggio (utenze pubbliche e private) sarà allacciata alla rete di teleriscaldamento (senza distinzione tra residenti e non residenti, volumetrie effettivamente allacciabili o meno);
- ipotesi 2: la volumetria del comune (utenze pubbliche e private) effettivamente allacciabile sarà allacciata alla rete di teleriscaldamento (senza distinzione tra residenti e non residenti);
- ipotesi 3: la volumetria complessiva dei residenti sarà allacciata alla rete di teleriscaldamento (senza distinzione tra effettivamente allacciabili e non allacciabili);
- ipotesi 4: la volumetria complessiva dei residenti effettivamente allacciabili sarà allacciata alla rete di teleriscaldamento.

L'ipotesi 1, così come l'ipotesi 3, rappresentano una visione del tutto utopistica, è infatti impossibile andare ad allacciare tutta la volumetria (anche quella situata molto distante rispetto all'ubicazione prevista per la rete) alla rete di teleriscaldamento.

Delle quattro ipotesi la più plausibile e razionale, da un punto di vista oggettivo è sicuramente la numero 2, tuttavia potrebbe, ovviamente, accadere che non tutti siano favorevoli all'allacciamento alla rete (soprattutto i non residenti), nella maggior parte dei casi perché i costi di adeguamento sarebbero troppo elevati rispetto ai vantaggi che gli stessi, non stando a Voltaggio tutto l'anno ma magari solo nei mesi estivi, potrebbero trarre, in questo caso l'ipotesi più plausibile potrebbe diventare la numero 4.

In base ai dati riportati nelle Tabelle 3.12 e 3.13 è stato possibile calcolare, per ciascuna delle ipotesi formulate, la potenza termica mediamente impegnata.

	Ipotesi 1	Ipotesi 2	Ipotesi 3	Ipotesi 4
Fabbisogno specifico di calore [kWh/m^3 anno]	44	44	44	44
Richiesta di calore [h/anno]	2.500	2.500	2.500	2.500
Potenza termica mediamente impegnata [kW_{th}]	**6.864**	**5.280**	**2.323**	**1.440**

Tabella 3.14: Definizione della potenza termica mediamente impegnata

3.4.2.3 Alimentazione combustibile caldaie

Le caldaie installate presso le abitazioni ubicate nel comune di Voltaggio sono alimentate in parte (la grande maggioranza) a metano ed in parte (una piccola parte) a legna.

In base ai dati forniti dall'amministrazione comunale è stato possibile determinare, per ciascuna delle quattro ipotesi formulate ed analizzate, la composizione del combustibile (la quota parte percentuale, rispettivamente di metano e legna) e, conseguentemente, la potenza termica rispettivamente soddisfatta dal metano e dal legno.

I risultati dell'elaborazione condotta sono riportati in Tabella 3.15.

Ipotesi	Alimentazione caldaia	Potenza termica soddisfatta [%]	Potenza termica soddisfatta [kW_{th}]
Ipotesi 1	Metano	95	6.521
	Legno	5	343
Ipotesi 2	Metano	95	5.016
	Legno	5	264

Ipotesi	Alimentazione caldaia	Potenza termica soddisfatta [%]	Potenza termica soddisfatta [kW_{th}]
Ipotesi 3	Metano	99	2.300
	Legno	1	23
Ipotesi 4	Metano	99	1.426
	Legno	1	14

Tabella 3.15: Definizione dell'alimentazione delle caldaie e della potenza termica soddisfatta

Risulta inoltre, sempre in base ai dati forniti dall'amministrazione comunale, che il gas metano distribuito in un anno nel medesimo comune è pari a 581.074 m^3. E' stato così possibile effettuare, sulla base di tale dato e dei dati riportati in tabella 5, un calcolo di verifica, per ciò che riguarda la composizione del combustibile relativa all'ipotesi 3 e 4.

Tale calcolo di verifica ha confermato, per le ipotesi 3 e 4, un'alimentazione combustibile costituita per il 99 % da metano e per l'1 % da legna.

3.4.3 Elaborazioni di bilancio effettuate

Si riportano nel seguito i risultati delle tre diverse tipologie di elaborazioni effettuate al fine di definire la compatibilità ambientale dell'impianto a biomasse proposto. Iniziamo a valutare l'elaborazione di bilancio ambientale.

3.4.3.1 Bilancio ambientale: considerazioni di partenza

Iniziamo ad analizzare i risultati ottenuti dalla prima elaborazione effettuata e cioè l'elaborazione del bilancio ambientale.

Nel caso in esame si vogliono esaminare gli effetti sulla qualità dell'aria, a livello locale, che l'introduzione dell'impianto a biomassa apporterà. Per fare ciò occorre quindi impostare un bilancio ambientale su scala locale. La base di tale bilancio è costituita da un'equazione del tipo:

Emissioni locali (aggiunte/sottratte) = emissioni impianto a biomassa – emissioni caldaie sostituite

Per ciò che riguarda il termine "emissioni impianto a biomassa" si fa riferimento ai dati riportati in Tabella 3.11. Per ciò che riguarda il termine "emissioni caldaie sostituite" occorre fare riferimento ai dati riportati in Tabella 3.12 ed ai fattori di emissione per le caldaie alimentate a metano e a legna. Ricordando che per fattore di emissione si intende la quantità di inquinante emesso dalla sorgente riferita alla entità della produzione energetica (MJ, kg di combustibile), in Tabella 3.16 e 3.17 vengono riportati, rispettivamente, i fattori di emissione per le caldaie alimentate a metano e per le caldaie alimentate a legna.

Combustibile	**Fattore di emissione [mg/MJ]**				
	Polveri totali	**NO_x**	**SO_x**	**CO**	**COV**
Metano	1,98	50	0,51	25,25	4,64

Tabella 3.16: Fattori di emissione combustibile metano [Panepinto D et al., 2009]

Combustibile	**Fattore di emissione [g inq/kg comb]**				
	Polveri totali	**NO_x**	**SO_x**	**CO**	**COV**
Legno	4,91	2,3	0,34	50	8,24

Tabella 3.17: Fattori di emissione combustibile legno [Panepinto D. et al., 2009]

Applicando l'equazione sopra riportata è stato definito il bilancio ambientale, su base annua, per ciascuna delle quattro ipotesi formulate.

I parametri inquinanti considerati sono:

- polveri;
- ossidi di azoto (NO_x). Per ciò che riguarda l'emissione di tale parametro inquinante dall'ipotetico impianto a biomasse si sono considerate due diverse situazioni:
  - abbattimento degli NO_x con sistema $DeNO_x$ SNCR (cioè con sistema non catalitico), così come previsto in fase di progetto;
  - abbattimento degli NO_x con sistema $DeNO_x$ SCR (cioè con sistema catalitico), in questo caso, a fronte di un maggiore costo di investimento, migliorano le prestazioni relative all'abbattimento inquinante (mentre con il sistema SNCR si giunge ad avere un'emissione inquinante con una concentrazione residua di NO_x pari a 180 mg/m^3, come riportato in Tabella 3.12, utilizzando il sistema catalitico si giunge ad avere un'emissione inquinante con una concentrazione residua di NO_x pari a 108 mg/m^3).
- ossidi di zolfo (SO_x);
- monossido di carbonio (CO);
- carbonio organico volatile (COV).

3.4.3.2 Bilancio ambientale annuo su scala locale

Iniziamo ad analizzare l'ipotesi 1. Tale ipotesi prevede, come già detto, che l'intera volumetria di Voltaggio venga allacciata alla rete di teleriscaldamento.

In Figura 3.8 vengono riportati i risultati dell'elaborazione effettuata.

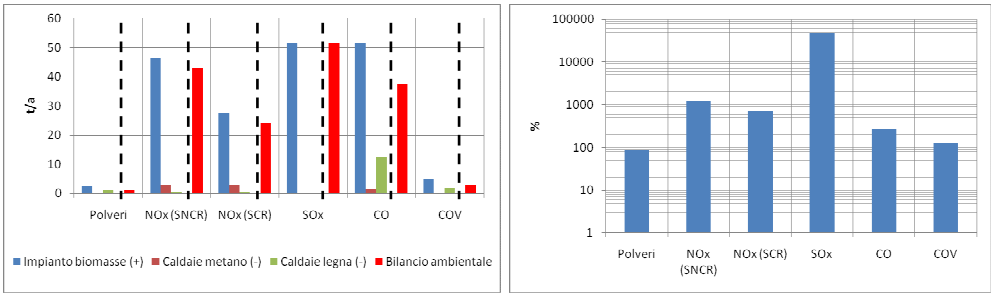


Fig. 3.8: Bilancio ambientale relativo all'ipotesi 1 (sinistra), incremento percentuale di carico inquinante in seguito all'entrata in funzione dell'impianto (destra)

Analizzando i risultati riportati Figura 3.8 osserviamo come l'impatto aggiuntivo dell'impianto a biomassa sarà superiore a quello delle caldaie sostituite (in questo caso alimentate, come già detto, per il 95 % a metano e per il 5 % a legna).

In Figura 3.8 l'impatto aggiuntivo dell'impianto a biomassa al netto della sostituzione operata è riportato in rosso. E' facilmente osservabile come tale impatto sia cospicuo, in particolare per i parametri NO_x (sia considerando un sistema di abbattimento SCR sia, a maggior ragione, considerando un sistema di abbattimento SNCR), SO_x e CO.

In Figura 3.8 (destra) viene riportato, in via esplicita, l'incremento percentuale di carico inquinante introdotto dall'ipotetico impianto a biomasse rispetto a quello attualmente imputabile alle caldaie esistenti. Tale grafico evidenzia quindi, da un punto di vista percentuale, quale sarà l'incremento del carico inquinante in seguito all'entrata in funzione dell'impianto a biomasse proposto.

Analizziamo l'ipotesi 2. Tale ipotesi prevede che la volumetria di Voltaggio effettivamente allacciabile venga allacciata alla rete di teleriscaldamento.

In Figura 3.9 vengono riportati i risultati relativi a tale ipotesi.

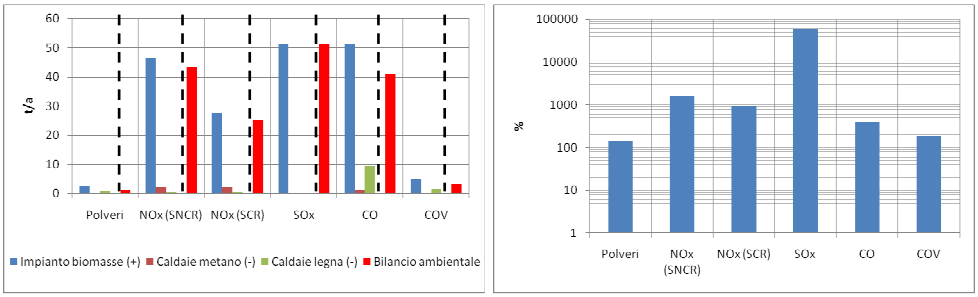


Fig. 3.9: Bilancio ambientale relativo all'ipotesi 2 (sinistra). Incremento percentuale di carico inquinante in seguito all'entrata in funzione dell'impianto (destra)

Analizziamo i risultati. Anche in questo caso il carico inquinante introdotto dall'ipotetico impianto a biomasse è significativamente maggiore rispetto a quello evitato grazie alla sostituzione, e conseguentemente allo spegnimento, delle relative caldaie domestiche allacciabili alla rete di teleriscaldamento. Così come nell'ipotesi precedente, i parametri che risentono maggiormente dell'introduzione dell'impianto a biomassa sono gli NO_x, gli SO_x ed il CO. Ad ogni modo anche i parametri polveri e COV subiscono, a livello di bilancio, un peggioramento, anche se in misura ridotta rispetto ai precedenti.

In Figura 3.9 (destra) viene riportato, in via esplicita, l'incremento percentuale di carico inquinante introdotto dall'ipotetico impianto a biomasse rispetto a quello attualmente imputabile alle caldaie esistenti.

Analizziamo l'ipotesi 3. Tale ipotesi prevede che la volumetria complessiva dei residenti venga allacciata alla rete di teleriscaldamento.

In Figura 3.10 vengono riportati i risultati relativi a tale ipotesi.

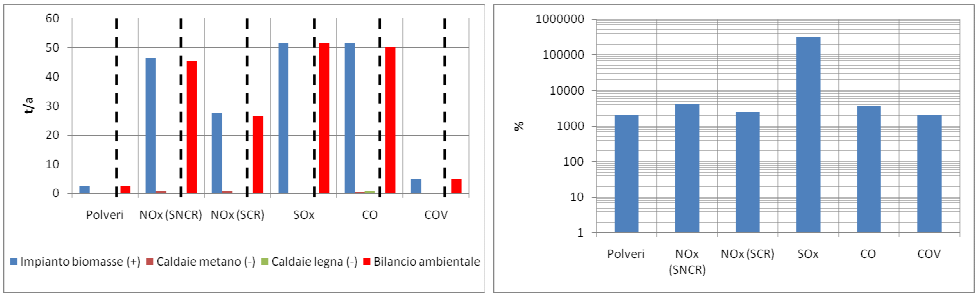


Fig. 3.10: Bilancio ambientale relativo all'ipotesi 3 (sinistra). Incremento percentuale di carico inquinante in seguito all'entrata in funzione dell'impianto (destra)

Analizzando quanto riportato Figura 3.10 osserviamo come i risultati ottenuti presentano un andamento analogo a quello delle situazioni illustrate in precedenza.

In Figura 3.10 (destra) viene riportato l'incremento percentuale di carico inquinante introdotto dall'ipotetico impianto a biomasse rispetto a quello attualmente imputabile alle caldaie esistenti.

Passiamo infine ad analizzare l'ipotesi 4. Tale ipotesi prevede che la volumetria complessiva dei residenti effettivamente allacciabili venga allacciata alla rete di teleriscaldamento.

In Figura 3.11 vengono riportati i risultati relativi a tale ipotesi.

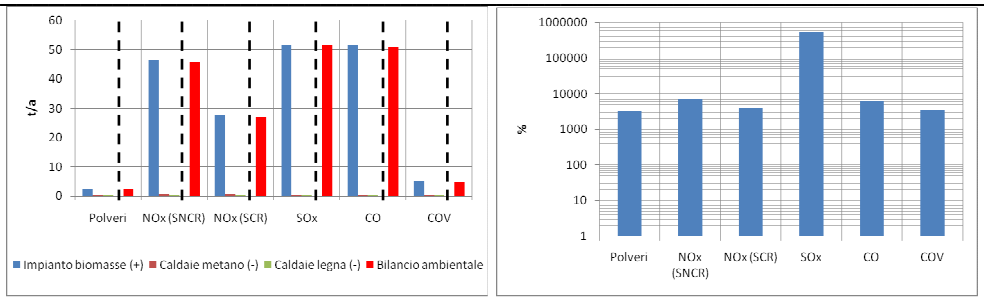


Fig. 3.11: Bilancio ambientale relativo all'ipotesi 4 (sinistra). Incremento percentuale di carico inquinante in seguito all'entrata in funzione dell'impianto (destra)

Analizziamo i risultati riportati in Figura 3.11. Come era prevedibile, anche in questo caso, a livello di bilancio ambientale, il carico introdotto dall'impianto è nettamente superiore rispetto a quello sottratto grazie allo spegnimento delle caldaie domestiche allacciabili alla rete di teleriscaldamento. Questa situazione interessa tutti i parametri analizzati con un accento maggiore per ciò che riguarda gli ossidi di azoto, gli ossidi di zolfo ed il monossido di carbonio.

In figura 3.11 (destra) viene riportato l'incremento percentuale di carico inquinante introdotto dall'ipotetico impianto a biomasse rispetto a quello attualmente imputabile alle caldaie esistenti.

3.4.3.3 Bilancio ambientale mensile su scala locale

Seguendo la stessa metodologia utilizzata per la stesura del bilancio ambientale su base annua è stato valutato il bilancio ambientale nel "mese peggiore" cioè quello dove si registra il più alto livello emissivo e nel quale si ha il maggiore beneficio ambientale nel caso di spegnimento delle caldaie.

Per definire quale sia il mese con il più alto livello emissivo si è considerato l'andamento della ripartizione mensile del fabbisogno termico (fabbisogno mensile % rispetto al fabbisogno totale annuo). Tale andamento è illustrato in Figura 3.12. In funzione di tale andamento è stato possibile definire la distribuzione delle ore di calore nell'arco dell'anno (riportate in Tabella 3.18), sapendo che l'ammontare totale di dette ore è di 2.500.

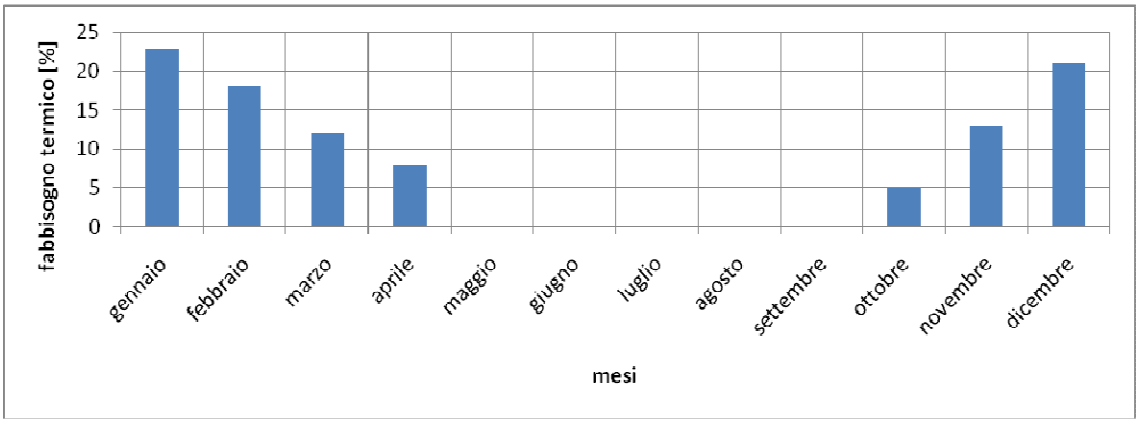


Fig. 3.12: Ripartizione mensile del fabbisogno termico [%]

Mese	Giorni richiesta calore	Fabbisogno termico [%]	Fabbisogno termico [ore/mese]
Gennaio	31	23	575
Febbraio	28	18	450

Mese	Giorni richiesta calore	Fabbisogno termico [%]	Fabbisogno termico [ore/mese]
Marzo	31	12	300
Aprile	15	8	200
Maggio	0	0	0
Giugno	0	0	0
Luglio	0	0	0
Agosto	0	0	0
Settembre	0	0	0
Ottobre	15	5	125
Novembre	30	13	325
Dicembre	31	21	525

Tabella 3.18: Ripartizione mensile del fabbisogno termico [ore/mese]

Analizzando i risultati ottenuti dall'elaborazione effettuata, riportati in Tabella 3.18, risulta che il mese che presenta un fabbisogno termico maggiore (espresso in ore/mese) è gennaio. Tale mese sarà dunque quello in cui il livello emissivo (causato ovviamente dalle emissioni delle caldaie del riscaldamento domestico) è maggiore: si è quindi scelto il suddetto mese come riferimento per la stesura del bilancio ambientale mensile.

Le elaborazioni che seguono sono quindi riferite al bilancio ambientale effettuato nel mese di gennaio.

Applicando l'equazione di bilancio precedentemente riportata è stato definito il bilancio ambientale, su base mensile (relativo al mese peggiore identificato con gennaio), per ciascuna delle quattro ipotesi formulate.

I parametri inquinanti considerati sono gli stessi analizzati nell'elaborazione del bilancio ambientale annuo (polveri, NO_x sia con sistema di abbattimento SNCR sia con sistema di abbattimento SCR, SO_x, CO e COV). I risultati ottenuti sono riportati nel seguito.

Iniziamo ad analizzare l'ipotesi 1.

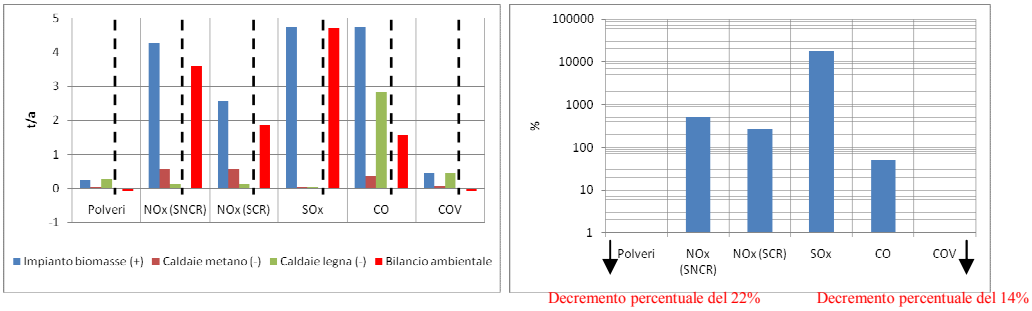


Fig. 3.13: Bilancio ambientale mensile relativo all'ipotesi 1 (sinistra). Incremento percentuale di carico inquinante in seguito all'entrata in funzione dell'impianto (destra)

Analizzando i risultati riportati in Figura 3.13 osserviamo, a livello di bilancio ambientale, un lieve miglioramento per ciò che riguarda i parametri inquinanti polveri e carbonio organico volatile (COV). Si registrano peggioramenti piuttosto cospicui per tutti gli altri parametri inquinanti esaminati. In

particolare, per ciò che riguarda gli ossidi di zolfo osserviamo una forte introduzione di carico inquinante che si traduce con un notevole peggioramento.

In Figura 3.13 (destra) viene riportato l'incremento percentuale di carico inquinante introdotto dall'ipotetico impianto a biomasse rispetto a quello attualmente imputabile alle caldaie esistenti.

Per ciò che riguarda i due parametri inquinanti polveri e COV, in questo caso, si ha, come già detto sopra, un miglioramento che si traduce con un decremento percentuale di carico inquinante. Tale decremento risulta rispettivamente pari al 22 % per il parametro polveri e pari al 14 % per il parametro carbonio organico volatile.

In Figura 3.14 sono riportati i risultati relativi al bilancio ambientale mensile applicato all'ipotesi 2.

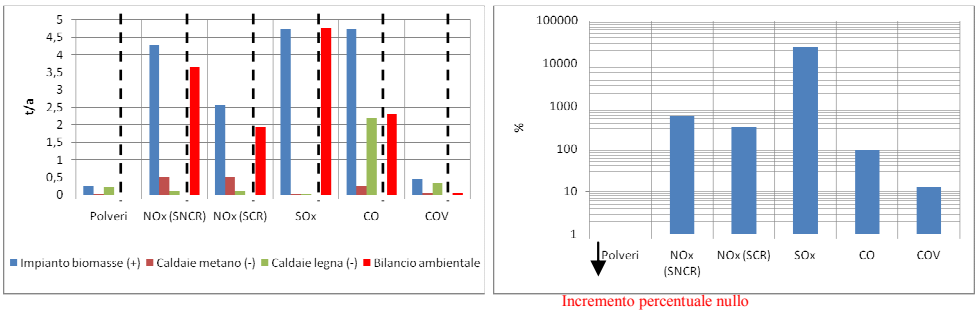


Fig. 3.14: Bilancio ambientale mensile relativo all'ipotesi 2 (sinistra).Incremento percentuale di carico inquinante in seguito all'entrata in funzione dell'impianto (destra)

Analizzando i risultati ottenuti dall'elaborazione effettuata osserviamo un peggioramento, a livello di bilancio ambientale mensile, più o meno netto per tutti i parametri analizzati fatto eccezione il parametro polveri. Per tale parametro inquinante, infatti, l'impatto introdotto dall'impianto a biomasse è totalmente assorbito da quello evitato grazie allo spegnimento delle caldaie relative alle rispettive utenze. Il bilancio ambientale per tale parametro è dunque nullo.

In Figura 3.14 (destra) viene riportato l'incremento percentuale di carico inquinante introdotto dall'ipotetico impianto a biomasse rispetto a quello attualmente imputabile alle caldaie esistenti.

Per ciò che riguarda il parametro inquinante polveri, essendo nullo il bilancio ambientale, risulta ovviamente nullo anche l'incremento percentuale di carico inquinante introdotto.

Passiamo ora ad analizzare l'ipotesi 3.

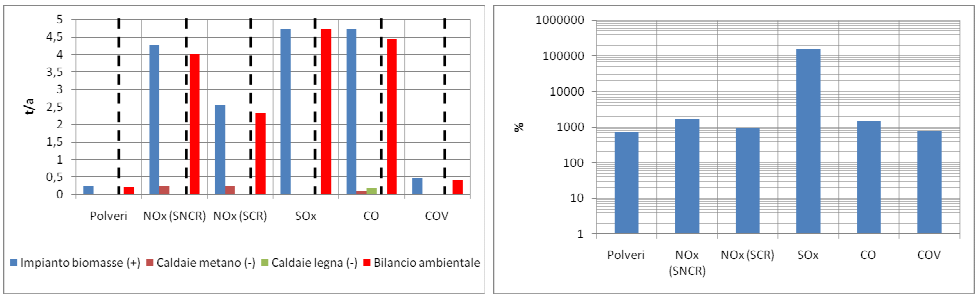


Fig. 3.15: Bilancio ambientale mensile relativo all'ipotesi 3 (sinistra). Incremento percentuale di carico inquinante in seguito all'entrata in funzione dell'impianto (destra)

Analizzando i risultati relativi all'ipotesi 3, riportati Figura 3.15, osserviamo a seguito dell'entrata in funzione dell'ipotetico impianto a biomasse, per ciascun parametro inquinante analizzato, un netto peggioramento a livello di bilancio ambientale mensile.

In figura 3.15 (destra) viene riportato l'incremento percentuale di carico inquinante introdotto dall'ipotetico impianto a biomasse rispetto a quello attualmente imputabile alle caldaie esistenti.

Infine, in Figura 3.16, vengono riportati i risultati relativi alla stesura del bilancio ambientale mensile relativo all'ipotesi 4.

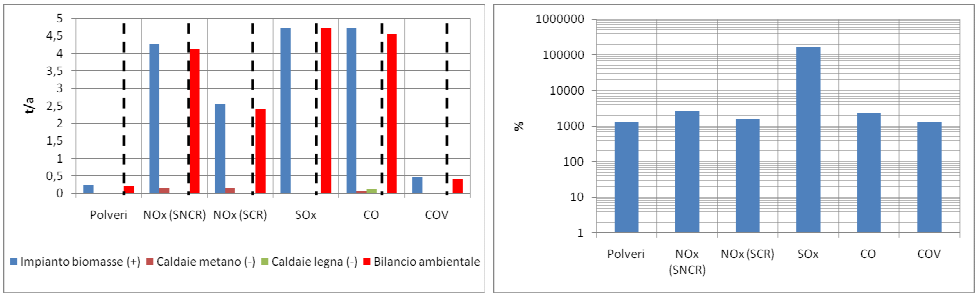


Fig. 3.16: Bilancio ambientale mensile relativo all'ipotesi 4 (sinistra). Incremento percentuale di carico inquinante in seguito all'entrata in funzione dell'impianto (destra)

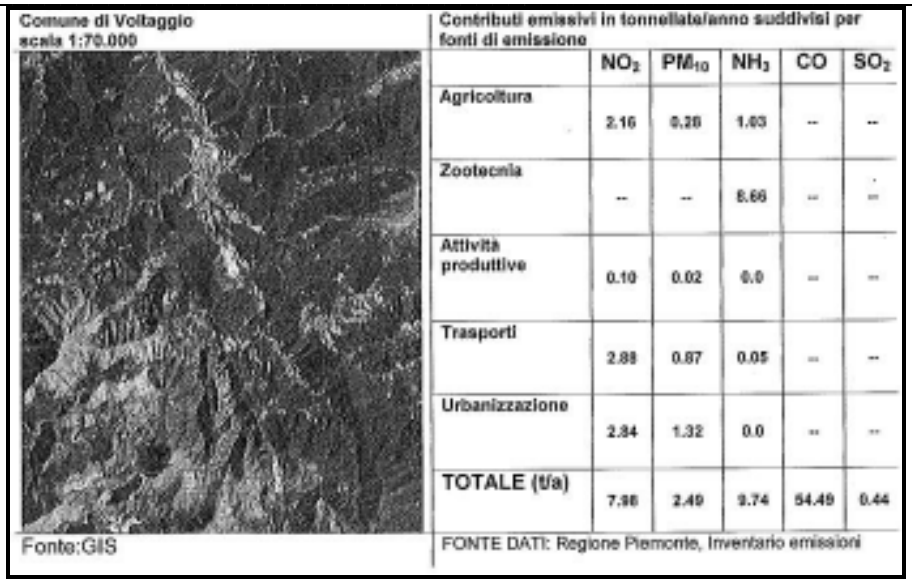
Anche in questo caso, così come nel caso precedentemente analizzato, l'introduzione dell'impianto a biomasse si traduce con un netto peggioramento, a livello di bilancio ambientale mensile, di tutti i parametri inquinanti esaminati.

In Figura 3.16 (destra) viene riportato l'incremento percentuale di carico inquinante introdotto dall'ipotetico impianto a biomasse rispetto a quello attualmente imputabile alle caldaie esistenti.

3.4.3.4 Bilancio ambientale annuo con valore di fondo su scala locale

Nei paragrafi precedenti si sono valutati i carichi inquinanti introdotti in seguito all'eventuale entrata in funzione del futuro impianto a biomasse e quelli eventualmente eliminati grazie alla sostituzione e quindi allo spegnimento di un certo numero di caldaie (pubbliche e private).

In tale calcolo non si è tenuto conto dei carichi di fondo esistenti dovuti a fonti quali, in particolare l'agricoltura, la zootecnia, le attività produttive ed i trasporti. In Figura 3.17 sono riportati tali contributi emissivi stimati per il comune di Voltaggio espressi in tonnellate / anno e suddivisi per fonti di emissione. Tali dati derivano dal documento: "Campagna di monitoraggio della qualità dell'aria con utilizzo del laboratorio mobile – anno 2008. Relazione tecnica", redatto da Arpa Piemonte.



Contributi emissivi in tonnellate/anno suddivisi per fonti di emissione

	NO_2	PM_{10}	NH_3	CO	SO_2
Agricoltura	2.16	0.28	1.03	--	--
Zootecnia	--	--	8.66	--	--
Attività produttive	0.10	0.02	0.0	--	--
Trasporti	2.88	0.87	0.05	--	--
Urbanizzazione	2.84	1.32	0.0	--	--
TOTALE (t/a)	7.98	2.49	9.74	54.49	0.44

FONTE DATI: Regione Piemonte, Inventario emissioni

Fig. 3.17: Contributi emissivi suddivisi per fonti di emissione

Nel presente paragrafo viene riproposto il bilancio ambientale annuo, già largamente discusso in precedenza, tenendo però conto anche del carico di fondo.

Il bilancio ambientale annuo è stato ottenuto, anche in questo caso, applicando sempre la medesima equazione. I parametri inquinanti considerati sono sempre gli stessi (polveri, NO_x, SO_x, CO e COV) così come le ipotesi di allacciamento alla futura (ed eventuale) rete di teleriscaldamento.

I risultati ottenuti sono riportati nei grafici seguenti (sempre divisi per ipotesi di allacciamento).

Ipotesi 1: tale ipotesi prevede, come già detto, che l'intera volumetria di Voltaggio venga allacciata alla rete di teleriscaldamento. I risultati dell'elaborazione sono riportati in Figura 3.18.

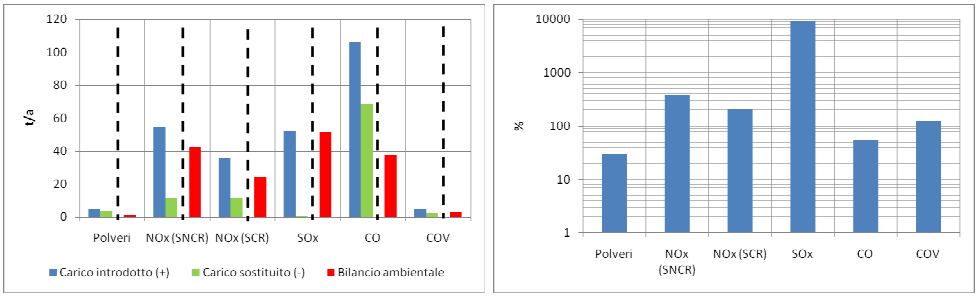


Fig. 3.18: Bilancio ambientale relativo all'ipotesi 1(sinistra). Incremento percentuale di carico inquinante in seguito all'entrata in funzione dell'impianto (destra)

Analizzando il grafico sopra riportato osserviamo che il bilancio ambientale è, ovviamente, identico a quello già ottenuto mediante l'elaborazione effettuata senza considerare il carico di fondo (in quanto tale carico di fondo è uguale sia per ciò che riguarda il carico introdotto sia per ciò che riguarda il carico sostituito, quello che varia è l'aliquota considerata nei paragrafi precedenti).

Valgono quindi, sia per questa ipotesi di allacciamento sia per le ipotesi di allacciamento illustrate in seguito, le stesse considerazioni già effettuate nei paragrafi precedenti. Ciò che varia, in questa nuova analisi, è la percentuale di incremento dell'impatto ambientale dovuto all'entrata in funzione del futuro impianto a biomasse. Tali percentuali sono illustrate nel grafico di Figura 3.18 (destra).

Riportiamo nel seguito i risultati ottenuti per le restanti tre ipotesi di allacciamento.

Ipotesi 2: tale ipotesi prevede che la volumetria di Voltaggio effettivamente allacciabile venga allacciata alla rete di teleriscaldamento. I risultati dell'elaborazione effettuata sono riportati in Figura 3.19.

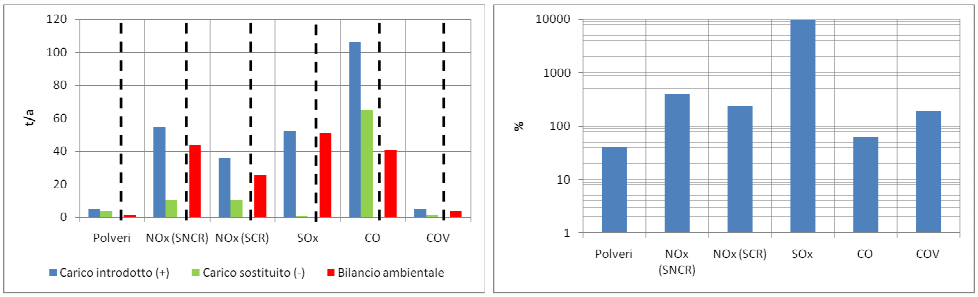


Fig. 3.19: Bilancio ambientale relativo all'ipotesi 2 (sinistra). Incremento percentuale di carico inquinante in seguito all'entrata in funzione dell'impianto (destra)

Ipotesi 3: tale ipotesi prevede che la volumetria complessiva dei residenti venga allacciata alla rete di teleriscaldamento. I risultati dell'elaborazione effettuata sono riportati nella Figura 3.20.

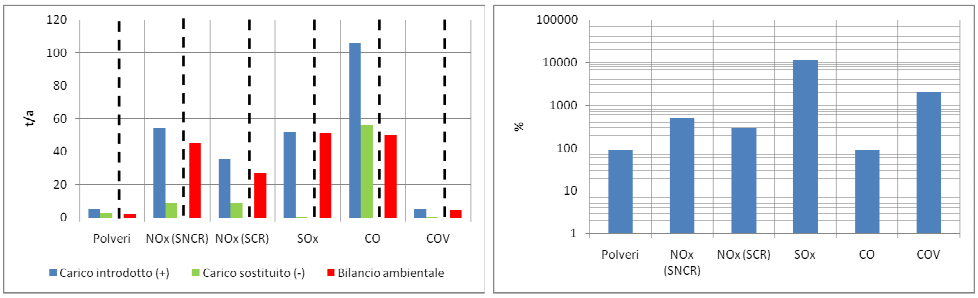


Fig. 3.20: Bilancio ambientale relativo all'ipotesi 3 (sinistra). Incremento percentuale di carico inquinante in seguito all'entrata in funzione dell'impianto (destra)

Ipotesi 4: tale ipotesi prevede che la volumetria complessiva dei residenti effettivamente allacciabili venga allacciata alla rete di teleriscaldamento. I risultati dell'elaborazione effettuata sono riportati nella Figura 3.21.

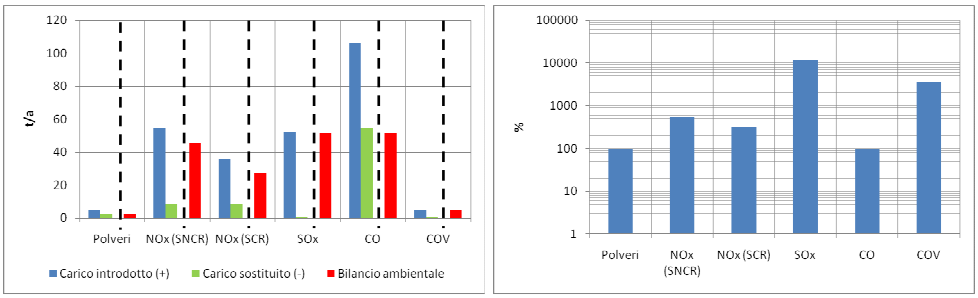


Fig. 3.21: Bilancio ambientale relativo all'ipotesi 4 (sinistra). Incremento percentuale di carico inquinante in seguito all'entrata in funzione dell'impianto (destra)

3.4.3.5 Bilancio della CO_2

Considerando il bilancio ambientale su scala globale, un ulteriore importante parametro da considerare è sicuramente l'anidride carbonica.

Dal punto di vista delle emissioni di CO_2 gli impianti alimentati a biomassa sono in genere considerati sempre vantaggiosi: si ritiene infatti che la CO_2 prodotta dalla combustione della biomassa

legnosa sia assorbita in eguale quantità, dalla stessa biomassa legnosa durante il proprio accrescimento.

In particolare, nel caso specifico, la CO_2 evitata grazie al recupero energetico operato è pari a circa 7.400 t/a, nel dettaglio così suddivisa:

- 1.200 t/a grazie al recupero di energia termica;
- 6.200 t/a grazie al recupero di energia elettrica.

In tutte le elaborazioni seguenti si è sempre ipotizzato un assetto cogenerativo dell'impianto, cioè con recupero sia di energia elettrica sia di energia termica in funzione di quanto desumibile dallo schema riportato in Figura 3.7.

3.4.3.6 Bilancio ambientale: variazione della linea di depurazione fumi

I fumi in uscita dal processo di combustione sono trattati con tecnologie definite BAT (Best Available Technology) al fine di garantire il rispetto dei limiti imposti dalla normativa vigente (D.Lgs. 152/2006). Al fine di valutare come la tecnologia di depurazione fumi influisca sul bilancio ambientale si sono effettuate valutazioni assumendo tre diverse ipotesi di sistemi di depurazione fumi:

- **Ipotesi 1**: linea fumi costituita da un ciclone, da una sezione di neutralizzazione con iniezione di bicarbonato di calcio e da una batteria di filtri a manica, per l'abbattimento delle polveri e dell'anidride solforosa (grazie all'iniezione di bicarbonato di calcio) e per gli ossidi di azoto NO_x si sono considerati due diverse situazioni:
  - abbattimento con sistema $DeNO_x$ SNCR (cioè con sistema non catalitico);
  - abbattimento con sistema $DeNO_x$ SCR (cioè con sistema catalitico).

- **Ipotesi 2**: per l'abbattimento delle polveri si utilizza un elettrofiltro umido, anziché un ciclone e per gli ossidi di azoto NO_x si sono sempre considerate due diverse situazioni:
  - abbattimento con sistema $DeNO_x$ SNCR (cioè con sistema non catalitico);
  - abbattimento con sistema $DeNO_x$ SCR (cioè con sistema catalitico).

- **Ipotesi 3**: si utilizza l'elettrofiltro ad umido per l'abbattimento delle polveri e l'iniezione ad umido al posto di un'iniezione a secco per l'abbattimento degli ossidi di zolfo (SO_2) e per gli ossidi di azoto NO_x si sono sempre considerate le due diverse situazioni:
  - abbattimento con sistema $DeNO_x$ SNCR (cioè con sistema non catalitico);
  - abbattimento con sistema $DeNO_x$ SCR (cioè con sistema catalitico).

Nel seguente grafico si nota come a fronte di un investimento iniziale maggiore, adottando le migliori tecnologie presenti sul mercato, si ha un vantaggio molto alto in termini ambientali. Precisamente un maggiore abbattimento degli inquinanti si ha utilizzando come migliori tecnologie disponibili un sistema catalitico per gli NO_x, un elettrofiltro ad umido per l'abbattimento delle polveri e iniezione ad umido per gli SO_2. Questo vantaggio si ha su qualsiasi dimensione spaziale (bilancio locale e globale).

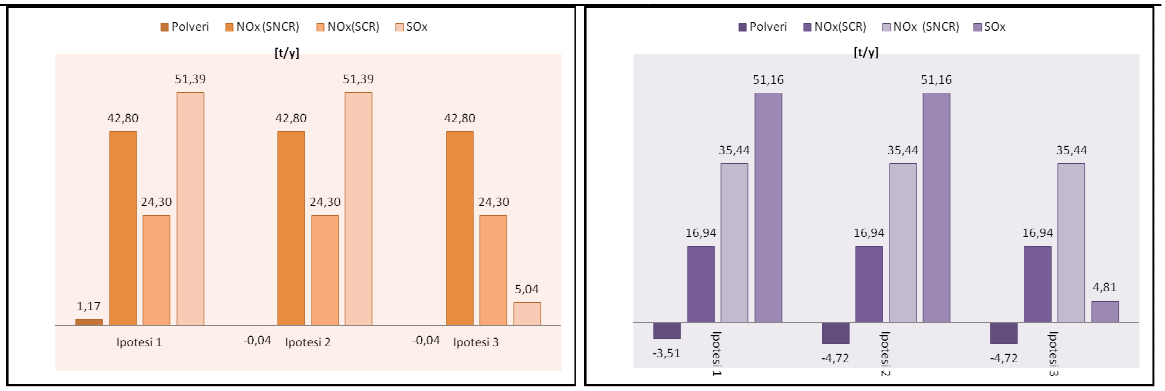


Fig. 3.22: Bilancio ambientale su scala locale tra i vari sistemi di abbattimento adottati (sinistra). Bilancio ambientale su scala globale tra i vari sistemi di abbattimento adottati (destra)

3.4.4 Valutazione monetaria: considerazioni di partenza

La definizione più generale della teoria economica di esternalità può essere così riassunta: siamo in presenza di un costo esterno se prevalgono e se sono contemporaneamente verificate due condizioni:

- l'attività intrapresa da un agente economico provoca una perdita di benessere ad un latro agente non necessariamente coinvolto nell'attività stessa;
- tale perdita di benessere non viene compensata.

In presenza di un'esternalità, il livello ottimale di attività economica per la collettività non coincide con il livello ottimale per l'investitore privato. Nasce pertanto la necessità di un intervento pubblico dello Stato che corregga il fallimento. Dall'introduzione fatta circa la definizione di esternalità, appare come il mercato non sia in grado di garantire autonomamente la quantità ottimale di esternalità. Il pensiero economico, in realtà, postula l'incapacità del mercato, ma non esclude che esso possa essere "spinto" nella giusta direzione se opportunamente pilotato. Questa idea fu espressa per la prima volta da Ronald Coase nel 1960 il quale ipotizzava la capacità del mercato di autoregolarsi senza necessità di tassazioni discorsive, o vincoli, sulle quantità disponibili nel mercato [Coase, 1960].

Una critica che è attribuita al pensiero di Coase riguarda l'esistenza dei costi di transazione per ottenere il risultato voluto. La negoziazione tra le parti è un presupposto irrinunciabile per concludere un accordo in modo efficiente.

Per raggiungere il livello ottimale di esternalità, da un punto di vista sociale, molti economisti difendono un particolare intervento che si basa su una tassa che il danneggiatore paga in relazione al danno procurato. Questo tipo di tassa è nota come tassa pigouviana, dal nome dell'economista Arthur Pigou che per primo introdusse questa nozione di tassa nel 1920. Nello schema teorico iniziale, la tassa era considerata come un mezzo adegauto per uguagliare i costi sociali con i costi privati. Le tasse pigouviane sono note oggi come tasse sull'inquinamento (pollution charge).

Il prezzo socialmente ottimo di un bene che sarà venduto sul mercato è pari alla somma dei costi marginali di produzione, cui si deve aggiungere una tassa che renda percepibile al consumatore il valore monetario dell'esternalità generata [Brambilla M. et al., 2009].

La metodologia ExternE

I costi derivanti da un qualunque ciclo produttivo rappresentano i costi imposti alla società così come all'ambiente che non sono conteggiati dai produttori e dai consumatori di beni, ovvero che non

sono inclusi nel prezzo di mercato; i costi esterni costituiscono un pesante fallimento della legge di mercato che giustifica una forte politica di intervento.

Il progetto ExternE [Commissione Europea, 1998] è il primo e, al momento, il più avanzato e affidabile tentativo di usare una metodologia coerente per valutare i costi esterni che derivano da differenti cicli produttivi poiché contiene tecniche di valutazione che integrano analisi tecnico – scientifiche ed economiche derivanti sia da collaudati studi internazionali che da modelli di nuova applicazione. Questa metodologia è basata su un approccio multi - disciplinare che include l'ingegneria, le scienze ambientali, l'ecologia, l'economia, la chimica atmosferica, la modellistica di dispersione e la tossicologia.

Le tecniche di valutazione delle esternalità si suddividono in metodi diretti ed indiretti: per quel che riguarda i costi esterni dovuti all'inquinamento, le tecniche dirette caratterizzano l'impianto da analizzare (caratteristiche tecniche, flussi e sostanze inquinanti emesse, etc.), determinano il "sentiero di impatto" delle sostanze inquinanti nel raggio di una determinata distanza e misurano gli effetti su particolari recettori. Il metodo diretto non effettua valutazioni economiche ma l'analisi tecnica prodotta, basata sulla modellistica atmosferica della dispersione e su funzioni tossicologiche di dosa – risposta, può valutare, in termini statistici, la probabilità di determinati eventi negativi (per esempio, la probabilità di una certa patologia respiratoria o la perdita di determinate quantità del raccolto).

Venendo ora ai metodi indiretti, essi sono basati sulla percezione del danno che la gente pensa di ricevere a causa dell'inquinamento atmosferico; conseguentemente, queste tecniche osservano i comportamenti reali della gente che riceve il danno ed ottiene da questi comportamenti una valutazione puramente economica. Il principio fondante nella valutazione monetaria è l'ottenimento della disponibilità a pagare (WTP) al fine di evitare un effetto negativo o a essere pagati (WTA) per accettarlo.

I principali metodi indiretti sono:

- la valutazione edonistica, basata sul rapporto fra determinati fattori ambientali (inquinamento, zone verdi, rumore, etc) e alcuni mercati reali, quali quello dei beni immobiliari, il mercato del lavoro o le spese sanitarie;
- il metodo del costo di viaggio, derivati dalla disponibilità a pagare per visitare luoghi di particolare pregio ambientale;
- la valutazione contingente che consiste in questionari proposti ai consumatori quando non esiste un mercato reale cui riferirsi.

Entrambi i metodi diretti ed indiretti per la valutazione dei costi esterni sono autosufficienti ma, se usati singolarmente, rischiano di effettuare valutazioni parziali dell'intero processo. In effetti i metodi indiretti sono in parte basati su valutazioni soggettive e trascurano gli aspetti scientifici che spiegano il rapporto fra le quantità delle emissioni e gli effetti sulla salute umana. D'altra parte, le tecniche dirette, che sono basate su un approccio tecnico – scientifico che deriva dalle ricerche sperimentali ed epidemiologiche più recenti, ignorano la monetizzazione dell'effetto sugli uomini e sull'ambiente.

Ovviamente il metodo migliore per una valutazione esauriente dei costi esterni è l'integrazione delle due tecniche: la metodologia ExternE applica pertanto l'analisi indiretta (la disponibilità a pagare o a essere pagati in presenza di un rischio valutato) a valle dal metodo diretto, mettendo assieme il meglio della multi-disciplinarità dell'approccio. Tale procedimento costituisce il cosiddetto approccio dei "sentieri di impatto", rappresentato in Figura 3.23; l'analisi è basata su 4 fasi e continua in maniera sequenziale a partire dalle emissioni verso la valutazione dell'impatto e la conseguente monetizzazione.

La prima fase individua le caratteristiche tecnologiche principali del ciclo produttivo, i flussi emessi, le concentrazioni delle sostanze inquinanti (mg/Nm^3) e le caratteristiche del camino (numero, altezza e diametro).

La seconda fase consiste nel calcolo della concentrazione media annua delle sostanze inquinanti al suolo sulla base di modelli atmosferici di dispersione; tale modellistica ha la necessità di tenere conto non solo del trasporto fisico delle sostanze inquinanti dovuto ai venti ma anche della trasformazione chimica delle stesse.

La terza fase individua i soggetti esposti alle sostanze inquinanti nella zona considerata e le caratteristiche corrispondenti (il numero, la distribuzione e la classe di età delle popolazioni interessate, il tipo e la distribuzione dei raccolti, etc.). Nella stessa fase sono applicate opportune funzioni concentrazione – risposta al fine di determinare gli effetti su vari ricevitori (questi sono misurati in casi annui aggiuntivi di bronchite cronica o di attacchi di asma per la salute umana, in perdita di raccolto nel caso dei danni sull'agricoltura, etc.).

Le funzioni concentrazione – risposta nel caso della salute umana derivano sia da studi epidemiologici osservazionali, sviluppati cioè osservando la correlazione tra l'inquinamento atmosferico misurato e la salute di popolazioni reali, a cavallo di città diverse (cross – sectional) ovvero nella stessa città (longitudinali), sia da studi di laboratorio; in entrambi i casi, tali studi sono stati effettuati sia negli Stati Uniti che nell'Europa Occidentale.

Per quel che riguarda quindi l'analisi degli effetti sulla salute umana, i quali costituiscono generalmente la quasi totalità dei danni monetari totali, le corrispondenti funzioni concentrazione – risposta (f_{er}) sono espresse come casi aggiuntivi / (anno*persona*$\mu g/m^3$); questo approccio è chiaramente lineare, senza soglia. Per molte sostanze inquinanti, esiste chiaramente una soglia al livello individuale, nel senso che la maggior parte della popolazione non è realisticamente a rischio di effetti acuti sulla salute se sottoposta ai livelli di inquinamento atmosferico di fondo che sussistono correntemente nelle nostre città. Non esiste tuttavia una soglia a livello della popolazione; sembra cioè che, per una popolazione numerosa, anche a basse concentrazioni di fondo, qualche individuo vulnerabile sia esposto a concentrazioni che hanno un effetto negativo. Di conseguenza, la scelta di non prevedere alcuna soglia è ora abbastanza accettata ed è generalmente applicata nel calcolo degli effetti sulla salute umana dovuti all'inquinamento atmosferico.

Infine la quarta fase monetizza gli impatti fisici calcolati sulla base delle tecniche indirette descritte.

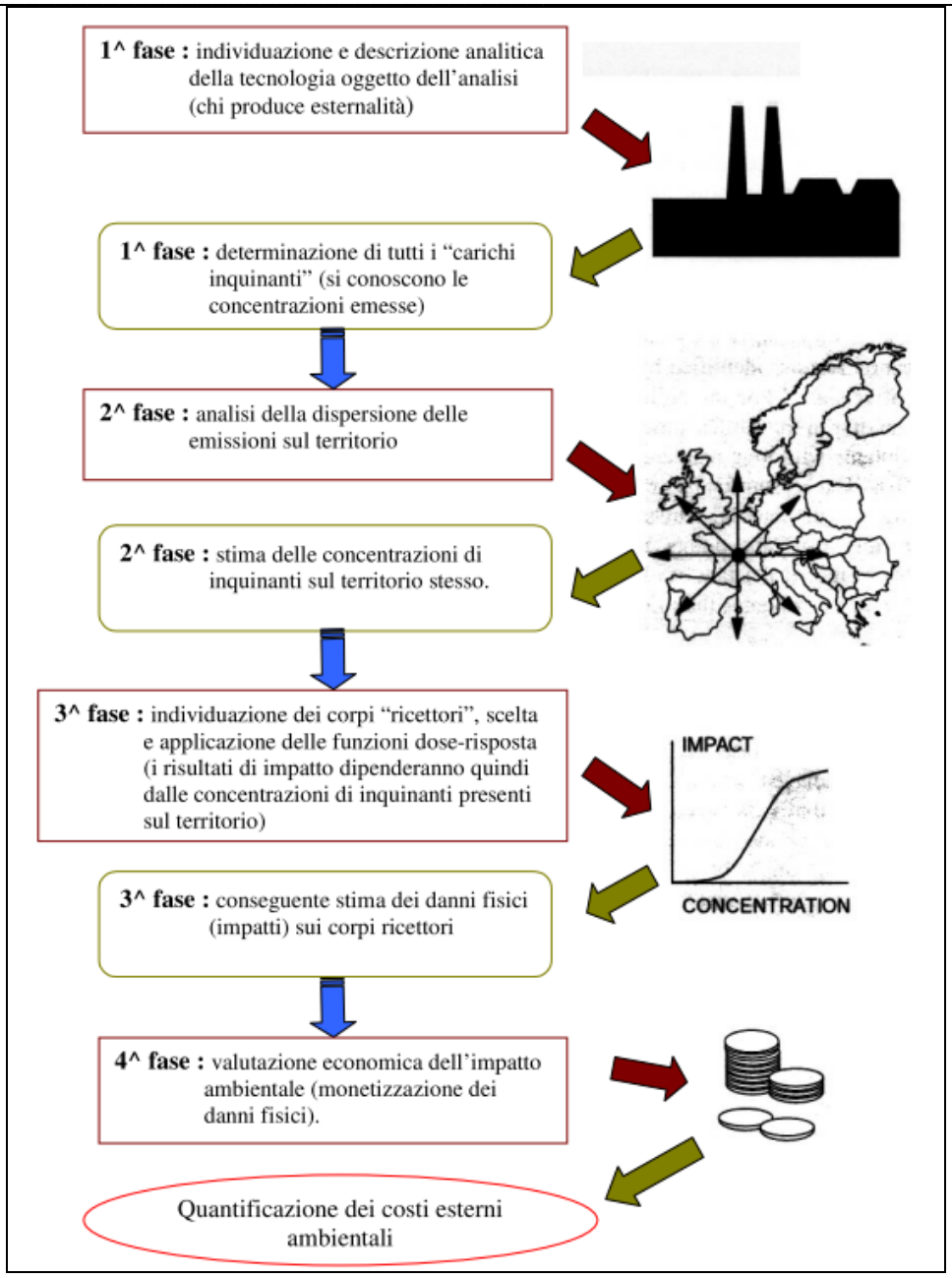


Fig. 3.23: principali fasi della metodologia. Esempio per gli inquinanti atmosferici

Nel caso specifico per la definizione del costo esterno si sono utilizzati gli specifici valori di costo esterno, per ciascun inquinante esaminato, riportati in Tabella 3.24.

Nel dettaglio i valori di costo riportati in Tabella 3.24 sono stati applicati ai risultati del bilancio ambientale precedentemente illustrati per ottenere un valore complessivo di costo esterno.

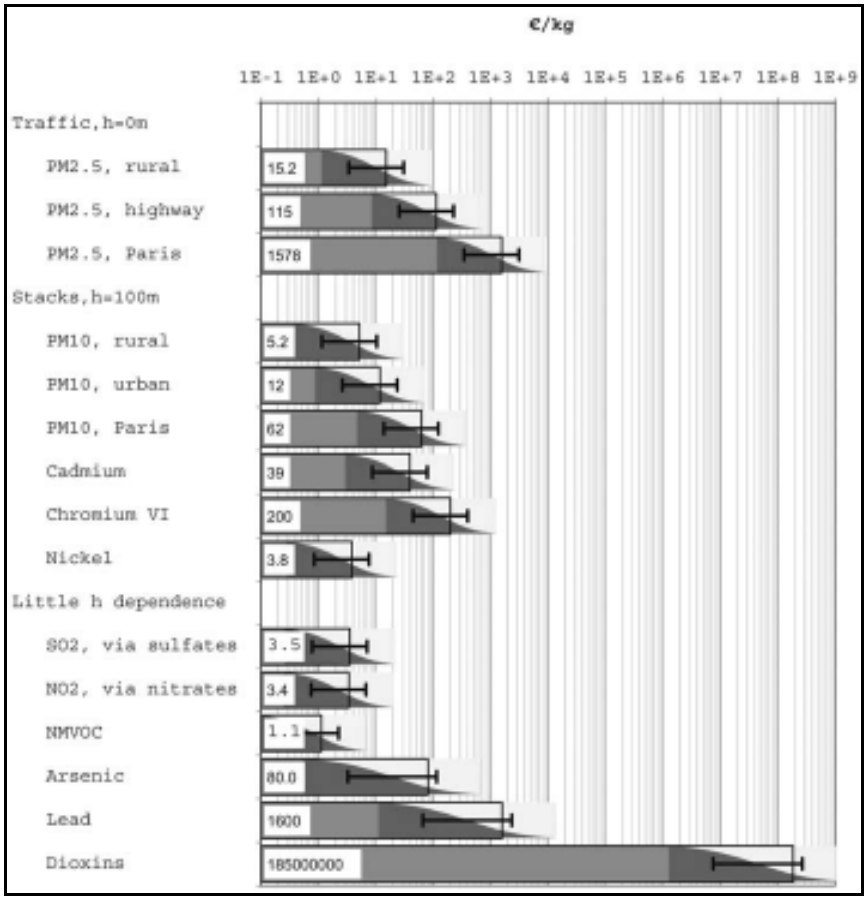


Fig. 3.24: Costi esterni per ogni tipo di inquinante. Le barre indicano il 68% di intervallo di confidenza su una scala logaritmica, essi sono simmetrici attorno alla mediana. Le barre bianche indicano la media che è più grande della mediana. La curva grigia indica la probabilità che il vero costo sia al di sopra di un valore determinato[European Commision, 2005]

Per ciò che riguarda l'anidride carbonica si è preso a riferimento come costo esterno il costo di mercato pari a 19 €/t [ATO, 2010 Quaderno 53].

3.4.4.1 Valutazione monetaria su scala locale e su scala globale

L'applicazione della valutazione del danno ambientale è stata effettuata nell'ipotesi di cogenerazione, ovvero nel caso in cui viene prodotta energia termica destinata a soddisfare esigenze locali mediante una rete di teleriscaldamento ed energia elettrica da immettere in rete.

Su scala locale i parametri da considerare sono gli impatti apportati dall'impianto a biomassa e gli impatti evitati grazie allo spegnimento di parte degli impianti termici esistenti, in quanto tali parametri sono direttamente riconducibili al territorio in esame.

La quantificazione del danno ambientale che si ha, utilizzando un sistema cogenerativo e separando il sistema SCR dal sistema SNCR, è il seguente:

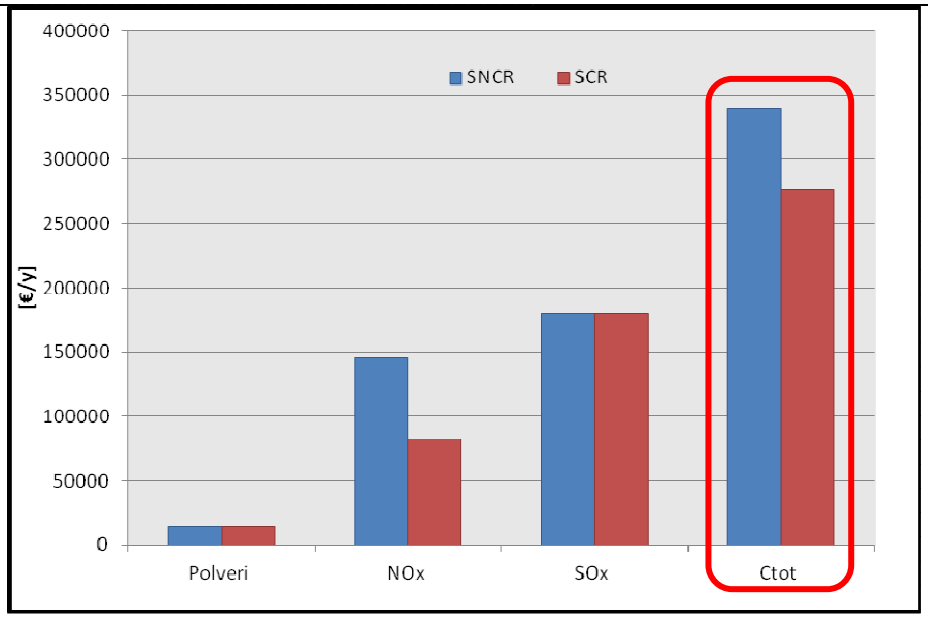


Fig. 3.25: Valutazione monetaria su scala locale, ipotesi di cogenerazione

Osserviamo, analizzando il grafico riportato in Figura 3.25, che l'entrata in funzione dell'impianto a biomassa produrrà un costo esterno aggiunto a livello di bilancio su scala locale. Si osserva inoltre che a fronte di un investimento iniziale maggiore conviene adottare un sistema SCR piuttosto che un sistema SNCR, per ridurre i costi ambientali.

Gli impatti evitati connessi alla produzione elettrica producono effetti su scala globale, quindi, in questo caso, nel calcolo vengono considerate anche le emissioni evitate di anidride carbonica.

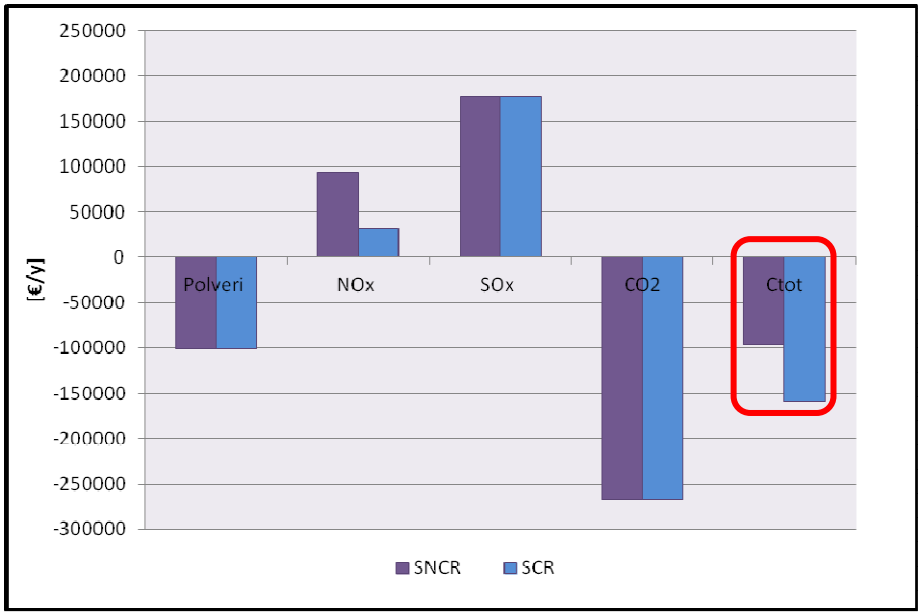


Fig. 3.26: Valutazione monetaria su scala globale, ipotesi di cogenerazione

Analizzando il grafico riportato in Figura 3.26 osserviamo come, a livello di bilancio globale, l'entrata in funzione dell'impianto a biomassa produrrà un costo esterno negativo cioè un beneficio ambientale. Tale risultato è dovuto in particolar modo al peso del parametro anidride carbonica ed in misura più ridotta del parametro polveri.

Dall'istogramma risulta inoltre che con l'uso di un sistema SCR, per l'abbattimento degli ossidi di azoto, si giungerebbe ad avere un costo aggiuntivo quantificabile in circa la metà rispetto a quello che si avrebbe con l'utilizzo di un sistema SNCR.

3.4.5 Carico inquinante al suolo: considerazioni di partenza

La simulazione modellistica della dispersione degli inquinanti emessi dall'impianto a biomassa è stata condotta con il modello ISC3 (Industrial Source Complex version 3) nella versione Short Term (ISCST3). Si tratta di un modello gaussiano, che utilizza la funzione degli errori di Gauss come soluzione analitica dell'equazione di trasporto in atmosfera, nell'ipotesi di condizioni stazionarie, in cui il vettore vento ed i coefficienti di diffusione turbolenta sono costanti nello spazio e nel tempo e questo rappresenta una grande approssimazione della situazione reale. ISC3 è il modello di riferimento dell'Environmental Protection Agency per lo studio della dispersione e della deposizione degli inquinanti gassosi e particolati emessi da varie sorgenti. Questo è un modello utilizzato per effettuare una panoramica della situazione reale e per la verifica degli standard di qualità dell'aria.

Il modello ISCST3 richiede dei dati in ingresso relativi alle caratteristiche fisiche delle emissioni e le informazioni sull'andamento dei principali parametri meteorologici. Nel caso specifico, l'impianto a biomassa è stato considerato come una sorgente di tipo puntiforme e la posizione della sorgente è stata indicata per mezzo di coordinate cartesiane.

I parametri in ingresso nel modello sono i seguenti:

Grandezze	Unità di misura	Valori inseriti
Altezza camino	m	20
Diametro interno del camino	m	1
Velocità di emissione	m/s	17,66
Temperatura	°K	413

Tabella 3.19: Parametri in ingresso del modello ISC3 per le sorgenti puntuali

Inoltre il programma richiede la portata di emissione degli inquinanti:

Inquinante	Unità di misura	Valori inseriti
Polveri	g/s	0.089
NO_x (SNCR)	g/s	1.648
NO_x (SCR)	g/s	0.99
SO_x	g/s	1.83

Tabella 3.20: Portata di emissione degli inquinanti

Sono stati inseriti i dati meteorologici misurati nel 2009.

3.4.5.1 Carico inquinante totale al suolo

Applicando il bilancio ambientale è possibile calcolare il carico inquinante totale al suolo, ovvero è possibile esaminare gli effetti che l'introduzione dell'impianto a biomassa apporterà sulla qualità dell'aria. Infatti l'erogazione di calore in teleriscaldamento consente di sostituire il funzionamento delle centrali termiche delle utenze ed i relativi impatti come consumo di energia primaria ed emissioni in atmosfera. In questo caso gli impatti evitati coincidono con quelli degli impianti effettivamente sostituiti, ovvero le caldaie a legno e metano. Mentre l'impatto aggiunto è quello dell' impianto a biomassa. Per applicare l'equazione del bilancio ambientale si è utilizzato Excel, infatti i valori delle concentrazione degli inquinanti ottenuti con il programma ISCST3, inerenti alle utenze civili, sono stati sottratti alle concentrazione al suolo dell'impianto a biomassa, ottenute con lo stesso programma. Dopodiché i valori ottenuti sono stati interpolati con SURFER, ottenendo le mappe di isoconcentrazione che rappresentano le concentrazioni totali al suolo degli inquinanti.

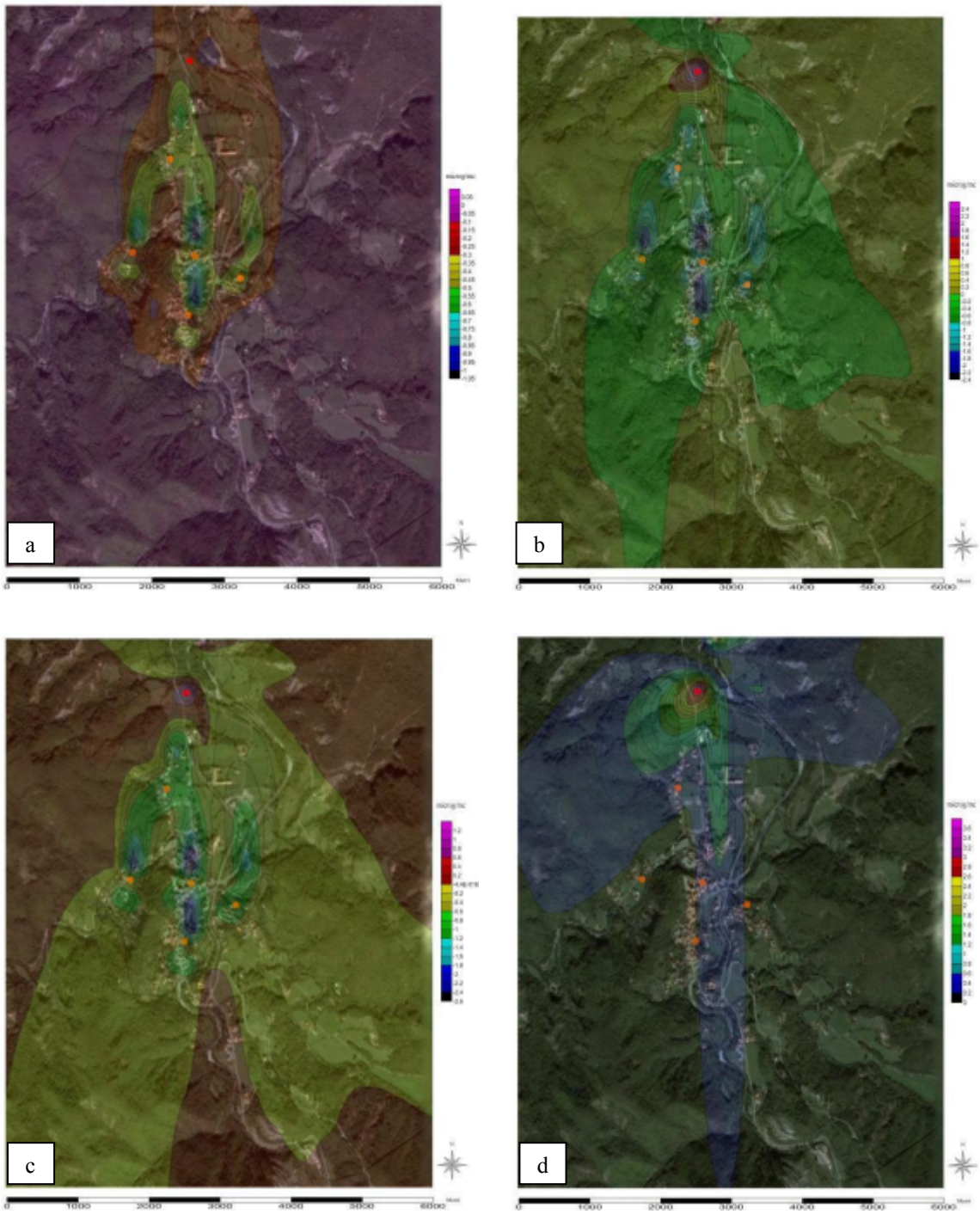


Fig. 3.27: Concentrazioni medie annuali totali delle polveri (a); degli ossidi di azoto, sistema SNCR (b); degli ossidi di azoto, sistema SCR (c); degli ossidi di zolfo (d)

Da un'analisi delle mappe, che rappresentano la concentrazioni medie annuali degli inquinanti considerati, si evince che per quanto riguarda le polveri e gli ossidi di azoto, le ricadute si concentrano, in particolare, lungo la zona residenziale e la zona in cui si trova localizzato l'impianto a biomassa. Al contrario per quanto riguarda gli ossidi di zolfo le ricadute inquinanti si concentrano principalmente

lungo la zona in cui è localizzato l'impianto a biomassa, questo è dovuto al fatto che la massima emissione di ossidi di zolfo è imputabile all'impianto a biomassa e alle caldaie a legna, e non dalle caldaie a metano che coprono il 95% delle utenze civili. Entrando nel dettaglio delle mappe si osserva che per quanto riguarda le polveri, si ha un bilancio negativo, ovvero con la sostituzione delle caldaie a metano e legna grazie all'introduzione dell'impianto a biomassa si evita di introdurre in atmosfera una concentrazione massima annuale di circa 1 $\mu g/m^3$. Per gli ossidi di azoto si osserva una concentrazione negativa nelle zone che hanno visto lo spegnimento delle caldaie. Per quanto riguarda gli ossidi di zolfo, la massima concentrazione si trova vicino la zona in cui è localizzato l'impianto a biomassa ed il bilancio è positivo.

3.5 Incenerimento di fanghi di depurazione acque: il caso SMAT di Castiglione Torinese

L'impianto di depurazione delle acque reflue civili ed industriali SMAT di Castiglione Torinese è attualmente il più grande impianto di trattamento chimico, fisico e biologico presente in Italia. I reflui prodotti nell'intera area metropolitana torinese, circa 3 milioni di abitanti equivalenti, sono convogliati all'impianto di depurazione SMAT.

Attualmente l'impianto è in grado di ricevere fino a 16 m^3/s di liquame, ma è in continua fase di ampliamento e miglioramento. Esso prevede le sezioni di trattamento primario, secondario e terziario e una serie di sistemi di recupero energetico finalizzati alla cogenerazione di energia termica ed elettrica di oltre 60 milioni di kwh/anno. La portata annua di acque reflue trattata ammonta a circa 200.000.000 m^3. Nella Tabella 3.21 sono indicate le portate medie trattate nell'impianto SMAT.

Portate medie di acque reflue	Unità di misura	Valore
Portata media giornaliera	m^3/d	615.000
Portata media oraria	m^3/h	25.625
Portata media oraria diurna	m^3/h	32.000

Tabella 3.21: Portate media in ingresso all'impianto SMAT

L'impianto è suddiviso in due linee di trattamento distinte ma funzionali l'una per l'altra: la "linea acque" in cui si svolgono i trattamenti fisici, chimici e biologici necessari ad eliminare tutti i componenti presenti nelle acque reflue in ingresso e dai quali si ottiene acqua depurata scaricabile in acque superficiali e in parte destinata al riutilizzo per usi industriali; la "linea fanghi" costituita da una serie di impianti volti alla corretta gestione finale dei fanghi biologici impiegati nei trattamenti della linea acque ed ormai destinati allo smaltimento.

3.5.1 La linea fanghi

I fanghi provenienti dalla linea acqua sono sottoposti ad una serie di trattamenti che ne permettono l'inertizzazione ed il conseguente smaltimento finale. La linea fanghi dell'impianto SMAT di Castiglione Torinese tratta una portata media giornaliera di fanghi, al 2% di sostanza secca, pari a 6.000 m^3/d; la portata massima giornaliera trattabile è pari a 12.000 m^3/d.

Il processo si articola in diverse fasi, la prima e la principale delle quali prevede la digestione anaerobica condotta in sei digestori riscaldati in cui il fango, preispessito a gravità, per aumentarne la concentrazione, subisce la trasformazione della sostanza organica volatile in biogas da parte dei batteri anaerobi che si sviluppano alla temperatura di 35-38 °C. Nella Tabella 3.24 sono riportati i dati tecnici relativi all'impianto di digestione. La trasformazione anaerobica realizzata in questa fase consente, inoltre, la produzione annua di 20.000.000 m^3 di gas biologico, composto per il 70% da metano e dal

30% da CO_2, il quale è stoccato in gasometri, e successivamente impiegato come combustibile nei motogeneratori o nelle caldaie, per generare l'energia termica necessaria al riscaldamento della stessa fase anaerobica. L'intera sezione di recupero energetico permette la produzione dell'energia termica necessaria alla copertura dell'intero fabbisogno di calore dell'impianto e del 50% dell'energia elettrica utilizzata nell'intero impianto, consentendo un notevole risparmio economico.

Digestori primari riscaldati		3
Digestori secondari riscaldati		3
Diametro	m	26
Altezza	m	30
Volume totale	m^3	72.000
Tempo di ritenzione	giorni	20-26

Tabella 3.22: Caratteristiche dei digestori anaerobici

Il processo anaerobico si conclude dopo circa 20 giorni di permanenza nei digestori; il fango estratto subisce un ulteriore concentrazione, fino al 4% di sostanza secca, in vasche di post-ispessimento a gravità, ed è inviato al condizionamento in cui è miscelato, in 8 serbatoi di agitazione, con opportune sostanze coagulanti, o polielettroliti, per migliorarne la filtrabilità; la frazione di fanghi destinati alla successiva fase di filtrazione è addizionata anche di cloruro ferrico e latte di calce i cui quantitativi di impiego sono indicati nella Tabella 3.23.

Dosaggio CaO	30% sul secco
Dosaggio $FeCl_3$	3,5% sul secco

Tabella 3.23: Condizionamento dei fanghi alle filtropresse

La fase finale della linea fanghi comprende tre trattamenti di disidratazione meccanica e termica e la conseguente produzione di tre differenti tipologie di fango: fango filtropressato, centrifugato ed essiccato, destinato allo smaltimento o al recupero.

3.5.2 Soluzioni alternative per lo smaltimento dei fanghi

I fanghi prodotti al termine dei trattamenti della linea fanghi devono trovare un destino finale. Fino ad alcuni anni fa essi erano totalmente smaltiti in discarica. Attualmente l'attenzione ad un recupero sia energetico che economico ha spinto il Gruppo SMAT ad impegnarsi nella ricerca di soluzioni alternative. Tra queste sono state valutate le principali tipologie di riutilizzo dei fanghi: in agricoltura, come ammendanti organici; al compostaggio, in aggiunta ad altri residui generalmente di origine agricola; o ancora, come co-combustibile insieme ad altri rifiuti in impianti finalizzati alla generazione di energia termica.

Queste soluzioni sono tutte valide ed efficaci al fine dello smaltimento finale del fango, ma risultano in contrasto, in alcuni casi, con le restrizioni normative di applicazione delle stesse, in particolar modo in termini di rischi relativi a fattori inquinanti eventualmente presenti nei fanghi; inoltre non garantiscono un'adeguata resa economica a fronte di una necessaria gestione più controllata dei fanghi. L'attenzione si è quindi concentrata nella valutazione di trattamenti termici che, oltre allo smaltimento, forniscono un recupero termico immediatamente utilizzabile all'interno dell'impianto stesso.

Le principali tecnologie impiantistiche attualmente disponibili per il trattamento termico, quali incenerimento, gassificazione e pirolisi, sono state valutate nel dettaglio come possibili soluzioni applicabili all'impianto SMAT, sia con una ricercata analisi degli aspetti tecnici e di processo, sia con una panoramica di alcune principali realtà impiantistiche europee; questo ha permesso un diretto confronto tra le possibili soluzioni esistenti, comparando gli aspetti tecnici, economici e di impatto

ambientale di tali tecnologie, e fornendo un quadro complessivo e approfondito in cui poter individuare la migliore soluzione perseguibile [Politecnico di Torino, 2011].

Dopo una approfondita analisi di letteratura è emerso che la tecnologia di trattamento termico, ad oggi più utilizzata e testata e quindi di maggiore affidabilità, per il trattamento dei fanghi risulta essere quella dell'incenerimento su forno a letto fluido a pressione atmosferica.

Nel seguito si riporta un'ipotesi impiantistica di incenerimento per tali fanghi, previa definizione di tutte le caratteristiche rilevanti degli stessi.

3.5.3 Svolgimento e approccio metodologico

Il fango essiccato stoccato in silos si presenta allo stato solido polverulento o sotto forma di piccoli granuli di colore marrone; il tenore di solidi totali dei campioni essiccati sottoposti ad analisi varia tra il 92% e il 97%.

I campioni filtropressati si presentano in pannelli di spessore di 3 cm in matrice molto compatta e malleabile; 30% e 37% i tenori di secco riscontrati in questi campioni.

Il fango centrifugato ha consistenza simile all'ammendante organico di origine animale; si presenta di colore marrone scuro molto umido, non compatto: la percentuale di sostanza secca è compresa, infatti, tra il 26% e il 28%.

Le tre tipologie di fango sono state caratterizzate dal punto di vista chimico ed energetico in modo da ottenere tutti i parametri necessari alla progettazione dell'impianto.

Le analisi svolte hanno in particolare riguardato la definizione del potere calorifico inferiore e la definizione del contenuto in cloro. Per ciò che riguarda i restanti parametri chimici il loro valore è stato fornito dalla società SMAT.

3.5.3.1 Determinazione del potere calorifico dei fanghi di depurazione

Il potere calorifico [Brisi C., 1982] è la quantità di calore sviluppato nel corso della combustione completa dell'unità di massa di un combustibile solido. La combustione completa è quella in cui tutto il carbonio, contenuto nel combustibile originale, si trasforma in CO_2, tutto l'idrogeno in H_2O, tutto lo zolfo in SO_2.

Si devono distinguere due poteri calorifici: superiore ed inferiore. Si ha il potere calorifico superiore $\mathbf{Q_s}$ se tutta l'acqua presente al termine della combustione si trova allo stato liquido; si ha il potere calorifico inferiore $\mathbf{Q_i}$ se l'acqua si trova allo stato vapore, caso di maggiore interesse ai fini pratici. La differenza tra i due poteri calorifici corrisponde, quindi, al calore di vaporizzazione dell'acqua totale, vale a dire la somma di quella generatasi durante la combustione e quella eventualmente già presente nel combustibile di partenza. Il passaggio da un potere calorifico all'altro risulta calcolabile con la formula seguente:

$$Q_s = Q_i + m_w \cdot h$$

in cui m_w è la massa totale di acqua presente tra i prodotti di combustione, e h il calore necessario a vaporizzare un'unità di massa di acqua, o calore latente di vaporizzazione.

Apparato sperimentale

La determinazione sperimentale del potere calorifico superiore dei fanghi essiccati è stata condotta con il metodo calorimetrico che prevede l'utilizzo della bomba di Mahler. La bomba di Mahler è un'apparecchiatura che permette di calcolare, applicando una formula specifica, il potere calorifico di

un qualsiasi materiale allo stato solido o liquido, eseguendo la misura della temperatura raggiunta dal dispositivo al termine della combustione completa di un quantità nota di campione.

Il principio su cui si basa la determinazione del potere calorifico tramite dispositivi come la bomba di Mahler è molto semplice: si fa bruciare un quantità definita di combustibile e il calore sviluppato è determinato per via calorimetrica misurando l'aumento di temperatura che subisce una certa massa di acqua in cui è immersa la bomba stessa.

La bomba [Brisi C., 1982] consiste in un robusto recipiente in acciaio della capacità di 300 ml circa, chiuso superiormente da un coperchio a vite su cui sono inserite due valvole a spillo: una serve per introdurre l'ossigeno comburente, l'altra per fare uscire i prodotti gassosi di combustione. Il coperchio inoltre è attraversato da due asticciole metalliche, una delle quali, isolata elettricamente, serve da supporto a un crogiolino di vetro nel quale è introdotto un piccolo quantitativo esattamente pesato (da 1 a 4 grammi) del combustibile di cui si vuole determinare il potere calorifico. Le due asticciole sono collegate, all'interno della bomba, tramite una sottile spiralina metallica in lega rame e nichel, costantana, che attraversa il combustibile contenuto nel crogiuolo.

L'esecuzione della misura si effettua introducendo, a bomba ben chiusa, l'ossigeno comburente, puro, alla pressione di circa 20-25 bar. La bomba è poi introdotta all'interno di un vaso calorimetrico: un recipiente incamiciato, contenente un quantitativo noto e costante di acqua, dotato di agitatore e termometro immerso nell'acqua. La determinazione avviene in condizioni statiche e adiabatiche.

La combustione è innescata elettricamente applicando alle estremità superiori delle asticciole una certa differenza di potenziale: la spiralina di costantana si arroventa e reagisce immediatamente con l'ossigeno, ossidandosi e polverizzandosi; il circuito è quindi subito aperto e la reazione di ossidazione continua nel crogiolo. L'ambiente saturo di ossigeno sotto pressione assicura che la combustione avvenga in modo completo.

Il calore generato dalle reazioni di ossidazione è trasmesso, attraverso le pareti metalliche della bomba, all'acqua del calorimetro. Il termometro, in essa immerso, misura l'aumento di temperatura, che raggiunge in pochi minuti il valore massimo per poi scendere lentamente riportandosi alla temperatura ambiente.

Procedura per la messa a punto dell'apparecchiatura

Prima di procedere alle determinazioni e ogni volta che si riutilizza la bomba di Mahler occorre eseguire alcune operazioni di controllo per la messa a punto dell'apparecchiatura. La bomba deve essere perfettamente pulita all'interno e non contenere residui di alcun genere: ceneri, resti di spiralina saldati agli elettrodi o gocce d'acqua.

Il vaso calorimetrico deve contenere sempre la stessa quantità di acqua: occorre quindi assicurarsi che il livello sia raggiunto con precisione ogni volta che si vuole procedere ad una determinazione.

Il mantello deve essere riempito di acqua: questo serve ad isolare la parte interna del calorimetro dall'ambiente esterno. La temperatura dell'acqua contenuta nel mantello deve essere controllata e non deve essere superiore ad 1°C rispetto a quella dell'acqua interna; eventualmente occorre attendere alcune ore affinché le temperature si stabilizzino. L'equilibrio termico tra mantello e vaso serve a minimizzare le perdite di calore durante le misure.

La bomba è preparata introducendo nel crogiolo il peso esatto di campione (solitamente 1 g) e il filo di innesco, che deve toccare il campione. La bomba è chiusa avvitando perfettamente il coperchio: il recipiente deve operare in pressione e tutto è adeguatamente progettato a tale scopo.

Prima di procedere alla determinazione occorre assicurarsi che la spiralina di costantana chiuda il circuito elettrico: si applica agli elettrodi una differenza di potenziale e si verifica l'accensione della spia luminosa del quadro elettrico che segnala il passaggio di corrente tra i due capi di collegamento.

A questo punto si inserisce il capillare del riduttore della bombola di ossigeno alla valvola di ingresso della bomba e, dopo uno sfiato preventivo, si introduce il gas comburente alla pressione di 20 bar.

La bomba è ora pronta per essere introdotta nel vaso calorimetrico: l'acqua la ricopre per intero fino a lambire la superficie superiore del coperchio. Gli elettrodi sono collegati al quadro elettrico dotato di pulsante di innesco e l'agitatore messo in funzione. Occorre posizionare il termometro con accortezza, in modo che non tocchi le pareti della bomba né quelle del mantello.

Il sistema deve essere termicamente stabile; la procedura adottata prevede che si attendano almeno 5 minuti affinché si raggiunga l'equilibrio termico, e poi che si controlli, ogni minuto per altri 5 minuti, che la temperatura segnata dal termometro immerso nel vaso, sia costante: questa è registrata come temperatura di inizio della misura.

L'innesco è dato attraverso gli elettrodi da un pulsante posto sul quadro elettrico; se la combustione si è avviata con successo, cosa che non avviene sempre facilmente, la temperatura segnata dal termometro immerso comincia ad aumentare, dapprima velocemente e poi sempre più lentamente fino ad un valore di temperatura massima, o temperatura finale della misura. Il tempo necessario per raggiungere la massima temperatura è di circa 10 minuti, trascorso il quale si registra una lenta diminuzione che segnala il ritorno del sistema all'equilibrio.

La determinazione è ora conclusa: l'acquisizione delle temperature iniziale e finale del processo costituisce la fase sostanziale dell'esperienza; la differenza di temperatura individuata permette il calcolo del potere calorifico superiore del combustibile. La bomba è estratta dal vaso calorimetrico e deve essere aperta per verificare la completa combustione del campione e poterla preparare per una nuova determinazione. La valvola di scarico dei gas combusti è aperta gradualmente e adottando le cautele dettate dalle norme di sicurezza, sotto cappa di aspirazione; una volta conclusa la fase di depressurizzazione si può svitare i coperchio della bomba. L'interno non dovrebbe contenere porzioni di campione incombusto ma eventualmente solo piccoli residui di ceneri. L'acqua di costituzione e quella prodotta dalle reazioni di ossidazione è condensata ed è evidente sotto forma di goccioline aderenti alle pareti del recipiente.

Adeguatamente ripulita la bomba e ripristinati i livelli e le temperature di equilibrio del vaso calorimetrico, si può procedere alla successiva determinazione.

Determinazione del potere calorifico del fango essiccato

La caratterizzazione energetica dei fanghi è stata eseguita applicando la procedura precedentemente descritta ai campioni di fango essiccato provenienti dall'impianto di depurazione. Il campione è introdotto nell'apposito crogiolo della bomba e sottoposto ad una completa combustione. Misurando la differenza di temperatura che subisce il volume, definito e costante, di acqua in cui è immersa la bomba e nota la costante dello strumento, ricavata con prove eseguite su campioni di acido benzoico a potere calorifico certificato, si risale al potere calorifico superiore del materiale introdotto. Con adeguati calcoli, che tengono conto anche della composizione elementare del fango, si desume il potere calorifico inferiore.

La procedura per la determinazione del potere calorifico dei fanghi è stata realizzata seguendo il metodo ASTM D 240 [ASTM, 1987]. Il metodo è specifico per la valutazione del potere calorifico di idrocarburi liquidi, ma è perfettamente adattabile a tutti i combustibili liquidi e solidi; esiste un metodo

specifico per la determinazione del potere calorifico dei fanghi: il metodo UNI 15170:2009 [UNI EN 15170, 2009].

Calibrazione della bomba di Mahler

Partendo dall'ipotesi che il sistema calorimetrico sia perfettamente adiabatico, e quindi che non si verifichino scambi termici con l'ambiente esterno, la differenza di temperatura che si misura tra la temperatura di inizio esperienza e quella finale, massima raggiunta dal vaso calorimetrico, è direttamente proporzionale alla quantità di calore che si è sviluppato durante le reazioni di ossidazione. In altre parole la differenza di temperatura ΔT permette il calcolo del potere calorifico, che come già abbiamo sottolineato, viste le temperature a cui si opera, è quello superiore; la formula applicabile è la seguente:

$$Q_s = \frac{\Delta T \cdot (\mathrm{M} + \mathrm{A}) \cdot \mathrm{c}}{p}$$

dove

Q_s	è il potere calorifico superiore, kcal/kg;
ΔT	è l'aumento di temperatura che subisce il vaso calorimetrico, °C;
M	rappresenta la massa di acqua contenuta nel vaso calorimetrico, kg;
A	è l'equivalente in acqua del calorimetro;
c	è il calore specifico dell'acqua[4], kcal/kgK;
p	è il quantitativo di combustibile bruciato, kg.

La massa M di acqua è controllata, definita e costante durante tutte le applicazioni dello strumento. Per equivalente in acqua, o equivalente energetico, del calorimetro si intende una quantità di acqua tale che la sua capacità termica sia uguale a quella della bomba, dell'agitatore, del termometro e della parte interna del vaso calorimetrico. L'equivalente in acqua è pertanto costante, e insieme alla massa M e al calore specifico c, considerato costante (vedi nota 4), costituisce la costante dell'apparecchio W che può essere determinata eseguendo l'esperienza con una sostanza a potere calorifico superiore noto, in base alla formula così modificata:

$$Q_s = \frac{\Delta T \cdot \mathrm{W}}{p}$$

dove il parametro incognito ora risulta essere proprio W.

La formula sopra riportata è in realtà semplificata: essa andrebbe corretta tenendo conto che una parte di zolfo potrebbe reagire, con l'ossigeno sotto pressione, ossidandosi a SO_3 e questa, con l'acqua, formando acido solforico; l'azoto passare a NO, NO_2 e quindi ad acido nitrico. Inoltre la spiralina metallica brucia anch'essa con rilascio di calore; per questo la lunghezza del filo metallico è sempre presa uguale per ogni determinazione, per mantenere l'errore, seppur trascurabile, sempre costante. Sono state valutate le variazioni delle determinazioni considerando i calori di formazione dell'acido nitrico e solforico nei quantitativi approssimativi contenuti nel campione sottoposto a prova

[4] Partendo da temperature di inizio determinazione all'incirca costanti, temperatura ambiente, e osservando che le variazioni di temperatura subite dal sistema sono di piccola entità, si è considerato di commettere un errore trascurabile ritenendo il calore specifico dell'acqua costante e pari ad 1 kcal/kgK.

e si è valutato del tutto trascurabile la loro considerazione: per valori di potere calorifico, dell'ordine di grandezza qui ottenuti, le correzioni spostano i risultati di alcuni decimi di kcal/kg.

La determinazione della costante dello strumento W è essenziale per poter procedere con le misure dei poteri calorifici superiori dei campioni presi in esame. Per la sua determinazione sono state condotte prove con campioni di sostanza a potere calorifico superiore certificato; a tale scopo è stato utilizzato l'acido benzoico, C_6H_5COOH.

La serie di sei prove, su 1 grammo esattamente pesato di campione, hanno permesso di calcolare la costante dello strumento con la formula sopra indicata, ottenendone il dato medio:

$$W \approx 12 \text{ kJ/°C}$$

Le prove su campioni di acido benzoico sono state condotte in multiplo e in un arco temporale ristretto di alcuni giorni, in accordo alle specifiche indicazioni del metodo di prova. L'esperienza con acido benzoico è stata condotta in sei prove, ritenendo questo numero più che sufficiente per il raggiungimento di risultati significativi; i dati ottenuti sono, infatti, fra loro confrontabili, e lo scarto massimo tra i dati acquisiti è risultato pari al 6%.

Il potere calorifico superiore dell'acido benzoico, utilizzato per le prove di determinazione della costante dello strumento, è certificato e vale:

$$Q_s = 26{,}47 \text{ MJ/kg}$$

Le ΔT misurate sono state tutte di poco superiori ai 2°C. il campione è stato pesato su una bilancia elettronica a cinque cifre decimali, accontentandosi di una precisione alla terza cifra decimale.

Risultati delle prove di caratterizzazione energetica dei fanghi

La determinazione del potere calorifico superiore dei fanghi è stata condotta sui campioni di fango tal quale. Soltanto i fanghi di tipo essiccato hanno raggiunto lo scopo prefissato; si è provato a condurre prove sperimentali di combustione, all'interno della bomba di Mahler, anche sui campioni di filtropressati e centrifugati, senza tuttavia ottenere il successo sperato: il contenuto di acqua presente in questi ultimi tipi di fanghi, fino a oltre il 70%, non ha permesso l'innesco della combustione. Il potere calorifico di questi fanghi è stato ricavato numericamente da calcoli basati su quello del fango essiccato e su valori analitici noti.

Potere calorifico del fango essiccato

Ottenuto il valore di W con le prove calorimetriche con acido benzoico, si è potuto procedere alla misura del potere calorifico superiore dei campioni di fango essiccato. Le prove sono state eseguite su sei diversi campioni di fango essiccato. I sei campioni di fango a disposizione sono stati tutti sottoposti alle prove con bomba di Mahler avendo cura di procedere impostando identiche condizioni di esercizio.

I campioni di fango tal quale sono stati pesati, con precisione fino alla terza cifra decimale, in quantitativi pari a 2 grammi; per ogni campione di fango sono state eseguite un minimo di 3 misure. Sottoposti a combustione all'interno della bomba di Mahler, hanno prodotto un'energia termica tale da fare aumentare la temperatura del vaso calorimetrico di circa 2 °C.

Il metodo ASTM D 240 definisce ripetibilità il valore limite entro cui deve rientrare la differenza tra risultati di misure successive eseguite dallo stesso operatore, che utilizza la stessa apparecchiatura, nelle stesse condizioni operative sullo stesso materiale e applica correttamente il metodo di misura. Il limite di ripetibilità indicata nel metodo ASTM D 240, e acconsentita superabile con una frequenza di un caso ogni venti prove successive, è pari a 0,13 MJ/kg. Nel caso qui esposto una ripetibilità così restrittiva non è stata ritenuta necessaria; i valori di potere calorifico superiori, determinati utilizzando

la formula indicata nel paragrafo precedente, sono stati considerati accettabili se la differenza tra le diverse prove ripetute, sullo stesso campione, si è attestata all'interno di un limite di ripetibilità pari a 0,50 MJ/kg.

La Tabella 3.24 riporta i risultati ottenuti dalle prove sperimentali con bomba di Mahler sui fanghi essiccati.

Identificativo campione	Potere calorifico superiore	
	MJ/kg	kcal/kg
3840	12,91	3.082
4175	12,24	2.922
4520	12,30	2.938
4855	13,08	3.124
5216	12,44	2.971
5480	12,34	2.946

Tabella 3.24: Risultati delle prove sui fanghi essiccati

Come si può desumere dai risultati in tabella, il valore medio di potere calorifico superiore del fango essiccato si aggira intorno alle 3.000 kcal/kg ed è risultato praticamente costante per tutti i campioni esaminati.

I residui presenti al termine delle determinazioni, contenuti nel crogiolo della bomba di Mahler, sono stati pesati: il valore di ceneri dei campioni è anch'esso risultato pressoché costante e pari a circa il 40% in peso del campione originale. Tale dato è in accordo con le analisi effettuate in precedenza su campioni dello stesso tipo dal laboratorio SMAT. L'ipotesi qui assunta è che il residuo non contenga né carbonio né idrogeno, e che sia costituito prevalentemente da ossidi o sali. Questa assunzione permette di ritenere che il potere calorifico dei fanghi sia effettivamente quello misurato con l'esperienza calorimetrica o, al massimo, che esso sia sottostimato rispetto a quello effettivo, che si potrebbe ottenere con combustioni condotte a pressioni e temperature maggiori, quali quelle che si avrebbero in un impianto di incenerimento.

Il fango essiccato è quello con il minore contenuto di acqua: esso si attesta infatti a valori inferiori al 10% in peso. Tuttavia, per il calcolo del potere calorifico inferiore, occorre prendere in considerazione il seppur piccolo tenore di acqua presente nei campioni.

Per ognuno di essi è stata fatta un'analisi elementare presso il laboratorio di analisi chimiche e biologiche a servizio dell'impianto centralizzato SMAT. Il personale del laboratorio ha fornito i dati necessari per il calcolo del potere calorifico inferiore, vale a dire il tenore di secco e la percentuale di idrogeno sul secco.

Il potere calorifico inferiore è stato determinato quindi, dal valore del potere calorifico superiore ottenuto sperimentalmente, a cui è stata sottratta la quantità di calore necessaria per far evaporare l'acqua presente o di formazione del campione. La formula applicata a tale scopo è stata la seguente:

$$Q_i = Q_s - [0{,}2122 \cdot H \cdot ss + (1 - ss) \cdot h]$$

indicando con H la percentuale di idrogeno sul secco, ss la percentuale di sostanza secca, e h il calore latente dell'acqua, il cui valore numerico [Perry R.H. et al., 1998] assunto per i calcoli è stato:

$$h = 2{,}263 \text{ MJ/kg}$$

Il coefficiente numerico corrisponde al valore che si ottiene dalla trasformazione da percentuale in peso di idrogeno all'equivalente in massa di acqua moltiplicato per il calore di vaporizzazione dell'acqua in MJ/kg.

I risultati conclusivi e i dati di caratterizzazione dei campioni di fango essiccato sottoposti ad analisi sono contenuti nella Tabella 3.25.

Identificativo campione	Sostanza secca* % s.s.	Idrogeno* % H su s.s.	Potere calorifico inferiore MJ/kg	kcal/kg
3840	95	4,4	11,91	2.843
4175	94	4,3	11,24	2.685
4520	94	4,2	11,33	2.706
4855	97	4,5	12,08	2.887
5216	92	4,2	11,44	2.732
5480	95	4,1	11,40	2.722

Tabella 3.25: Dati di caratterizzazione e di pci dei fanghi essiccati

Il potere calorifico dei fanghi filtropressati e centrifugati

Il contenuto elevato di acqua presente nei fanghi filtropressati e centrifugati non ha permesso di portare a termine le prove con bomba di Mahler su campioni degli stessi. Per la determinazione del potere calorifico di queste tipologie di fanghi si è quindi proceduto per via numerica, desumendo il risultato dal potere calorifico medio del fango essiccato.

Dapprima è stato calcolato il potere calorifico superiore della sostanza secca, a partire da quello dei fanghi essiccati, e ottenuto il valore medio $\overline{Q_s}$. Poiché la percentuale di sostanza organica riferita al secco dei fanghi essiccati corrisponde a quella dei centrifugati, vale a dire la sostanza secca ha composizione identica agli essiccati, per ottenere il valore di potere calorifico superiore di questi ultimi è stato sufficiente moltiplicare $\overline{Q_s}$ per la percentuale di sostanza secca effettiva dei campioni.

La sostanza secca dei fanghi filtropressati è invece di composizione diversa rispetto agli altri fanghi poiché costituita per il 33,5% da sostanze inorganiche quali calce e cloruro ferrico, aggiunti come coadiuvanti di filtrazione. Per tenere conto di ciò si è supposto che il $\overline{Q_s}$ non rappresenti il potere calorifico superiore dell'intera sostanza secca ma della frazione di secco attribuibile al solo fango, ossia al 66,5%, ammettendo così di commettere un errore, sul calcolo del potere calorifico, minore di quello che sarebbe stato fatto considerando l'intera percentuale di secco. Pertanto il valore numerico di potere calorifico superiore di questa tipologia di fango è stato ottenuto moltiplicando $\overline{Q_s}$ per la frazione di secco di uguale composizione a quella da cui è stato tratto il valore medio.

Applicando poi la formula sopra riportata si è giunti al valore del potere calorifico inferiore.

Nel dettaglio sono stati sottoposti a prova 2 campioni di fango filtropressato e 3 campioni di fango centrifugato.

I poteri calorifici di tali campioni di fango sono indicati nelle Tabelle 3.26 e 3.27.

Identificativo campione	Sostanza secca* % s.s.	Idrogeno* % H su s.s.	Potere calorifico inferiore kcal/kg
5217	30	2,7	214
5479	37	2,8	388

Tabella 3.26: Dati relativi ai campioni di fango filtropressato

Identificativo campione	Sostanza secca* % s.s.	Idrogeno* % H su s.s.	Potere calorifico inferiore kcal/kg
3839	28	4,4	438
5215	26	4,4	368
5481	26	4,3	369

Tabella 3.27: Dati relativi ai campioni di fango centrifugato

3.5.3.2 Determinazione della concentrazione di cloruri nei fanghi di depurazione

La prima valutazione fatta nell'impostare il lavoro analitico sui fanghi è stata quella di approntare le prove sia direttamente sui fanghi tal quali, sia sui fumi generati da essi durante la combustione, avvalendosi per quest'ultima ipotesi, della collaudata bomba di Mahler.

La caratterizzazione chimica dei fanghi tal quali ha riguardato tutti i campioni provenienti dall'impianto centralizzato SMAT ed è stata condotta partendo da due approcci diversi di preparazione dei campioni: la lisciviazione in acqua e l'attacco acido. La caratterizzazione dei fumi di combustione ha invece riguardato solo i fanghi di tipo essiccato, ricavando da essi le soluzioni idonee alle determinazioni analitiche strumentali. Anche in quest'ultimo caso si sono percorse due vie di preparazione dei campioni, entrambe basate sul principio di assorbimento dei gas in fase acquosa di una soluzione opportunamente preparata: una condotta introducendo la soluzione direttamente nella bomba, prima della combustione; l'altra utilizzando la soluzione come substrato di cattura, facendo gorgogliare in essa i gas combusti.

Tutte le soluzioni ottenute dalla fase di preparazione sono poi state sottoposte ad analisi strumentale con lo spettrofotometro UV-VIS ad assorbimento molecolare e su alcune, per confutare alcuni dubbi sorti dall'impiego di tale metodo, anche con la titolazione di precipitazione, eseguita secondo il metodo di Volhard.

La fase preparativa dei campioni

La preparativa dei campioni ha lo scopo di ottenere un substrato adatto alla fase successiva di analisi vera e propria; essa è scelta opportunamente e condotta affinché si abbia l'estrazione completa del parametro ricercato dal materiale di partenza: in questo modo si può ritenere che i dati di concentrazione della sostanza si riferiscano alla totalità contenuta nel fango. Ogni campione è stato preparato in duplice replica per ogni metodo applicato.

Lisciviazione in acqua

La prima metodica applicata per l'estrazione dei cloruri dal fango tal quale è stata la lisciviazione in acqua distillata[5]. La norme di riferimento seguite sono state la UNI 10802:2004 [UNI 10802, 2004] unitamente alla UNI EN 12457-2:2004 [UNI EN 12457-2, 2004].

I campioni tal quali sono stati pesati in quantità pari a 5 grammi; ad ognuno è stato aggiunto un volume di acqua distillata di 50 ml. Successivamente sono stati sottoposti ad agitazione meccanica per 24 ore a 50 rpm, e poi centrifugati per separare la fase liquida da quella solida.

L'eluato ottenuto sarebbe stato pronto per la parte analitica: purtroppo la centrifugazione (a 4000 rpm) non si è rivelata sufficiente a separare le micro particelle dal liquido, lasciando il surnatante non

[5] Questo metodo è anche noto come "test di cessione". Esso si applica a matrici solide non compatte, tipico il caso dei terreni e dei rifiuti, simulando ciò che accadrebbe se il materiale fosse sottoposto all'azione dell'acqua meteorica, o soluzioni acquose percolanti, ad esempio se posto in discarica. Serve per stabilire qualitativamente e quantitativamente le proprietà inquinanti del materiale.

idoneo alla prova colorimetrica perché troppo torbido. Per ovviare a questo inconveniente si è provato a filtrare manualmente la soluzione, attraverso filtri per siringa fino a 0,2 μm di porosità; poi a introdurre carbone attivo granulato con successiva agitazione. L'unico accorgimento che ha dato risultati sufficientemente accettabili è stato la diluizione con acqua in rapporto 1:50.

Tutti gli 11 campioni di fango sono stati preparati in doppio con il metodo di lisciviazione; le diluizioni sono state fatte in doppio su ogni soluzione ottenuta. Al termine di questa fase preparativa sono risultati 44 campioni di eluato pronti per la determinazione analitica.

Attacco acido

La seconda fase preparativa è stata fatta con l'applicazione di un metodo tipicamente adatto alla caratterizzazione di matrici solide: l'attacco acido.

Ogni campione di fango, esattamente pesato in quantità pari a 0,5 g, è stato addizionato di 5 ml di acido nitrico al 65% e 1 ml di acqua ossigenata al 30%, sempre in duplice replica. La digestione è stata condotta in microonde Milestone, impostando il programma adatto alla digestione di campioni come fango a contenuto organico 25%, report code 220; alcuni campioni sono stati sottoposti a digestione acida in apparecchiatura riscaldante con sistema di condensazione a ricaduta (Figure 3.28 e 3.29), impostando la rampa di temperatura fino alla massima di 180°C e mantenuta per trenta minuti.

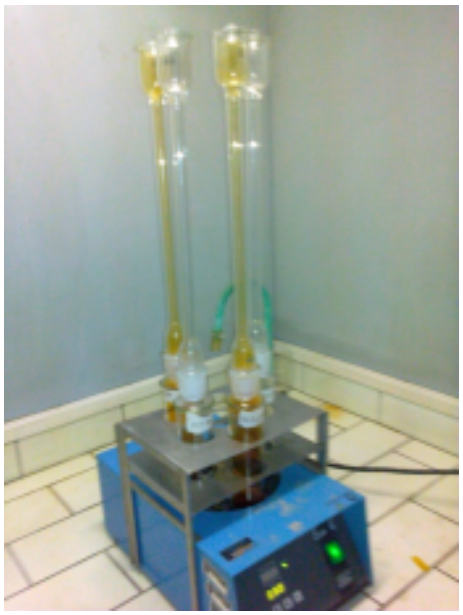


Fig. 3.28: Fase di riscaldamento

Fig. 3.29: Fase di raffreddamento

Tutti i campioni "digeriti" hanno prodotto soluzioni contenenti particolato: questo è stato separato per filtrazione a gravità e il surnatante portato a volume 100 ml. In questa fase preparativa si sono ottenuti 22 campioni dalla digestione microonde e 8 (di cui due da residui della bomba di Mahler) con recupero di condensa.

La fase analitica

I campioni diluiti o tal quali ottenuti dai fanghi prelevati in SMAT sono stati analizzati per via colorimetrica, allo spettrofotometro, e per via volumetrica, con titolazione di precipitazione secondo il metodo di Volhard. Nel primo caso è stato applicato un metodo che prende spunto dal EPA Method 9250 [EPA Method 9250, 1986], nel secondo seguendo il metodo IRSA-CNR cloruri metodo B [Istituto di Ricerca sulle Acque del Consiglio Nazionale delle Ricerche, 1972].

Analisi spettrofotometrica. Principio del metodo

La tecnica spettrofotometrica ad assorbimento molecolare in UV-VIS[6] si basa sulla capacità che possiedono alcuni composti chimici, detti cromofori, di assorbire una porzione di radiazione elettromagnetica dalla quale sono attraversati. Disponendo di uno strumento in grado di misurare l'assorbimento, si risale alla concentrazione della soluzione campione applicando la legge di Lambert-Beer:

$$A = \varepsilon \cdot c \cdot d$$

dove

A è l'assorbanza, o quantità di radiazione assorbita;

ε è il coefficiente di estinzione molare, o assorbività molare, specifico per ogni sostanza;

c è la concentrazione molare della specie assorbente;

d è il cammino ottico, o spessore della soluzione attraversata, costante per ogni determinazione.

L'analisi quantitativa, ovvero la determinazione della concentrazione della sostanza ricercata, si effettua con l'uso di raggi monocromatici, cioè di una determinata lunghezza d'onda, misurando l'intensità della radiazione in ingresso alla cella contenente la soluzione a concentrazione incognita, I_0, e l'intensità in uscita I; la frazione di luce trasmessa rispetto a quella emessa è definita trasmittanza T:

$$T = \frac{I}{I_0}$$

Dalla trasmittanza si risale all'assorbanza A:

$$A = \log \frac{1}{T}$$

che rappresenta la quantità di radiazione assorbita. Secondo la legge di Lambert-Beer esiste una proporzionalità diretta tra assorbanza e la concentrazione della sostanza assorbente. Costruendo rette di taratura lineari con soluzioni a concentrazioni note di sostanza assorbente si può risalire ai valori della concentrazione dei campioni in analisi.

La validità della legge di Lambert-Beer è però limitata a concentrazioni molto basse; inoltre la sensibilità analitica è influenzata da fattori quali la scelta della lunghezza d'onda e la non perfetta emissione di radiazione monocromatica: nel primo caso occorre preliminarmente eseguire una scansione su un campione di sostanza assorbente, e ricavare, dallo spettro di assorbimento, il valore di lunghezza d'onda, λ_{max}, che determina il valore massimo di assorbanza; nel secondo, il limite è strumentale e l'uso di uno spettrofotometro a doppio raggio può ovviare in parte all'inconveniente.

Negli spettrofotometri a doppio raggio il segnale cromatico, di pari intensità e frequenza, è inviato contemporaneamente attraverso il campione e attraverso il bianco, per cui si ha un continuo confronto tra le assorbanze del bianco e del campione. Questa caratteristica permette di effettuare misure a diverse lunghezze d'onda senza dover ripetere azzeramenti dello strumento, potendo quindi registrare

[6] Con UV-VIS si intende la regione dello spettro elettromagnetico compreso tra il campo dell'ultravioletto e quello del visibile.

in continuo lo spettro di assorbimento. Il doppio raggio risulta essenziale per eseguire analisi qualitative, ossia quelle con cui si vuole determinare la composizione del campione: le sostanze assorbono in modo diverso, con diverse intensità, le diverse radiazioni; dall'esame dello spettro di assorbimento, per confronto diretto con campioni noti o tramite banche dati di spettri, si identificano le varie sostanze presenti nel campione.

L'uso dello spettrofotometro a singolo raggio richiede che ad ogni lunghezza d'onda si effettui un azzeramento con il bianco, rendendo più macchinosa la misura di spettri di assorbimento; il singolo raggio è quindi impiegato prevalentemente per le analisi quantitative, come quelle condotte in questo lavoro, per le quali si opera ad una lunghezza d'onda definita.

Per le prove analitiche sui campioni in esame, è stato usato lo spettrofotometro ad assorbimento UV-VIS a doppio raggio[7] Unicam Heyos α, il cui schema di principio è rappresentato dalla Figura 3.30. La scansione, eseguita tra lunghezze d'onda comprese tra 436 nm e 541 nm, ha decretato λ_{max}= 463 nm.

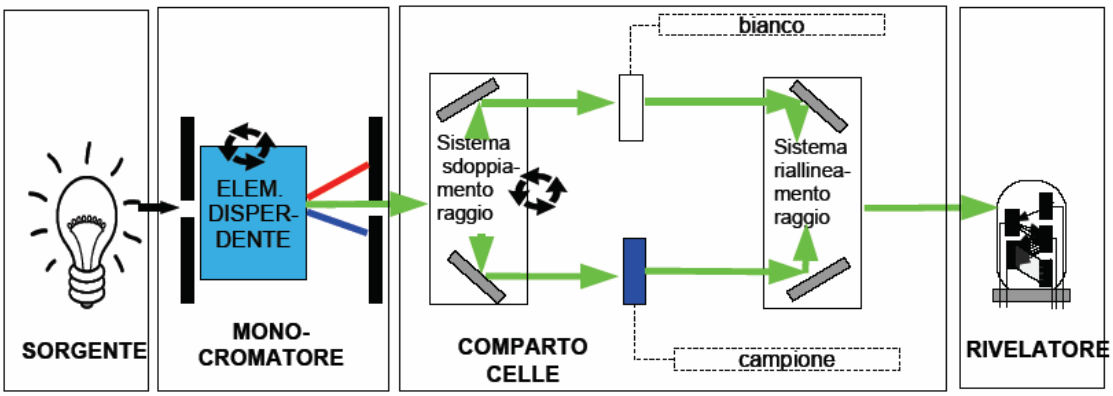


Fig. 3.30: Schema di funzionamento dello spettrofotometro a doppio raggio

Il dosaggio della concentrazione di cloruri nei campioni passa attraverso la determinazione spettrofotometrica dell'assorbanza di un composto che si forma con l'introduzione di opportuni reattivi: allume ferrico e tiocianato di mercurio.

Infatti, il composto cromoforo, cioè assorbente, non è direttamente il cloro o lo ione cloruro, ma il tiocianato ferrico, di colore rosso-bruno, che si forma in seguito alle reazioni qui sotto illustrate:

$$2Cl^- + Hg(SCN)_2 \longrightarrow HgCl_2 + 2SCN^-$$

$$3SCN^- + Fe^{3+} \longrightarrow Fe(SCN)_3$$

L'assorbanza del tiocianato ferrico è proporzionale alla concentrazione di cloruri.

La soluzione di Fe^{3+} è stata preparata sciogliendo 5 g di ferro ammonio solfato esaidrato $Fe(NH_4)_2(SO_4)_2 \cdot 6H_2O$ in 20 ml di acqua distillata, a cui sono stati aggiunti 38 ml di HNO_3 al 65% ed il tutto portato ad ebollizione per ossidare il Fe^{2+} a Fe^{3+} ed eliminare gli ossidi di azoto; una volta

[7] In realtà le prove sono state condotte anche con l'impiego di uno spettrofotometro a singolo raggio, avendo cura di verificare il bianco con frequenza regolare.

raffreddata la soluzione è stata portata a volume 100 ml. La soluzione di tiocianato di mercurio è stata preparata sciogliendo 0,15 g di $Hg(SCN)_2$ in 50 ml di metanolo, riposta in bottiglia di vetro scuro e utilizzata solo dopo 24 ore. Gli standard di cloruro sono stati preparati a partire da una soluzione madre di NaCl a concentrazione certificata con tracciabilità NIST[8] di 1000 mg/l di cloruri.

I campioni da analizzare sono stati preparati in questo modo: ad un'aliquota di campione pari a 10 ml sono stati aggiunti 2 ml di soluzione di allume ferrico e 1 ml di soluzione di tiocianato; dopo un certo tempo di attesa, si è potuto verificare che bastano 10 minuti, per permettere alle reazioni di avvenire in modo completo, è stata misurata l'assorbanza allo spettrofotometro contro la retta di taratura.

La retta di calibrazione dello spettrofotometro è stata costruita eseguendo prove di interpolazione con diverse concentrazioni standard e facendola passare per l'origine degli assi, punto "zero" ottenuto con misura di assorbanza del bianco[9]; la migliore di queste, ossia quella con coefficiente di regressione lineare più prossimo al valore unitario, si è rivelata quella costruita con le misure su soluzioni contenenti 1, 3 e 5 mg/l di cloruri. Non si è voluto andare a concentrazioni più elevate per non uscire dal campo di validità della legge di Lambert-Beer; con opportune diluizioni si è cercato di restare all'interno di queste concentrazioni.

Tenendo conto del peso del campione originale impiegato per la preparazione delle soluzioni acquose, e delle diluizioni fatte, si è potuti giungere ai risultati, di maggiore interesse pratico, di concentrazioni espresse in milligrammi di cloruro su kilogrammi di fango tal quale.

Analisi volumetrica. Principio del metodo

L'analisi volumetrica è stata condotta con titolazione di precipitazione argentometrica secondo il metodo di Volhard. Questo consiste in una titolazione per ritorno con tiocianato di potassio dell'eccesso di argento presente nella soluzione campione.

I cloruri presenti nella soluzione campione, opportunamente acidificata con acido nitrico (diluito in rapporto 1:1), sono precipitati con un eccesso di soluzione standard 0,0282 N di nitrato di argento $AgNO_3$ in modo che tutto il cloro presente reagisca secondo:

$$Ag^+_{(aq)} + Cl^-_{(aq)} \longrightarrow AgCl_{(s)}$$

L'eccesso di argento è poi titolato con una soluzione standard 0,1 N di tiocianato di potassio KSCN, in presenza di indicatore allume ferrico ammonico. L'argento in eccesso reagisce con il tiocianato a dare il precipitato solfocianato di argento:

$$Ag^+_{(aq)} + SCN^-_{(aq)} \longrightarrow AgSCN_{(s)}$$

Quando tutto l'argento presente ha reagito, il tiocianato aggiunto reagisce con gli ioni Fe^{3+} con formazione di un complesso rosso-bruno:

$$Fe^{3+}_{(aq)} + SCN^-_{(aq)} \longrightarrow Fe[SCN]^{2+}_{(aq)}$$

Il termine della titolazione è indicata dalla comparsa della colorazione rossa persistente.

Il procedimento è stato messo a punto rispetto alle concentrazioni che si sono potute rilevare: ad aliquote di soluzioni campione sono stati aggiunti 5 ml di HNO_3, preparato in rapporto 1:1 con acqua, e l'eccesso di soluzione $AgNO_3$ supposto compreso tra 3 ml e 5 ml, a seconda del campione in analisi. Si agita la soluzione e si attende qualche minuto per favorire la coagulazione del precipitato; sono state

[8] Il National Institute of Standards and Technology è l'agenzia del Governo degli Stati Uniti che si occupa della gestione delle tecnologie; garantisce i valori di composizione chimica e proprietà fisiche dei materiali di riferimento, di cui è il maggiore fornitore al mondo.

[9] Bianco ottenuto con aliquota di acqua distillata con aggiunta di reattivi.

fatte prove su identici campioni a tempi diversi per verificare l'eventuale interferenza della cinetica di reazione sulla formazione del precipitato: la differenza se esiste non è apprezzabile con il metodo applicato.

Una volta aggiunto 1 ml di indicatore allume ferrico ammonico, si procede con la titolazione, fino alla comparsa della colorazione tipica del complesso tiocianato ferrico; questa dovrà risultare persistente per almeno 1 minuto.

La concentrazione degli ioni cloro si determina applicando la formula:

$$Cl^- = \frac{(A \cdot N_A - B \cdot N_B) \cdot \mathbf{P} \cdot 10^3}{S}$$

dove

- Cl^- è la concentrazione di ione cloro nel campione, mg/l;
- A è volume di soluzione standard di $AgNO_3$ aggiunto, ml;
- B è il volume di soluzione standard di KSCN impiegati, ml;
- N_A è la normalità della soluzione standard di $AgNO_3$;
- N_B è la normalità della soluzione standard di KSCN;
- P è il peso atomico del cloro;
- S è il volume del campione analizzato, ml.

La difficoltà nell'apprezzare il punto di viraggio durante la titolazione limita la precisione del metodo: la precisione aumenta con la concentrazione di cloruri.

Le prove sui fumi i combustione

Un'altra via di analisi è stata identificata nella valutazione delle concentrazioni di cloruri presenti nei fumi di combustione dei fanghi essiccati, anziché sui fanghi tal quali. I procedimenti seguiti hanno implicato l'uso della bomba di Mahler, qui usata come mera camera di combustione, basandosi sul principio di assorbimento in fase liquida. Le soluzioni assorbenti sono state successivamente analizzate seguendo i metodi proposti.

Assorbimento per gorgogliamento del flusso gassoso in soluzione di NaOH

La prima metodica adottata è stata ricavata dalle indicazioni date dal Decreto Ministeriale 25 agosto 2000 [Decreto Ministeriale n. 203, 2000] riguardante i metodi di campionamento ed analisi di alcuni composti presenti nelle emissioni gassose in atmosfera provenienti da attività industriali.

Il principio del metodo qui adottato ha previsto l'assorbimento di ioni cloro, o più propriamente di acido cloridrico, per gorgogliamento del flusso gassoso, in uscita dalla bomba di Mahler, in una soluzione alcalina di NaOH.

Non potendo essere certi a priori dell'efficacia del metodo, sono state eseguite prove con soluzioni di NaOH a diversa concentrazione e il flusso di gas è stato ridotto al minimo possibile per facilitare gli scambi di materia tra le fasi.

Il raggiungimento dell'equilibrio tra le fasi e il verificarsi del completo assorbimento, dipende dalla superficie di scambio e dal tempo di contatto tra le fasi (nel caso qui presentato le concentrazioni

assumono valori molto bassi). Sperimentalmente si sono utilizzate tre bottiglie drechsel in serie (Figura 3.31) contenenti la soluzione assorbente, e la velocità di efflusso è stata mantenuta al minimo in modo da aumentare il tempo di contatto tra le bolle di gas e il liquido. Sulla superficie di scambio non si è potuti intervenire se non con l'impiego di pescante dotato di candela filtrante che assicura la formazione di bolle di piccole dimensioni.

Fig. 3.31: Sistema di assorbimento per gorgogliamento

Le bombe di Mahler sono state preparate introducendo 4 g di campione di fango essiccato e conducendo la prova analogamente a quanto descritto in precedenza.

La valvola di scarico della bomba è stata collegata con un tubo di silicone alle drechsel a loro volta collegate in serie. Il flusso di gas è stato regolato manualmente intervenendo sulla valvola e sfruttando la sovrappressione esistente all'interno della bomba. La depressurizzazione completa ha avuto una durata di alcune ore.

La soluzione ottenuta, compresa la condensa contenuta nella bomba, è stata raccolta e miscelata per la successiva analisi strumentale.

Assorbimento in soluzione alcalina in bomba di Mahler

Per questa esperienza è stato seguito il metodo EPA 5050 [US Environmental Protection Agency, 2004] di preparazione della bomba di Mahler finalizzato all'assorbimento in soluzione alcalina di alogenuri, tra cui gli ioni cloro.

La bomba è stata preparata introducendo nel crogiolo 1 g di campione di fango essiccato e all'interno 10 ml di una soluzione equimolare di carbonato e bicarbonato di sodio preventivamente preparata. Una volta fatta avvenire la combustione all'interno della bomba, secondo la solita procedura già esposta, si è aperta la bomba ed estratta la soluzione assorbente.

La soluzione è stata portata a volume 100 ml con acqua distillata e destinata all'analisi strumentale.

Risultati analitici: Calcoli di concentrazione

Le soluzioni sono state analizzate secondo i metodi descritti nel paragrafi precedenti. Una volta ottenuto il dato di concentrazione dello ione cloro in milligrammi per litro di soluzione, la formula applicata, per riportarsi al valore pratico espresso in milligrammi per kilogrammo di fango, è stata la seguente:

$$C_0 = \frac{C_s \cdot V_{tot} \cdot DF}{W}$$

dove

C_0 rappresenta la concentrazione di ioni cloro, mg/kg;

C_s è la concentrazione di ioni cloro nella soluzione, mg/l;

V_{tot} è il volume totale della soluzione campione, l;

DF rappresenta il fattore di diluizione, eventuale;

W è il peso di campione di fango di partenza, kg.

Risultati analitici: Risultati delle prove analitiche sui campioni di fango

I campioni sottoposti a prova analitica per la determinazione della concentrazione di ioni cloro hanno dato risultati in alcuni casi assai diversi sia per tipologia che per tipo di preparativa adottata. I fanghi essiccati inoltre sono stati quelli che hanno dimostrato una variabilità maggiore di concentrazione fra di loro.

Dalle numerose prove eseguite sulle soluzioni preparate si sono estrapolati i dati di concentrazione media delle diverse metodiche di analisi. In Tabella 3.28 sono presentati i risultati di tali determinazioni divisi per ogni campione di fango preso in esame.

Fanghi da trattamento depurazione acque		**Concentrazione ioni cloro mg/kg**			
		Lisciviato in H_2O cloruri solubili in acqua		**Attacco acido cloruri totali**	
Id. campione	**Tipo di fango**	**spettrofotometro**	**titolazione**	**spettrofotometro**	**titolazione**
3840	essiccato	1.786	*	2.600	*
4175	essiccato	1.376	*	2.400	*
4520	essiccato	1.064	*	680	*
4855	essiccato	2.224	*	865	*
5216	essiccato	700	*	965	461
5480	essiccato	678	*	645	886
3839	centrifugato	169	73	692	*
5215	centrifugato	65	68	558	727
5481	centrifugato	84	73	488	550
5217	filtropressato	2.353	2.347	4.803	*
5479	filtropressato	2.673	2.276	4.260	3.190

* Prove non eseguite

Tabella 3.28: Concentrazione di ioni cloro nei campioni di fango, valori medi dei risultati analitici

Come si può notare dai dati di Tabella 3.28 le concentrazioni dei fanghi trattati con attacco acido sono più elevati di quelli ottenuti per lisciviazione; casi particolari si sono riscontrati su alcuni campioni di fango essiccato per cui si è verificato esattamente l'inverso.

Questo comportamento, peraltro confermato dalle prove analitiche eseguite sui doppi campioni di preparativa, non trova spiegazioni se non nell'ipotesi che l'attacco acido con digestione condotta ad alte temperature conduca al passaggio in fase gas di alcuni composti più volatili contenenti cloro e conseguentemente ad una perdita del parametro ricercato. La composizione chimica, piuttosto variabile, dei campioni di fango determina la differenza tra i diversi campioni.

I campioni di fango filtropressato presentano valori di concentrazione molto elevati, se si pensa che sono costituiti per il circa il 35% di acqua, soprattutto se confrontati con quelli relativi ai fanghi essiccati. Questo fatto è però del tutto previsto in quanto risulta in accordo con l'utilizzo di cloruro ferrico come coadiuvante alla filtrazione. La concentrazione di cloruri che è stata rilevata è in buona sostanza derivante quasi totalmente dalla presenza, in questo tipo di campioni, di cloruro ferrico.

Le prove di titolazione non sono state condotte su tutti i campioni; gli eluati ottenuti per lisciviazione dai fanghi essiccati, non si sono potuti analizzare in quanto si presentavano con una colorazione bruna. Gli stessi diluiti in rapporto 1:50 sono invece risultati sufficientemente chiari per le prove spettrofotometriche[10].

Risultati analitici: Risultati delle prove analitiche sui fumi di combustione

Le prove condotte sui fumi di combustione si sono concentrate su due campioni di fango essiccato. Sugli stessi si è voluto indagare sul residuo ottenuto dalla bomba, in quanto consistente, in termini percentuali, rispetto al campione introdotto: l'ipotesi è stata quella di valutare la concentrazione di cloruri ancora presenti nelle ceneri per poter fare delle considerazioni di bilancio di massa tra i totali del fango tal quale, quelli volatili generati dalla combustione e i restanti nella parte incombusta.

I residui delle bombe di Mahler condotte sui i fanghi essiccati si presentano in granuli molto compatti di matrice vetrosa; per la preparazione preliminare alle determinazioni analitiche, essi sono stati trattati come i fanghi tal quali.

La prova di lisciviazione è stata fatta solo su un campione di residuo opportunamente ridotto in polvere. Le prove di attacco acido hanno riguardato entrambi i campioni.

La Tabella 3.29 riporta i risultati delle prove condotte sui fumi e sui residui dei campioni di fango essiccato 5216 e 5480. I dati si riferiscono ai valori medi delle determinazioni eseguite.

Id. campione	Metodo analitico	Concentrazione di ioni cloro mg/kg			
		Metodo EPA 5050	Gorgogliato	Attacco acido su residuo	Eluato su residuo
5480	spettrofotometrico	472	116	138	57
	titolazione	496	*	*	47

[10] Le stesse diluizioni avrebbero portato a valori di concentrazione di cloruri, nelle soluzioni, notevolmente basse e difficilmente valutabili con il metodo di titolazione, che si è rivelato abbastanza preciso per concentrazioni più elevate.

Id. campione	Metodo analitico	Concentrazione di ioni cloro mg/kg			
		Metodo EPA 5050	Gorgogliato	Attacco acido su residuo	Eluato su residuo
5216	spettrofotometrico	411	374	276	*

* Prove non eseguite

Tabella 3.29: Concentrazione di cloruri nei fumi e nei residui della bomba di Mahler, valori medi dei risultati analitici

3.5.4 La proposta impiantistica

Nel seguito viene illustrata la proposta impiantistica di incenerimento per la gestione dei fanghi SMAT.

3.5.4.1 Trattamento termico dei fanghi

La linea di incenerimento fanghi deve essere progettata in modo da potersi inserire in un impianto di gestione già operativo, quale quello centralizzato sito in Castiglione Torinese. Essa dovrà presentarsi conforme alle prescrizioni di sicurezza e di riduzione degli inquinanti secondo quanto prescritto nella Direttiva Europea 2000/76/CE. La dimensione e la potenzialità dovrà soddisfare la gestione dei carichi di fango prodotto garantendo un'operatività continua 24 ore al giorno per 7 giorni la settimana. In Tabella 3.30 sono riportati i carichi di fango e la loro composizione media.

Parametro	Unità di misura	Centrifugato	Essiccato
Carico annuale	t/a	57.000	16.000
Carico orario	kg/h	7.125	2.000
Sostanza secca	kg s.s./h	2.138	1.800
Sostanza secca	%	30	90
Ceneri su s.s.	% di s.s.	50	45
Potere calorifico inferiore	kJ/kg	1.850	11.600
Analisi chimica: composizione elementare della frazione organica del fango			
C	%	58,0	56,4
H	%	6,0	7,1
O	%	26,4	26,4
N	%	7,0	7,8
S	%	2,2	2,1
Cl	%	0,4	0,2
Totale		100	100
Hg	mg/kg su s.s.	1-2,3	1-2,3

Tabella 3.30: Quantitativi di fanghi e loro caratterizzazione chimica

In Figura 3.32 è riportato lo schema dell'impianto proposto**.**

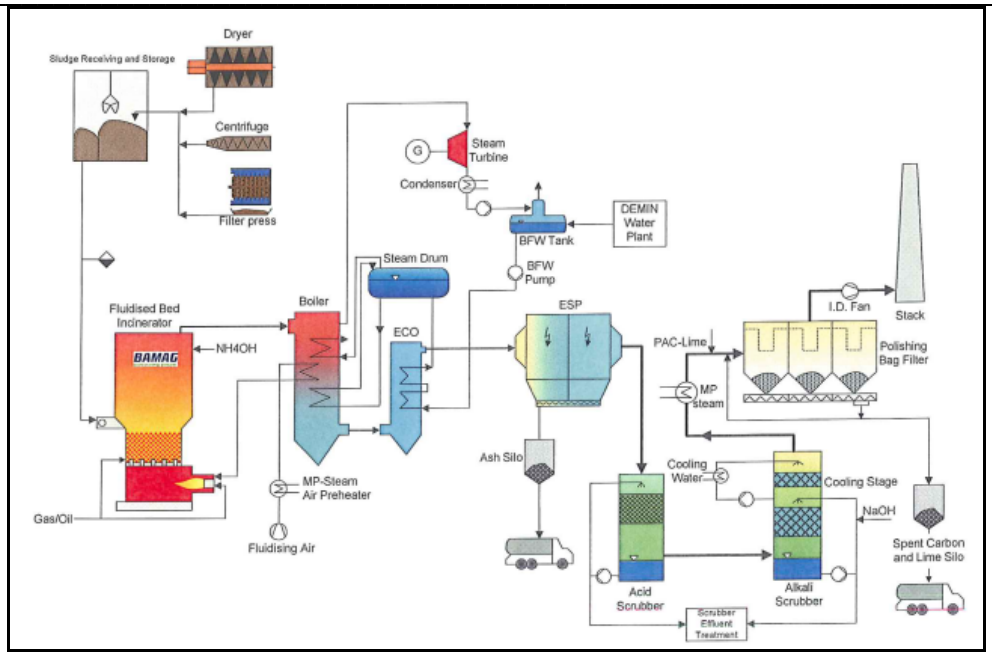


Fig. 3.32: Schema dell'impianto proposto

Il fango sarà stoccato in silos o in bunkers e successivamente alimentato al forno a letto fluido.

Il forno a letto fluido è costituito da un cilindro in materiale refrattario. Nella parte inferiore della camera di combustione è installata una griglia necessaria per la distribuzione dell'aria di fluidizzazione. Sopra questa griglia troviamo il letto di sabbia (letto fluido) e la zona di post combustione (ubicata sopra il letto fluido).

Il fango in ingresso deve essere vagliato per eliminare eventuali corpi estranei, pietre, vetro, etc., e se necessario macinato in particelle di dimensioni massime di 50 mm x 50 mm x 50 mm. Il fango viene completamente combusto all'interno della camera di combustione. I componenti inorganici sono polverizzati a cenere e lasciano la camera di combustione assieme al flusso gassoso passando attraverso la parte superiore della stessa.

I gas in uscita dall'inceneritore passano ad un sistema di recupero termico costituito da scambiatori di calore, serbatoi di raccolta acqua e vapore, pompe di ricircolazione e una turbina a vapore collegata ad un generatore di corrente.

Il sistema di trattamento fumi è costituito da:

- precipitatore elettrostatico per la rimozione delle polveri;
- tre stadi di assorbimento ad umido (wet scrubbers) per la rimozione dei gas acidi;
- riscaldamento del gas a 120 °C;
- filtro a maniche con processo di assorbimento a secco per la rimozione delle rimanenti concentrazioni di metalli pesanti, gas acidi e polveri mediante il dosaggio di carbone attivo pulverulento (PAC);
- ventilatore per l'invio del flusso a camino.

3.5.4.2 Principali caratteristiche tecniche dell'impianto

I principali dati tecnici dell'impianto sono indicati in Tabella 3.31.

Ricezione e stoccaggio del fango		
Portata di fango	t/a	73.000
Portata di fango	t/h	9.125
Contenuto di solidi secchi	%	43
Inceneritore		
Portata di fango	kg/h	12.500
Portata di fango s.s.	kg/h	4.900
Tempo di ritenzione	s	>2
O_2	% su s.s.	8,0
Aria insufflata	Nm^3/h	19.300
Temperatura dell'aria	°C	500
Aria di raffreddamento	Nm^3/h	3.000
Portata fumi	Nm^3/h	33.200
Temperatura fumi	°C	850-950
Potenza termica	MW	8,35
Recupero termico e produzione energia elettrica		
Flusso gassoso in ingresso	Nm^3/h	33.200
Temperatura flusso gassoso in/out	°C	900/200
Flusso di aria	Nm^3/h	19.300
Temperatura aria in/out	°C	120/500
Portata di vapore	kg/h	9.900
Temperatura vapore	°C	400
Pressione vapore	bar	41
Potenza elettrica lorda generata	kW	920
Quantitativi medi sostanze chimiche, utilities e residui		
NaOH al 47% (per la rimozione della SO_2)	kg/h	250
NH_3 al 25% 8per la rimozione degli NO_x)	kg/h	Da stabilire in fase di processo
PAC 15% C o calce (per la rimozione dei metalli pesanti – Hg)	kg/h	20
Potenza elettrica lorda	kWh/h	920
Acqua potabile	m^3/d	5
Materiale inerte	kg/d	Dipende dal carico di fango
Metano per start up	Nm^3/h	650
Acqua raffreddamento turbina e scrubber a 15°C	m^3/h	800
Polielettrolita	g/h	20
TMT 15	l/h	1
$FeCl_3$	g/h	250
Ceneri	kg/h	1.900
PAC o calce esauriti	kg/h	25
Scarico condensa scambiatore	m^3/h	1

Tabella 3.31: Dati tecnici dell'impianto di incenerimento

3.5.4.3 La linea di trattamento delle emissioni gassose

La legislazione italiana nel Decreto Legislativo n° 133 del 2005, a recepimento della Direttiva Europea 2000/76/CE, stabilisce le misure e le procedure finalizzate alla riduzione ed alla prevenzione degli impatti derivanti da attività di incenerimento dei rifiuti sull'ambiente e sulla salute umana.

Soffermandoci sugli aspetti di inquinamento atmosferico, il D.Lgs. 133/2005 nell'allegato 1, *Norme tecniche e valori limite di emissione per gli impianti di incenerimento di rifiuti*, definisce i criteri di campionamento e i limiti alle emissioni per i parametri inquinanti derivanti da un'attività di incenerimento di rifiuti.

La Tabella 3.32 riporta i limiti di emissione delle sostanze inquinanti riferiti al loro valor medio nel tempo di emissione definito. I dati sono intesi misurati in condizioni normali (273 K e 101,3 kPa) dell'effluente secco, con tenore di ossigeno di riferimento pari all'11% in volume sul gas secco.

Parametro	Limite medio su 30 minuti	Limite medio giornaliero	Unità di misura
Polveri totali	30	10	mg/Nm^3
SOT	20	10	mg/Nm^3
HCl	60	10	mg/Nm^3
HF	4	1	mg/Nm^3
SO_2	200	50	mg/Nm^3
NO_x come NO_2	400	200	mg/Nm^3
CO	100	50	mg/Nm^3
	Limite medio su 60 minuti		
Cd, Tl	0,05 in totale		mg/Nm^3
Hg	0,05		mg/Nm^3
Sb, As, Pb, Cr, Co, Cu, Mn, Ni, V	0,5 in totale		mg/Nm^3
	Limite medio su 8 ore		
PCDD + PCDF	0,1 come concentrazione tossica equivalente		ng/Nm^3
IPA	0,01		mg/Nm^3

Tabella 3.32: Valori limite di emissione in atmosfera

La linea di trattamento dei fumi per l'impianto di incenerimento dei fanghi di depurazione, così come è stata concepita e dimensionata in fase di ipotesi impiantistica, garantisce il rispetto dei limiti di Tabella 3.32. In Tabella 3.33 sono riportati i valori di emissione misurati durante lo svolgimento di più prove.

Parametro	Valore	Unità di misura
Polveri totali	< 1	mg/Nm^3
TOC	< 1	mg/Nm^3
HCl	< 1	mg/Nm^3
HF	< 1	mg/Nm^3
SO_2	< 1	mg/Nm^3
NO_x come NO_2	43	mg/Nm^3
CO	16	mg/Nm^3
Cd + Tl	0,00024	mg/Nm^3
Hg	0,007	mg/Nm^3
Sb, As, Pb, Cr, Co, Cu, Mn, Ni, V	0,03	mg/Nm^3
PCDD + PCDF (come TE)	0,0023	ng/Nm^3

Tabella 3.33: Valori misurati nel corso di test eseguiti

Analizzando quanto riportato in Tabella 3.33 e cioè i risultati dei test effettuati emerge che grazie alla linea di trattamento fumi proposta le concentrazioni degli inquinanti in uscita saranno di molto inferiori rispetto a quelle che la normativa pone come massime [Bamag GmbH, 2011].

3.5.4.4 Valutazione economica

Da un punto di vista della valutazione economica, il costo di investimento, chiavi in mano, dell'impianto così come precedentemente descritto è di circa € 38.500.000. Tale costo si riferisce ad un impianto costituito da un'unica linea di trattamento e non comprende il costo delle opere civili. Quest'ultima voce di costo ammonterà a circa il 15 – 20 % del costo di investimento.

Per ciò che riguarda l'onere dovuto alle opere di compensazione tale importo ammonterà a circa il 10 % della somma del costo di impianto e delle opere civili. Quanto finora detto per ciò che riguarda le spese di investimento.

Per ciò che riguarda le spese di gestione le voci da considerare sono il costo di manutenzione (assunto pari al 2 % del costo di impianto), il costo del personale (si ipotizzano 15 persone a 30.000 €/pers), il costo dei chemicals (ipotizzato pari a 15 €/t) ed il costo per lo smaltimento delle scorie (pari a circa 110 €/t).

Si ipotizza di non avere ritorni economici dovuti al recupero energetico. Infatti analizzando i risultati ottenuti dai bilanci (nel caso specifico dal bilancio termico) svolti, riportati in Tabella 3.31, sembrerebbe che il recupero energetico ottenibile (potenza termica elettrica lorda generata = 920 kW) sia esclusivamente sufficiente a garantire l'autosostentamento dell'impianto stesso.

In base a quanto sopra scritto nella tabella seguente è riportato il risultato della valutazione economica per l'impianto in oggetto.

Spese di gestione			
Manutenzione	2 % € 38.500.000	€/a 770.000	
Personale (24 h per 8.000 h/a → 15 persone	15 * € 30.000	€/a 450.000	
Chemicals (270 kg/h per 8.000 h/a → 2.160 t/a)	2.160 * € 15	€/a 32.400	
Smaltimento scorie	1.900 * € 110	€/a 209.000	
Totale		**€/a 1.461.400**	
Spese di investimento			
		Opere civili = 15 % Impianto	Opere civili = 20 % Impianto
Impianto		€ 38.500.000	€ 38.500.000
Opere civili	15 % - 20 % * € 38.500.000	€ 5.775.000	€ 7.700.000
Opere di compensazione	10 % (impianto + opere civili)	€ 4.427.500	€ 4.620.000
Totale		€ 48.702.000	€ 50.820.000
Ammortamento	10 %	**€/a 4.820.200**	**€/a 5.082.000**
Costo di smaltimento	(ammort + gestione) /73.000	**€/t_{ss} 86,7**	**€/t_{ss} 89,6**

Tabella 3.34: Risultati della valutazione economica (impianto ad una sola linea)

Analizzando quanto riportato nella tabella soprastante emerge che il costo di smaltimento varierà tra 86,7 e 89,6 €/t.

Per completezza si riporta una seconda simulazione dei costi relativa al caso in cui anziché una sola linea di trattamento da 73.000 t_{ss}/a siano previste due linee di trattamento da circa 36.000 t_{ss}/a.

In questo caso il costo di investimento sarà pari a circa € 48.000.000 (circa il 25 % in più rispetto ad un impianto costituito da un'unica linea).

Nella tabella sottostante è riportato il risultato della valutazione economica effettuata.

Spese di gestione		
Manutenzione	2 % € 48.000.000	€/a 960.000

Spese di gestione			
Personale (24 h per 8.000 h/a → 15 persone	15 * € 30.000	€/a 450.000	
Chemicals (270 kg/h per 8.000 h/a → 2.160 t/a)	2.160 * € 15	€/a 32.400	
Smaltimento scorie	1.900 * € 110	€/a 209.000	
Totale		**€/a 1.651.400**	
Spese di investimento			
		Opere civili = 15 % Impianto	Opere civili = 20 % Impianto
Impianto		€ 48.000.000	€ 48.000.000
Opere civili	15 % - 20 % * € 48.000.000	€ 7.200.000	€ 9.600.000
Opere di compensazione	10 % (impianto + opere civili)	€ 5.520.000	€ 5.760.000
Totale		€ 60.720.000	€ 63.360.000
Ammortamento	10 %	**€/a 6.072.000**	**€/a 6.336.000**
Costo di smaltimento	(ammort + gestione) /73.000	**€/t_{ss} 105,8**	**€/t_{ss} 109,4**

Tabella 3.35: Risultati della valutazione economica (impianto a due linee)

Analizzando quanto riportato in tabella emerge che in questo caso il costo di smaltimento varia da 105,8 a 109,4 €/t_{ss}.

GASSIFICAZIONE E PIROLISI

Nel presente capitolo vengono esaminate nel dettaglio le tecnologie innovative della gassificazione e della pirolisi. Per tali tecnologie viene riportato e discusso lo stato dell'arte, per la tecnologia della gassificazione viene riportato il modello predittivo creato e i test, su diversi materiali e con diverse ipotesi di funzionamento, effettuati. Infine vengono formulate indicazioni su possibili sviluppi futuri in particolare per ciò che riguarda il processo di pirolisi.

4.1 Stato dell'arte a livello internazionale e nazionale

L'applicazione ai rifiuti urbani di tecnologie alternative all'incenerimento tradizionale non ha trovato, fino ad oggi, a livello mondiale, una grande diffusione; fa eccezione il Giappone, dove è concentrata la quasi totalità degli impianti a tecnologia innovativa, per lo più basati sul processo di gassificazione e, in misura più ridotta, sulla pirolisi.

In altri paesi (in particolare USA, Regno Unito e Italia) solo di recente si sta considerando la possibilità di fare riscorso a tecnologie di trattamento termico alternative all'incenerimento per lo smaltimento dei rifiuti urbani, avviando studi che ne verifichino l'applicabilità alle specifiche realtà locali.

La tabella seguente riporta un elenco recente degli impianti a tecnologia innovativa che trattano rifiuti urbani [IPPC, 2006].

Location	Company (Technology)	Began Operation	Feedstock	Gasification/ Pyrolysis	Capacity	Syngas / Waste Heat Utilization
Kita-kyushu City (Shin-Moji), Jap	Nippon Steel	2007	MSW, Sludge	G	720 t/d	23.5 MW Power
Stuttgart, Arkansas, USA	Primenergy/Riceland	1996	Rice Hulls	G	600 t/d	Steam. Power
Kurashiki, Okayama Pref., Japan	Thermoselect/JFE	2005	MSW+Industrial	G	550 t/d	Fuel, Mizushima Works
Tokyo Rinki Recycle Power, Japan	Ebara	2006	Industrial Waste	G	550 t/d	23 MW Power
Narumi Clean System, Nagoya, Ja	Nippon Steel	2009	MSW	G	530 t/d	9 MW Power
Ibaraki City #1, Osaka Pref., Jap	Nippon Steel	1980	MSW/CFC Gas	G	450 t/d	5 MW Power
RER Aomori RE Recycling, Japan	Ebara	2001	Industrial Waste, ASR	G	450 t/d	17.8 MW Power
Yorii, Saltama Prefecture, Japan	Thermoselect/JFE	2006	MSW+Industrial	G	450 t/d	SNG for Steam Turbine
Kawaguchi City, Japan	Ebara	2002	MSW	G	420 t/d	12 MW Power
Toyohashi City, Japan	Mitsui R-21	2002	MSW	P	400 t/d	8.7 MW Power
Akita City, Akita Prefecture, Japa	Nippon Steel	2002	MSW, Sludge	G	400 t/d	8.5 MW Power
Oita City, Oita Pref., Japan	Nippon Steel	2003	MSW, Sludge	G	387 t/d	9.5 MW Power
Hamm, Germany	Techtrade	2002	MSW, Sewage Sludge	P	353 t/d	power generation
Chiba, Chiba Prefecture, Japan	Thermoselect/JFE	1999	Industrial Waste	G	330 t/d	Power for Steel Works
Kita-kyushu Eco Energy, Japan	Nippon Steel	2005	Industrial Waste, ASR	G	320 t/d	14 MW Power
Ibaraki #2, Osaka Pref., Japan	Nippon Steel	1996	MSW	G	300 t/d	3.3 MW Power
Ishhaya, Nagasaki Pref., Japan	Thermoselect/JFE	2005	MSW	G	300 t/d	SNG for Steam Turbine
Goyang City, Republic of Korea	Nippon Steel/Posco E&	2009	MSW	G	300 t/d	6 MW Power
Kagawa, Japan	Hitachi-Zosen	2004	MSW	G	300 t/d	Power Generation
Eco Valley, Utashinai City, Japan	Hitachi Metals	2004	MSW or ASW	Plasma	274 t/d	7.9 MW Steam Turbine
Koga Seibu, Japan	Mitsui R-21	2003	MSW	P	260 t/d	4.5 MW Power
Kazusa Clean System #2, Japan	Nippon Steel	2006	MSW, Sludge	G	250 t/d	5 MW Power
Ansbach, Germany	Thermoselect	2004	MSW	G	240 t/d	Power Generation
Yame Seibu, Japan	Mitsui R-21	2000	MSW	P	220 t/d	2.0 MW Power
Nishiiburi, Japan	Mitsui R-21	2003	MSW	P	210 t/d	2.0 MW Power
Nagareyama, Japan	Ebara	2004	MSW	G	207 t/d	3 MW Power
Izumo, Japan	Thide Environment	2003	MSW, Industiral & Sludge	P	70,000 t/y	Power Generation
Narashino City, Chiba Pref., Japar	Nippon Steel	2002	MSW, Sludge	G	201 t/d	2.4 MW Power

Location	Company (Technology)	Began Operation	Feedstock	Gasification/ Pyrolysis	Capacity	Syngas / Waste Heat Utilization
Itoshima Area, Fukuoka Pref., Jap	Nippon Steel	2000	MSW, Sludge, CFC gas	G	200 t/d	3 MW Power
Kazusa Clean System #1, Japan	Nippon Steel	2002	MSW, Sludge	G	200 t/d	3 MW Power
Yangsan City, Republic of Korea	Nippon Steel	2007	MSW	G	200 t/d	Hot Water Recovery
Ube City, Japan	Ebara	2002	MSW	G	198 t/d	4.1 MW Power
Sakata Area Clean Union, Japan	Ebara	2002	MSW	G	196 t/d	2 MW Power
Shiga Area Clean Union, Japan	Ebara	2007	MSW	G	180 t/d	3 MW Power
Lizuka City, Fukuoka Pref., Japan	Nippon Steel	1998	MSW, Sludge	G	180 t/d	1.2 MW Power
Tajimi City, Gifu Pref., Japan	Nippon Steel	2003	MSW, Sludge	G	170 t/d	2.0 MW Power
St. Joseph, Missouri, USA	Primenergy, Lifeline Foo	2006	Corn Fiber	G	168 t/d	Steam
Jonesboro, Arkansas, USA	Primenergy, Riceland	1997	Rice Hulls	G	168 t/d	Steam, Process Heat
Chuno Union, Japan	Ebara	2003	MSW	G	168 t/d	2 MW Power
Ishikawa, Japan	Hitachi-Zosen	2003	MSW	G	160 t/d	Power Generation
Genkai Environmental Union, Japa	Nippon Steel	2003	MSW, Sludge		160 t/d	2.4 MW Power
Kyoboku Regional, Japan	Mitsui R-21	2003	MSW	P	160 t/d	1.5 MW Power
Burgau, Germany	Technip/Waste Gen	1988	MSW, Sewage Sludge	P	154 t/d	power generation
Ibaraki #3, Osaka Pref., Japan	Nippon Steel	1999	MSW	G	150 t/d	1.7 MW Power
Nara, Japan	Hitachi-Zosen	2001	MSW	G	150 t/d	Power Generation
Shimada City, Shizuoka Pref., Jap	Nippon Steel	2006	MSW, Sludge	G	148 t/d	2.0 MW Power
Mutsu, Aomori Prefecture, Japan	Thermoselect/Mitsubisl Materials/JFE Sub-License	2003	MSW	G	140 t/d	SNG for Steam Turbine
Hata Regional Municipalities, Japa	Nippon Steel	2002	MSW, Sludge	G	140 t/d	1.8 MW Power
Ebetsu City, Japan	Mitsui R-21	2002	MSW	P	140 t/d	2.0 MW Power
Fukuroi City, Shizuoka Pref., Japa	Nippon Steel	2008	MSW	G	132 t/d	1.7 MW Power
Toyokawa Hoi Health Union, Japa	Nippon Steel	2003	MSW, Sludge	G	130 t/d	1.85 MW Power
Kagawa Prefecture #1, Japan	Nippon Steel	1997	MSW	G	130 t/d	1.6 MW Power
Trenton, Ontario, Canada	TRI/Norampac	2006	Black Liquor Solids	G	127 t/d	Steam
Arras, France	Thide Environment	2004	Household Wastes	P	40,000 t/y	Industrial Steam

Location	Company (Technology)	Began Operation	Feedstock	Gasification/ Pyrolysis	Capacity	Syngas / Waste Heat Utilization
Iryu Health Facilities Adm., Japan	Nippon Steel	1997	MSW	G	120 t/d	1.1 MW Power
Niigata City, Niigata Pref., Japan	Nippon Steel	2002	SW, Sludge, Landfill Wast	G	120 t/d	1.5 MW Power
Tokushima, Tokushia Pref., Japan	Thermoselect/JFE	2005	MSW	G	120 t/d	SNG for Steam Turbine
Nippon Steel, Nogoya Works, Jap	Nippon Steel	2006	Industrial Waste, ASR	G	120 t/d	Internal Steam Supply
Kamaishi City, Iwate Pref., Japan	Nippon Steel	1979	MSW/CFC Gas	G	100 t/d	Hot Water Recovery
Takizawa Village, Iwate Pref., Jap	Nippon Steel	2002	MSW	G	100 t/d	1.2 MW Power
Ottawa, Ontario, Canada	Plasco Energy	2008	MSW	Plasma	100 t/d	Power Generation
Izumi, Osaka Pref., Japan	Thermoselect/Kyokoto	2005	Industrial Waste	G	95 t/d	SNG for Steam Turbine
Minami-Shinshu, Japan	Ebara	2003	MSW	G	93 t/d	.8 MW Power
Seino Environmental, Japan	Nippon Steel	2004	MSW	G	90 t/d	Hot Water Recovery
Kameyama City, Mie Pref., Japan	Nippon Steel	2000	MSW, Landfill Waste	G	80 t/d	1.25 MW Power
Dalton, Georgia, USA	Primenergy, Shaw Carp	2006	Carpet Residues	G	80 t/d	Steam
Singapore	Entech Renewable Ene	1997	Food Processing Wastes	P	72 t/d	4.0 MWt (as Steam)
Kagawa Prefecture #2, Japan	Nippon Steel	2002	MSW	G	65 t/d	1.1 MW Power
Honshu, Yamagata Pref., Japan	Thermoselect/JFE	2007	wood chips	G	65 t/d	Power Generation
Korea	Entech Renewable Ene	2006	MSW	P	60 t/d	Power Generation
Hong Kong	Entech Renewable Ene	1990	MSW	P	58 t/d	Power Generation
Nagasaki, Japan	Hitachi-Zosen	2003	MSW	G	58 t/d	Power Generation
Heffley Creek, British Columbia	Nexterra	2006	Hog Fuel (Wood Residues)	G	27,600 t/y	Synthetic Natural Gas
Aalen, Germany	PKA	2001	MSW	P/G	27,000 t/y	SNG as energy source
Genting/Sri Layang, Malaysia	Entech Renewable Ene	1998	MSW (WDF)	P	60 t/d	6.9 MWt
Westbury, Canada	Enerkem	2008	creosoted urban wood	G	40 t/d	Ethanol
P.N.G.	Entech Renewable Ene	2003	MSW	P	40 t/d	Power Generation
Romoland, California, USA	IES	2007	MSW	P	40 t/d	SNG as energy source
Gifu, Japan	Hitachi-Zosen	1998	MSW	G	33 t/d	Power Generation
Geochang, South Korea	OE Gasification	2007	Curbside MSW	G	30 t/d	Steam or Hot Water
Chung Gung Municipality, Taiwan	Entech Renewable Ene	1991	MSW	P	30 t/d	2.3 MWt (Steam)

Location	Company (Technology)	Began Operation	Feedstock	Gasification/ Pyrolysis	Capacity	Syngas / Waste Heat Utilization
Korea	Entech Renewable Ene	2003	MSW	P	30 t/d	Power Generation
Bristol, United Kingdom	Compact Power	2002	Clinical & Special Waste	P/G	9,000 t/y	Heat for Autoclave
Richland, Washington, USA	InEnTech, LLC	2005	MSW	Plasma	25 t/d	SNG for biofuels, etc.
Bosung II, South Korea	OE Gasification	2006	Curbside MSW	G	25 t/d	Steam or Hot Water
Heanam, South Korea	OE Gasification	2003	Curbside MSW	G	25 t/d	Steam or Hot Water
Gangjin, South Korea	OE Gasification	2006	Curbside MSW	G	25 t/d	Steam or Hot Water
Mihama-Mikata, Japan	Hitachi Metals	2002	MSW and sewage sludge	Plasma	25 t/d	Hot Water for Heating
Global Plasma, Inc., Taiwan	InEnTech, LLC	2005	Medical & Industrial Waste	Plasma	25 t/d	Power Generation
Bosung I, South Korea	OE Gasification	2001	Curbside MSW	G	20 t/d	Steam or Hot Water
Pyungshan, South Korea	OE Gasification	2007	Curbside MSW	G	20 t/d	Steam or Hot Water
Hapchon, South Korea	OE Gasification	2007	Curbside MSW	G	20 t/d	Steam or Hot Water
Wiggins, Mississippi, USA	Intrinergy	2007	Chipped Wood Residues	G		Steam
Vancouver, British Columbia	Nexterra	2009	Urban Wood Residues	G	3,000 t/y	Heat & Hot Water
Australia	Entech Renewable Ene	1996	MSW (WDF)	P	15 t/d	Power Generation
Indonesia	Entech Renewable Ene	1998	MSW (WDF)	P	15 t/d	Power Generation
Chung Gung Municipality, Taiwan	Entech Renewable Ene	1992	MSW (WDF)	P	15 t/d	2.3 MWt (Steam)
Broomfield, Colorado	Range Fuels	2006	Timber & Forest Residues	G	5 t/d	Ethanol
Sherbrooke, Quebec, Canada	Enerkem	2003	MSW pellets	G	5 t/d	Ethanol
Scinopharm Corporation, Taiwan	Entech Renewable Ene	2002	harmaceutical Prod. Wast	P	15 t/d	3.5 MWt
Fayetteville, Arkansas, USA	INEOS Bio Pilot Plant	2003	MSW, wood waste, etc.	G	1.5 t/d	Ethanol
Poland	Entech Renewable Ene	2004	iohazardous Waste (WDF	P	3.5 t/d	5.6 MWt
Broomfield, Colorado	Range Fuels	2006	Timber & Forest Residues	G	5 t/d	Ethanol
Sherbrooke, Quebec, Canada	Enerkem	2003	MSW pellets	G	5 t/d	Ethanol
Scinopharm Corporation, Taiwan	Entech Renewable Ene	2002	harmaceutical Prod. Wast	P	15 t/d	3.5 MWt
Fayetteville, Arkansas, USA	INEOS Bio Pilot Plant	2003	MSW, wood waste, etc.	G	1.5 t/d	Ethanol
Poland	Entech Renewable Ene	2004	iohazardous Waste (WDF	P	3.5 t/d	5.6 MWt

Tabella 4.1: Impianti di trattamento termico dei rifiuti urbani basati su tecnologia alternativa all'incenerimento [IPPC, 2006]

Il Giappone è stato il primo paese a realizzare impianti di gassificazione su scala industriale alimentati con rifiuti solidi urbani o con particolari categorie di rifiuti speciali, come i residui della rottamazione delle auto (car fluff). Nel 2007 risultavano operativi in Giappone 85 impianti di gassificazione (oltre 4.000.000 t/a), con una potenzialità media di circa 200 t/g e con impianti in grado di trattare fino a 720 t/g.

La Nippon Steel ha realizzato, a partire dal 1979, 28 impianti di gassificazione ad alta temperatura (fino a 1.800°C) e vetrificazione delle scorie, con potenzialità compresa tra 25.000 e 200.000 t/anno.

Gli impianti in esercizio hanno dimostrato una buona affidabilità tecnologica ed ambientale, soprattutto per le dimensioni medie (alle quali si adattano con maggiore difficoltà i termovalorizzatori operanti mediante combustione diretta) e per specifici bacini di utenza, come aree con peculiari attività industriali.

Le configurazioni impiantistiche diffuse in Giappone si distinguono sostanzialmente in:

- processo di gassificazione con fornace verticale e vetrificazione delle scorie (Nippon Steel, JFE NKK, Kawasaki HI, Sumitomo);
- processo di gassificazione con reattore a letto fluido (Ebara, Kobelco Eco Solutions, Hitachi Zosen, Kawasaki HI);
- processo pirolitico con forno rotante (Mitsui, Takuma, Babcock Hitachi, Mitsubishi HI, IHI);
- processo di pirolisi e gassificazione ad alta temperatura (Thermoselect, JFE);
- gassificazione tramite torcia al plasma (Hitachi Metals).

La tabella sottostante, che riporta i 10 più grandi impianti di gassificazione/pirolisi di rifiuti al mondo, mostra come la presenza di impianti di taglia medio – grande sia concentrata quasi esclusivamente in Giappone.

Luogo	Potenzialità [t/a]	Processo	Data di avviamento	Tecnologia
SVZ, Germania	250.000	Envirotherm BGL	2001	Gassificazione + fusione scorie
Shin Moji, Kitakyushu City, Giappone	220.000	Nippon Steel	2007	Gassificazione + fusione scorie
Ibaraki, Giappone	135.000	Nippon Steel	1980	Gassificazione + fusione scorie
Aomori, Giappone	135.000	Ebara	2001	Gassificazione + combustione + fusione
Kawaguchi, Giappone	125.000	Ebara	2002	Gassificazione + combustione + fusione
Toyohashi, Giappone	108.000	Mitsui	2002	Pirolisi + combustione + fusione
Akita, Giappone	120.000	Nippon Steel	2002	Gassificazione + fusione scorie
Oita, Giappone	115.000	Nippon Steel	2003	Gassificazione + fusione scorie
Chiba, Giappone	100.000	Thermoselect	2002	Gassificazione + fusione
Hamm, Giappone	100.000	Techtrade	2002	Pirolisi + combustione

Tabella 4.2: I 10 maggiori impianti di gassificazione/pirolisi al mondo[ATO-R, 2006]

In Giappone si trovano inoltre due dei tre impianti esistenti al mondo che smaltiscono rifiuti urbani attraverso il processo della torcia al plasma:

- l'impianto di Utashinai costruito dalla Hitachi Metals attivo dal 2002, tratta circa 300 t/giorno di rifiuti urbani e car fluff (alimentati in rapporto 1:1) con una produzione di energia elettrica complessiva di 0,934 MWh/t, di cui 0,508 MWh/t ceduti alla rete elettrica nazionale;
- l'impianto di Mihama-Mikata, anch'esso realizzato dalla Hitachi Metals e attivo dal 2002, tratta 24 t/giorno di rifiuti urbani e 4 t/giorno di fanghi di depurazione di acque reflue; non produce, date le dimensioni, energia elettrica da syngas ma vapore e acqua calda.
- il terzo impianto è quello dimostrativo di Ottawa (Canada) della Plasco Energy Group, entrato in funzione nel luglio 2007; esso presenta al momento problemi di affidabilità come facilmente verificabile dai report mensili di funzionamento. Tali problemi sono da attribuirsi al tentativo di trattare i rifiuti urbani tal quali, come richiesto dalla municipalità di Ottawa, garantendo la regolarità dell'alimentazione. Il problema potrebbe essere recuperato, secondo il parere dei tecnici gestori, alimentando CDR con un pci prossimo a 12 MJ/kg [Tornavacca A. et al., 2009]. Nel 2008 l'impianto ha trattato complessivamente circa 1.400 t di rifiuti [Plasco Energy Group, 2009] e nei primi 8 mesi del 2009 ha trattato mediamente 41,5 t/giorno di rifiuti urbani a fronte delle 75 t/giorno previste [De Stefanis P., 2009].

Nel panorama europeo esistono alcune significative applicazioni industriali di tecnologie innovative.

In particolare per quanto riguarda la tecnologia della gassificazione vanno segnalati:

- i 7 impianti di gassificazione di rifiuti urbani di Energos (5 dei quali in Norvegia): si tratta di impianti di taglia medio-piccola (10.000 – 75.000 t/anno) basati sulla tecnologia della gassificazione su griglia; il primo di tali impianti è entrato in funzione nel 1997;
- l'impianto di gassificazione della Lurgi-Envirotherm di SVZ a Schwarze Pumpe in Germania che è in grado di trattare una miscela combustibile di particolari caratteristiche (dimensioni di circa 20x80 mm) ad alto potere calorifico, costituita mediamente dal 20-25% di carbone, 45% di CDR in pellets, 10% di plastica, 10% di legno, 10% di catrame e fanghi in pellets con efficienze di produzione dell'energia elettrica dichiarate del 46,6%.

Sul fronte della pirolisi vanno segnalati:

- l'impianto di Arras, Francia, della Thide Environment, entrato in esercizio nella primavera 2004; con una capacità teorica di 50.000 t/anno l'impianto non è riuscito di fatto a trattare più di 15.000 t/anno e ha cessato definitivamente l'attività nel gennaio 2009;
- gli impianti della Techtrade in Germania: Hamm – Uentrop attivo dal 2002 tratta 100.000 t/anno di rifiuti ad alto potere calorifico (18 MJ/kg) provenienti da raccolta differenziata e da attività commerciali ed industriali ed è asservito alla locale elettrica a carbone; l'impianto di Burgau che tratta rifiuti solidi urbani, con una potenzialità di 40.000 t/anno, attivo dal 1987.

Per quanto riguarda il panorama italiano, fatta eccezione per il gassificatore di Roma Malagrotta, non esistono al momento impianti di smaltimento di rifiuti urbani basati su tecnologie innovative. Le applicazioni di tali tecnologie si basano essenzialmente su impianti di piccola taglia sviluppati e ingegnerizzati per trattare specifiche tipologie di rifiuti, quali ad esempio scarti di cartiera, pneumatici, plastiche, biomasse (scarti vegetali, legno, sansa di olive, ecc.).

In tabella 4.3 si riporta un elenco, probabilmente non esaustivo, di questi impianti risalente al 2001.

Località	Stato	Sviluppo	Rifiuti trattati	Tecnologia	Potenzialità [t/a]
Villa Santina (UD)	Inattivo	Pilota	Gassificatore statico	CDR, RPM	n.d.
Sedegliano (UD)	In progettazione	Dimostrativo	Pirolisi +	RI	25.000

Località	Stato	Sviluppo	Rifiuti trattati	Tecnologia	Potenzialità [t/a]
			gassificazione		
Montebelluna (TV)	In progettazione	Commerciale	Torcia al plasma	Fraz. Secca, CDR	115.000
Dueville (VI)	In progettazione	Commerciale	Torcia al plasma	CDR, RS	92.000
Vicenza	n.d.	Dimostrativo	Gassificatore statico	Carbone, CDR	n.d.
Fornovo S.G. (BG)	Operativo	Pilota	Gassificazione	PFU, CDR, RS	0,4 t/h
Cascina (PI)	In costruzione	Commerciale	Gassificatore a letto fluido	Biomasse	50.000
Terni	Operativo	Commerciale	Pirolisi	Biomasse	28.500
Roma	In fase di avvio	Commerciale	Gassificazione	CDR	190.000
Brindisi	In progettazione	Commerciale	Torcia al plasma	RU trattati	125.000
Rossano Calabro (CS)	In costruzione	Commerciale	Gassificazione	Sanse esauste	35.000
Torregrande (OR)	Operativo	Commerciale	Pirolisi	ROS, RS	15.000
Siniscola (NU)	In progettazione	Commerciale	Torcia al plasma	RS/RI	50.000
RU = rifiuti urbani; CDR = combustibili da rifiuti; PFU = pneumatici fuori uso; RS = rifiuti speciali; ROS = rifiuti di origine sanitaria; RI = rifiuti industriali; RPM = rifiuti di plastiche miste; n.d. = non determinato					

Tabella 4.3: Impianti di gassificazione e pirolisi presenti in Italia nel 2001[ATO-R, 2006]

Nell'agosto 2008 è stata avviata la prima delle tre linee del gassificatore di Roma Malagrotta, basato su tecnologia derivata dall'iniziale brevetto Thermoselect, con una potenzialità di 500 t/g di CDR.

Nel processo di gassificazione in funzione a Malagrotta il CDR viene introdotto in un reattore dotato di bruciatori e lance ad ossigeno, che consentono di raggiungere temperature superiori a 1.600 °C nella zona inferiore, e a 1.200 °C nella parte superiore. Per effetto dell'elevata temperatura e dell'addizione controllata di ossigeno, il CDR viene trasformato in syngas, avente pci medio-basso (9 MJ/Nm^3), con la formazione di un residuo solido vetrificato. Segue quindi un complesso trattamento depurativo del syngas, prima del suo recupero energetico in sistemi ad alto rendimento, con una serie di potenziali vantaggi, così riassumibili:

- riduzione delle problematiche gestionali (corrosione, sporcamento, erosione nel generatore di vapore);
- rimozione, prima del processo di combustione, di sostanze inquinanti (HCl, polveri fini, SO_2);
- ridimensionamento dei sistemi di depurazione fumi.

Dall'avvio del gassificatore (4 agosto 2008) è passato più di un anno. Il COLARI (Consorzio Laziale Rifiuti), gestore dell'impianto, ha scelto di non fornire risultati, analisi o dati inerenti il periodo di esercizio provvisorio.

4.2 Elaborazioni svolte

A differenza di quanto fatto e riportato in precedenza relativamente alla tecnologia della combustione diretta in impianti di incenerimento per la tecnologia della gassificazione si è deciso di studiare per via analitica il processo mettendo a punto un modello predittivo di calcolo per mezzo del quale è possibile stimare la produzione (da un punto di vista quali – quantitativo) del syngas e il rendimento del processo stesso.

Tale scelta è basata sull'evidenza che mentre il processo di incenerimento è un processo maturo e consolidato, il processo di gassificazione, almeno per ciò che riguarda la sua applicazione alla matrice rifiuto, non è ancora ben consolidato.

Il modello messo a punto si basa, come meglio esplicitato nel seguito, su una serie di bilanci di massa, di energia e sugli equilibri chimici che regolano il processo stesso.

Il modello così definito è stato testato su un'alimentazione costituita da RSU residuale alla raccolta differenziata e su un'alimentazione costituita da CDR.

Il modello di calcolo è stato inoltre testato considerando come agente gassificante in ingresso aria, aria arricchita con ossigeno (considerando due diversi livelli di arricchimento), aria arricchita con anidride carbonica (considerando due diversi livelli di arricchimento) ed aria arricchita con vapore (anche in questo caso si sono considerati due diversi livelli di arricchimento).

4.3 Modello predittivo del processo di gassificazione

Il processo di gassificazione è stato ampiamente studiato mediante elaborazione dei bilanci di energia e di materia nonché degli equilibri che stanno alla base del processo stesso. In questo modo si è costruito, come brevemente anticipato in precedenza, un modello atto alla simulazione del processo stesso. Mediante tale modello è possibile prevedere il volume del syngas, la sua composizione ed il rendimento del processo di gassificazione. Il modello costruito è stato applicato, al fine di validarne l'affidabilità, sia ad un'alimentazione costituita da RSU sia ad un'alimentazione costituita da CDR.

Nel seguito si riporta la composizione merceologica media di un RSU e di un CDR tipica del nord Italia.

Per ciò che riguarda il RSU tale composizione risulta essere la seguente:

Frazione merceologica	Percentuale (%)
Carta	32
Tessile	5
Legno	1
Plastica	19
Vetro e inerti	12
Metalli	3
Materiale organico	24
Sottovaglio	5

Tabella 4.4: Composizione merceologica del rifiuto solido urbano

Il potere calorifico medio di tale rifiuto risulta (calcolato mediante bilanci di massa e di energia) pari a 11,5 MJ/kg.

Il CDR si ottiene dal rifiuto tal quale mediante trattamenti meccanici. Nella tabella sottostante è riportata la composizione merceologica media del CDR ipotizzando semplicemente, partendo dalla composizione del tal quale sopra riportata, di effettuare una separazione meccanica della frazione secca e della frazione umida.

Frazione merceologica	Percentuale (%)
Carta	48
Tessile	9
Legno	2
Plastica	29
Vetro e inerti	2
Metalli	2
Materiale organico	2

Frazione merceologica	Percentuale (%)
Sottovaglio	8

Tabella 4.5: caratteristiche merceologiche del combustibile derivato da rifiuto

In questo caso il potere calorifico medio risulta (calcolato mediante bilanci di materia e di energia) pari a 15 MJ/kg.

Le principali assunzioni alla base del modello costruito sono le seguenti:

- il reattore è considerato perfettamente adiabatico;
- il residuo solido che deriva dal processo di gassificazione è costituito solo da materiale inerte;
- l'azoto contenuto nel rifiuto è considerato un inerte;
- lo zolfo è trascurato;
- la formazione di NO_x è trascurata nei bilanci termici;
- la presenza di materiale condensato (tar) nel syngas è trascurata.

4.3.1 Stesura del modello

La camera di gassificazione può essere rappresentata come un sistema in cui entrano aria, in quantità inferiore rispetto al quantitativo stechiometrico, e rifiuti ed escono syngas e scorie (Fig. 4.1).

Il syngas viene quindi inviato a un combustore destinato al recupero energetico.

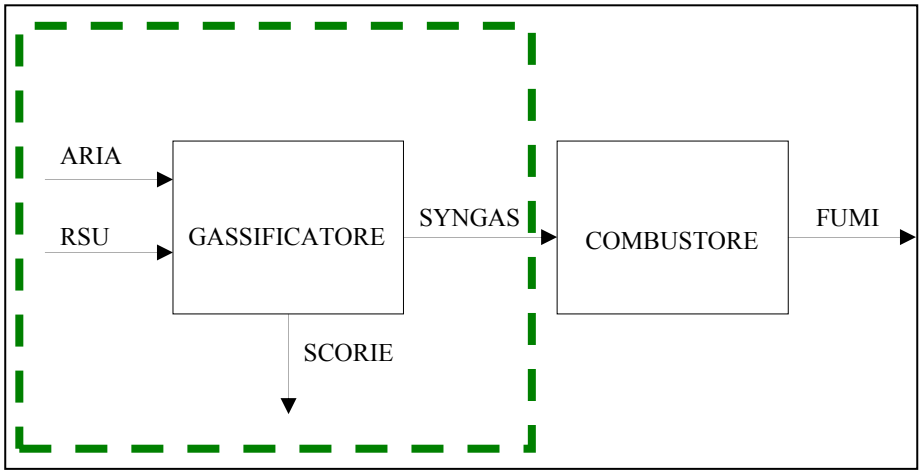


Fig. 4.1: Rappresentazione schematica di un impianto di gassificazione

Nel caso in oggetto i flussi in ingresso si conoscono sia qualitativamente che quantitativamente, vogliamo quindi definire i processi che si sviluppano all'interno del reattore e caratterizzare i flussi in uscita.

Per poter quantificare ciò che avviene all'interno della camera di gassificazione occorre impostare un sistema di equazioni che tenga conto dei bilanci di massa e di energia e degli equilibri chimici.

Le incognite che consideriamo sono sei e rappresentano le quantità di monossido di carbonio, anidride carbonica, metano, idrogeno e acqua che troviamo nel syngas in uscita, nonché la quantità di ossigeno presente nell'aria in ingresso (Tabella 4.6).

Tutti questi valori sono espressi in g/gRSU.

α	CO
β	CO_2
γ	CH_4
δ	H_2
ε	H_2O
φ	O_2

Tabella 4.6: Incognite del sistema

L'elaborazione si riferisce ad una temperatura scelta di 800°C (1.073,15K).

Il bilancio di energia risulta dalla seguente equazione:

$$p.c.i._{RSU} = p.c.i._{CO} \cdot \frac{\alpha}{PM_{CO}} + p.c.i._{CH_4} \cdot \frac{\gamma}{PM_{CH_4}} + p.c.i._{H_2} \cdot \frac{\delta}{PM_{H_2}} + \left[cp_{CO} \cdot \alpha + \right.$$

$$+ cp_{CO_2} \cdot \beta + cp_{CH_4} \cdot \gamma + cp_{H_2} \cdot \delta + cp_{H_2O} \cdot \varepsilon + cp_{ceneri} \cdot \%ceneri + cp_{N_2} \cdot \frac{N_2}{O_2} \cdot \varphi +$$

$$\left. + cp_{S_2} \cdot \%S_2 \right] \cdot T$$

Per quanto riguarda i bilanci di massa ne scriviamo tre, relativi all'ossigeno, al carbonio e all'idrogeno.

Il bilancio di massa dell'ossigeno compara la quota che troviamo nel syngas in uscita con l'ossigeno dell'aria in ingresso e quello presente nei rifiuti.

$$\frac{PM_O}{PM_{CO}} \cdot \alpha + \frac{PM_{O_2}}{PM_{CO_2}} \cdot \beta + \frac{PM_O}{PM_{H_2O}} \cdot \varepsilon = \%O_2 + \varphi + \frac{PM_O}{PM_{H_2O}} \cdot \%H_2O$$

Lo stesso discorso vale per il carbonio, con l'unica differenza che, in questo caso, consideriamo l'aria in ingresso costituita solamente da ossigeno e azoto, quindi priva di anidride carbonica e, di conseguenza, di carbonio.

$$\frac{PM_C}{PM_{CO}} \cdot \alpha + \frac{PM_C}{PM_{CO_2}} \cdot \beta + \frac{PM_C}{PM_{CH_4}} \cdot \gamma = \%C$$

Il bilancio di massa dell'idrogeno si struttura con le stesse modalità del bilancio del carbonio.

$$\frac{2 \cdot PM_{H_2}}{PM_{CH_4}} \cdot \gamma + \delta + \frac{PM_{H_2}}{PM_{H_2O}} \cdot \varepsilon = \%H_2 + \frac{PM_{H_2}}{PM_{H_2O}} \cdot \%H_2O$$

Le reazioni chimiche principali che governano il processo sono essenzialmente due: la reazione di conversione del gas d'acqua (reazione 1) e la reazione di metanazione (reazione 2).

$$CO + H_2O \longleftrightarrow CO_2 + H_2$$
$$CH_4 + H_2O \longleftrightarrow CO + 3H_2$$

Le costanti di equilibrio delle due reazioni si ricavano con la seguente formula che permette di trovare la costante corretta per una determinata temperatura espressa in K.

$$\log K = A + \frac{B}{T} + C \cdot \log T + D \cdot T + E \cdot T^2$$

I valori delle costanti A, B, C, D e T per le due reazioni si trovano in letteratura (Tabella 4.7).

	Reazione 1	Reazione 2
A	-8,00	-18,98
B	2.456,62	-9.520,57
C	1,98	10,91
D	$-0{,}33 \cdot 10^{-3}$	$-0{,}32 \cdot 10^{-2}$
E	$0{,}56 \cdot 10^{-7}$	$0{,}36 \cdot 10^{-6}$

Tabella 4.7: Valori numerici per il calcolo delle costanti di equilibrio

Applicando le costanti ai due casi di interesse si ottengono i seguenti valori.

$$K_{P1} = 1{,}0207$$

$$K_{P2} = 155{,}6159$$

Trattandosi di sostanze allo stato gassoso, gli equilibri chimici possono essere espressi in funzione delle concentrazioni o delle pressioni parziali dei reagenti e dei prodotti.

$$K_{C1} = K_{P1} = \frac{[H_2] \cdot [CO_2]}{[CO] \cdot [H_2O]} = \frac{[p_{H_2}] \cdot [p_{CO_2}]}{[p_{CO}] \cdot [p_{H_2O}]} = 1{,}02$$

$$K_{P2} = \frac{[p_{CO}] \cdot [p_{H_2}]^3}{[p_{CH_4}] \cdot [p_{H_2O}]} = 155{,}62 bar^2$$

Dobbiamo tenere conto del fatto che la K_C e la K_P si equivalgono soltanto nel caso in cui sono adimensionali, ipotesi che si verifica solo per la reazione 1.

$$K_{C1} = \frac{\frac{\delta}{PM_{H_2}} \cdot \frac{\beta}{PM_{CO_2}}}{\frac{\alpha}{PM_{CO}} \cdot \frac{\varepsilon}{PM_{H_2O}}} = 1{,}02$$

$$K_{C2} = \frac{\frac{\alpha}{PM_{CO}} \cdot \left(\frac{\delta}{PM_{H_2}}\right)^3}{\frac{\gamma}{PM_{CH_4}} \cdot \frac{\varepsilon}{PM_{H_2O}}} = K_{P2} \cdot \left(\frac{1}{R \cdot T}\right)^2$$

Per poter risolvere quest'ultima equazione dobbiamo tenere conto dell'equazione di stato dei gas perfetti.

$$p \cdot V = n \cdot R \cdot T$$

L'equazione di stato dei gas perfetti può essere riscritta usando al posto di n la massa del gas e il peso molecolare.

$$p \cdot V = \frac{m}{PM} \cdot R \cdot T$$

Da qui possiamo ricavare una concentrazione:

$$C = \frac{m}{PM \cdot V} = \frac{p}{R \cdot T}$$

Le incognite del sistema sono espresse come la massa di una sostanza sulla massa di 1kg di rifiuto, possiamo quindi definire ognuna di esse nel modo seguente.

$$\alpha = \frac{m}{m_{syngas}} = \frac{n \cdot m}{V_{syngas}} \cdot \frac{V_{syngas}}{m_{RSU}} = C \cdot PM \cdot \frac{V_{syngas}}{m_{RSU}}$$

In questo modo è possibile definite la K_{C2}.

$$K_{C2} = \frac{[p_{CO}] \cdot [p_{H_2}]^3}{[p_{CH_4}] \cdot [p_{H_2O}]} \cdot \left(\frac{1}{\sum \frac{m_{RSU}}{V_{syngas}} R \cdot T}\right)^2$$

La soluzione di questo calcolo risulta essere molto complessa. Per ovviare a tale problema si è risolto il sistema per iterazioni, attribuendo dei valori ipotetici alla sommatoria dei rapporti tra massa e volume e verificando che l'inverso del volume di syngas che si ottiene per ogni kg di rifiuto sia uguale (cioè verificando la convergenza del risultato).

Il rapporto tra il volume del syngas e la massa di rifiuti può ragionevolmente assumere i valori presenti nella Tabella 4.8.

	V_{syngas}/m_{RSU}
Nm^3/kg	2
	2,5
	3
	3,5
	4
	4,5
	5

Tabella 4.8: Possibili valori del rapporto tra volume del syngas e massa dei rifiuti

Dopo quattro tentativi si è ottenuto come valore di convergenza 4 Nm^3/kg.

$$K_{C2} = 155{,}62 bar^2 \cdot \left(\frac{1 atm}{1{,}01325 bar} \right)^2 \cdot \left(\frac{1}{0{,}08 \frac{l \cdot atm}{K \cdot mol} \cdot 1.073{,}15 K \cdot \frac{1}{4 \frac{l}{g}}} \right) = 0{,}48 \frac{mol^2}{g^2}$$

Il bilancio di energia, i bilanci di massa e gli equilibri chimici ci forniscono sei equazioni tramite le quali possiamo trovare le sei incognite che ci interessano mediante risoluzione del sistema stesso.

4.3.1.1 Calcolo del rendimento di gassificazione

Il rendimento di gassificazione è dato dal rapporto tra il potere calorifico del syngas e il potere calorifico inferiore dei rifiuti in ingresso all'impianto. Il potere calorifico del syngas si calcola sommando i poteri calorifici inferiori del monossido di carbonio, del metano e dell'idrogeno, ognuno moltiplicato per la percentuale di sostanza presente sulla totalità del syngas.

A questo proposito occorre calcolare la percentuale delle diverse sostanze nel syngas in uscita (Tabella 4.9).

	%
CO	7,51
CO_2	11,34
CH_4	0,0019
H_2	7,21
H_2O	10,67
N_2	63,26
TOT	100

Tabella 4.9: Composizione del syngas prodotto da 1kg di rifiuti in percentuale

$$p.c.i._{gas} \left[\frac{kJ}{Nm^3} \right] = \frac{p.c.i._{gas} \left[\frac{kJ}{mol} \right] \cdot 1.000 \frac{l}{Nm^3} \cdot \%gas}{22{,}4 \frac{l}{mol}}$$

	p.c.i. kJ/Nm^3
H_2	777,78
CO	948,49
CH_4	0,68
TOT FUMI	1.726,96

Tabella 4.10: Potere calorifico inferiore dei fumi

Calcoliamo quindi il contributo di ogni gas alla quota di calore sensibile (Tabella 4.11).

$$Calore\,sensibile_{gas} = \frac{cp_{gas} \cdot PM_{gas} \cdot T \cdot \%gas}{22{,}4l \cdot \frac{1Nm^3}{1.000l}} \cdot \frac{1kg}{1.000g}$$

	Calore sensibile kJ/Nm^3
H_2	75,43
CO	83,32
CO_2	193,42
CH_4	0,04
H_2O	142,33
N_2	693,94
TOT FUMI	1.029,70

Tabella 4.11: Calore sensibile del syngas

Il potere calorifico inferiore e il calore sensibile così calcolati si riferiscono ad 1Nm^3 di syngas, per poter calcolare il rendimento di gassificazione di 1kg di rifiuti dobbiamo tenere conto del volume totale di syngas che esce dal gassificatore.

$$\eta = \frac{p.c.i._{syngas} \cdot V_{syngas}}{p.c.i._{RSU}}$$

Il risultato ottenuto ci indica che il rendimento di gassificazione a 800°C è pari al 59%.

4.3.1.2 Analisi di sensitività al variare della temperatura

Utilizzando lo stesso metodo adottato nel paragrafo precedente, calcoliamo le soluzioni del sistema al variare della temperatura tra 800°C e 1200°C con passo di 100°C. La prima cosa che varia sono le costanti di equilibrio delle reazioni chimiche che entrano in gioco nel processo di gassificazione (Tabella 4.12).

		°C				
		800	**900**	**1.000**	**1.100**	**1.200**
-	**K_{C1}**	1,02	0,74	0,57	0,46	0,38
mol^2/g^2	**K_{C2}**	0,48	3,29	21,01	83,09	333,81

Tabella 4.12: Costanti di equilibrio al variare della temperatura

Anche il calore specifico varia con la temperatura, consideriamo costanti solo i calori specifici dello zolfo e delle ceneri per mancanza di dati sufficienti (Tabella 4.13).

	°C				
	800	**900**	**1.000**	**1.100**	**1.200**
	kJ/kg°C				
CO	1,11	1,12	1,13	1,14	1,15
CO_2	1,09	1,10	1,12	1,14	1,15
CH_4	3,49	3,64	3,77	3,89	4,00
H_2	14,64	14,71	14,78	14,85	14,93
H_2O	2,08	2,11	2,14	2,18	2,21
O_2	1,02	1,03	1,04	1,04	1,05
N_2	1,10	1,11	1,12	1,13	1,14
S_2	0,71	0,71	0,71	0,71	0,71
Ceneri	1,04	1,04	1,04	1,04	1,04

Tabella 4.13: Calori specifici al variare della temperatura

Ne consegue da tutto ciò che anche le soluzioni del sistema sono diverse (Tabella 4.14), così come la composizione del syngas in uscita e il volume d'aria in ingresso (Tabella 4.15).

			°C				
			800	**900**	**1.000**	**1.100**	**1.200**
kg/kg di rifiuto	**α**	**CO**	0,381	0,365	0,335	0,289	0,226
	β	**CO_2**	0,904	0,929	0,977	1,049	1,148
	γ	**CH_4**	$5{,}500\cdot10^{-5}$	$7{,}100\cdot10^{-6}$	$6{,}400\cdot10^{-6}$	$6{,}000\cdot10^{-7}$	$3{,}300\cdot10^{-6}$
	δ	**H_2**	0,026	0,020	0,015	0,010	0,006
	ε	**H_20**	0,348	0,400	0,446	0,486	0,521
	φ	**O_2**	0,853	0,909	0,967	1,029	1,096

Tabella 4.14: Soluzione del sistema al variare della temperatura

		°C				
		800	**900**	**1.000**	**1.100**	**1.200**
Nm^3/kg di rifiuto	**CO**	0,305	0,292	0,268	0,231	0,181
	CO_2	0,461	0,473	0,498	0,535	0,585
	CH_4	$7{,}71\cdot10^{-5}$	$9{,}900\cdot10^{-6}$	$9{,}000\cdot10^{-6}$	$9{,}000\cdot10^{-7}$	$4{,}600\cdot10^{-6}$
	H_2	0,293	0,228	0,170	0,120	0,077
	H_2O	0,433	0,498	0,556	0,606	0,649
	N_2	2,571	2,737	2,913	3,101	3,302
	O_2	0,598	0,637	0,678	0,721	0,768
	V FUMI	4,064	4,231	4,407	4,594	4,795
	V ARIA	3,169	3,374	3,591	3,823	4,070

Tabella 4.15: Composizione di syngas e aria al variare della temperatura

Valutiamo come cambia il rendimento di gassificazione al variare della temperatura.

Sia il potere calorifico del syngas sia il calore sensibile sono diversi in quanto all'aumentare della temperatura cambia la composizione del syngas in uscita, di conseguenza sarà differente anche il contenuto termico (Tabella 4.16).

		°C				
		800	**900**	**1.000**	**1.100**	**1.200**
kJ/Nm^3	**p.c.i.**	1.726,957	1.456,433	1.187,461	919,175	651,052
	Calore sensibile	1.029,697	1.190,015	1.357,781	1.533,125	1.716,225

Tabella 4.16: Contenuto termico dei fumi al variare della temperatura

Il rendimento, calcolato con le stesse modalità utilizzate in precedenza, tende a diminuire al crescere della temperatura (Tabella 4.17).

		η	
		-	%
°C	**800**	0,59	59
	900	0,51	51
	1.000	0,44	44
	1.100	0,35	35
	1.200	0,26	26

Tabella 4.17: Rendimento di gassificazione al variare della temperatura

4.3.1.3 Analisi di sensitività al variare della portata d'aria

Fino ad ora i calcoli effettuati si sono basati sull'ipotesi che il parametro variabile all'interno del processo sia la temperatura.

Nella realtà, invece, le cose funzionano diversamente e il parametro che possiamo cambiare nell'impianto è la portata d'aria in ingresso al reattore; possiamo quindi utilizzare i dati calcolati in modo da evidenziare come, al variare di quest'ultima, varino anche la temperatura di processo, la composizione del syngas, il potere calorifico inferiore del syngas e il rendimento di gassificazione.

Nel seguito si riporta la variazione dei parametri operativi quali temperatura, composizione del syngas, potere calorifico inferiore e rendimento di gassificazione.

Iniziamo ad analizzare il parametro operativo temperatura.

Come già determinato, temperature diverse sono associabili a diverse portate d'aria in ingresso all'impianto (Tabella 4.18).

Come si evince dalla Figura 4.2 la temperatura di processo cresce all'aumentare della portata d'aria in ingresso.

ARIA	**T**
Nm^3/kg di rifiuto	°C
3,17	800
3,37	900
3,59	1.000
3,82	1.100
4,07	1.200

Tabella 4.18: Variazione della temperatura al variare della portata d'aria

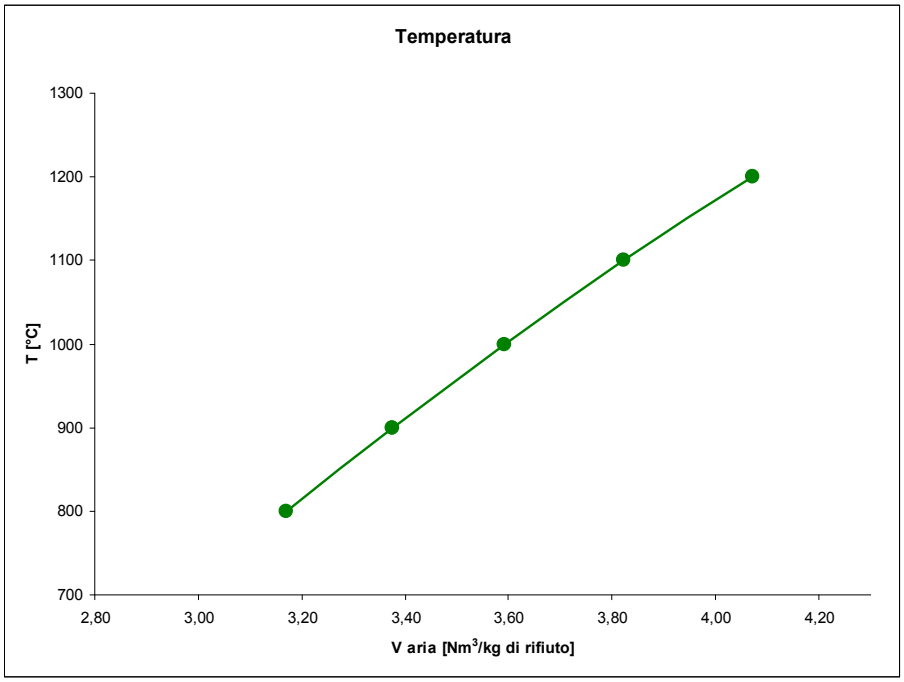


Fig. 4.2: Variazione della temperatura al variare della portata d'aria

Anche per quanto riguarda la composizione del syngas possiamo stabilire una relazione con la portata d'aria in ingresso all'impianto (Tabella 4.19 e Fig. 4.3).

ARIA	CO	CO_2	CH_4	H_2	H_2O	N_2	FUMI
			Nm^3/kg di rifiuto				
3,17	0,305	0,461	0,293	0,433	2,571	4,064	0,305
3,37	0,292	0,473	0,228	0,498	2,737	4,231	0,292
3,59	0,268	0,498	0,170	0,556	2,913	4,407	0,268
3,82	0,231	0,535	0,120	0,606	3,101	4,594	0,231
4,07	0,181	0,585	0,077	0,649	3,302	4,795	0,181

Tabella 4.19: Variazione della composizione del syngas al variare della portata d'aria

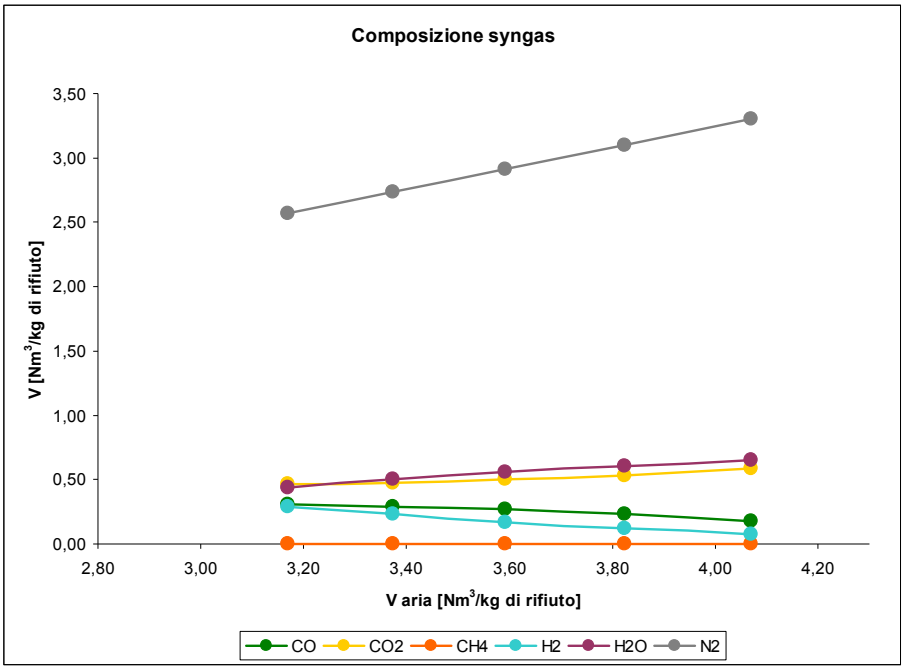


Fig. 4.3: Variazione della composizione del syngas al variare della portata d'aria

In particolare possiamo osservare come anche il volume del syngas aumenti all'aumentare del volume d'aria in ingresso, a parità di quantitativo di rifiuti trattati (Fig. 4.4).

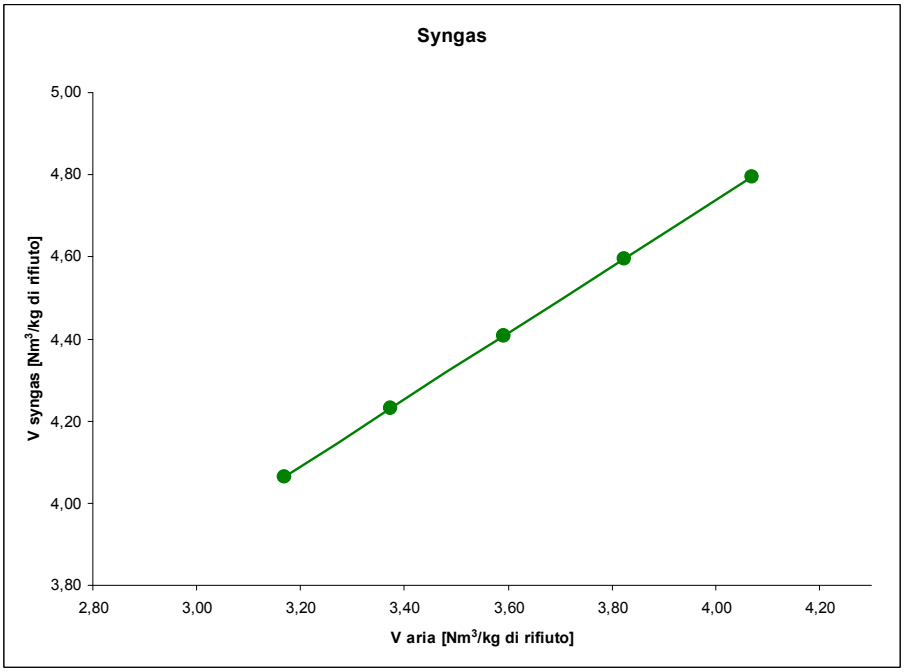


Fig. 4.4: Variazione del volume di syngas al variare della portata d'aria

Il potere calorifico inferiore del syngas in uscita tende a diminuire all'aumentare della portata d'aria in ingresso (Tab. 4.20 e Fig. 4.5); questo perché le sostanze che incidono su questo fattore diminuiscono anch'esse.

ARIA	p.c.i.
Nm^3/kg di rifiuto	KJ/Nm^3
3,17	1.726,957
3,37	1.456,433
3,59	1.187,461
3,82	919,175
4,07	651,052

Tabella 4.20: Variazione del potere calorifico inferiore al variare della portata d'aria

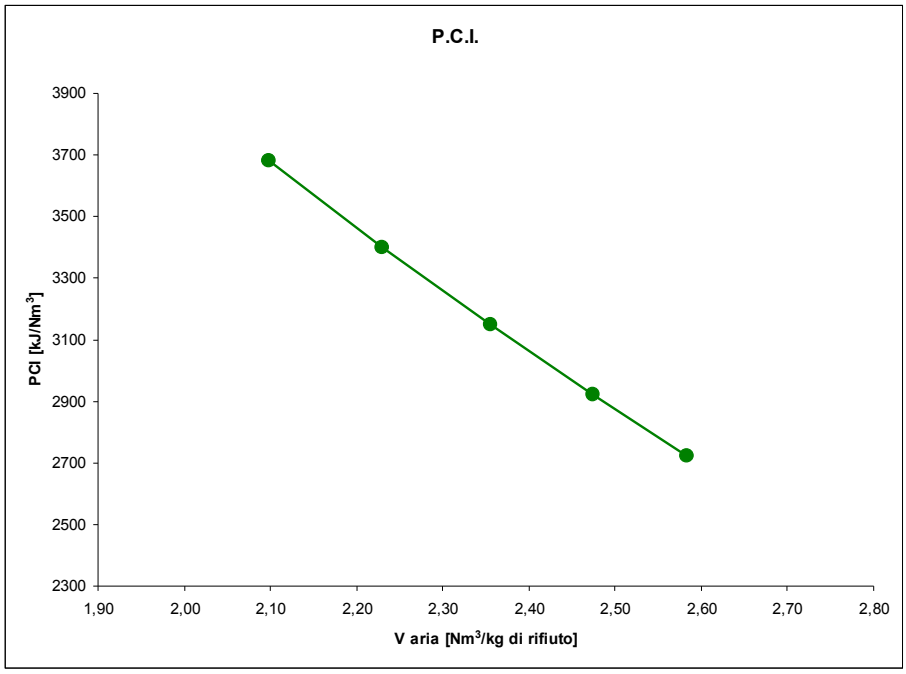


Fig. 4.5: Variazione del potere calorifico inferiore al variare della portata d'aria

Il rendimento di gassificazione diminuisce all'aumentare della portata d'aria in ingresso (Tab. 4.21 e Fig. 4.6), in conseguenza del diminuire del potere calorifico del syngas in uscita, come ricavato precedentemente.

ARIA	η	
Nm^3/kg di rifiuto	-	%
3,17	0,59	59
3,37	0,51	51
3,59	0,44	44
3,82	0,35	35
4,07	0,26	26

Tabella 4.21: Variazione del rendimento di gassificazione al variare della portata d'aria

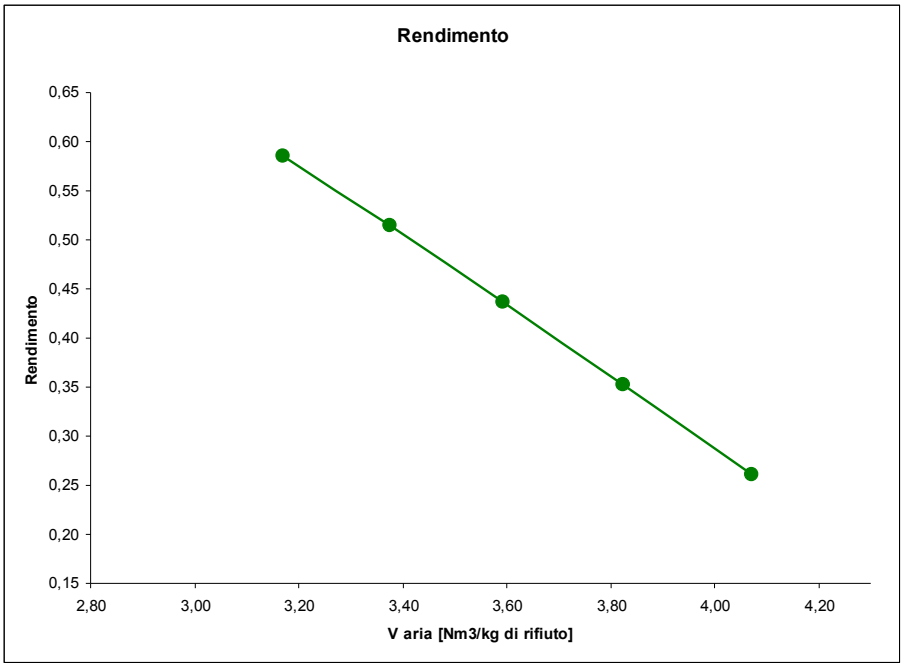


Fig. 4.6: Variazione del rendimento di gassificazione al variare della portata d'aria

4.3.2 Applicazione del modello al CDR

Le elaborazioni fin qui effettuate si riferiscono ad un rifiuto solido urbano. Al fine di valutare il funzionamento del modello predittivo costruito, a prescindere dalla tipologia di alimentazione, possiamo applicare il modello stesso ad un'alimentazione costituita da CDR e verificare che il risultato soddisfi le aspettative.

4.3.2.1 Analisi di sensitività al variare della temperatura

Anche in questo caso effettuiamo un'analisi di sensitività al variare della temperatura e della portata d'aria.

Così come effettuato per il rifiuto solido urbano, possiamo analizzare come variano i risultati del modello applicato al CDR al variare della temperatura del sistema.

La prima variazione si ha nei valori della costante di equilibrio K_{C2} (Tabella 4.22), calcolata tramite iterazioni al variare del rapporto tra volume del syngas e massa dell'alimentazione.

		°C				
		800	**900**	**1.000**	**1.100**	**1.200**
mol^2/g^2	$\mathbf{K_{C2}}$	0,36	2,52	16,60	65,65	270,38

Tabella 4.22: Costante di equilibrio al variare della temperatura

Il resto del modello è invariato rispetto a quanto esplicitato in precedenza (e cioè per alimentazione costituita da RSU).

I risultati del sistema per le temperature comprese tra 800°C e 1200°C sono riassunti nella Tabella 4.23.

			°C				
			800	**900**	**1.000**	**1.100**	**1.200**
kg/kg di CDR	**α**	**CO**	0,520	0,510	0,490	0,458	0,412
	β	**CO_2**	0,681	0,697	0,729	0,780	0,851
	γ	**CH_4**	$2{,}737 \cdot 10^{-4}$	$1{,}810 \cdot 10^{-5}$	$5{,}100 \cdot 10^{-6}$	$1{,}200 \cdot 10^{-6}$	$2{,}600 \cdot 10^{-6}$
	δ	**H_2**	0,033	0,027	0,022	0,017	0,013
	ε	**H_2O**	0,243	0,292	0,338	0,381	0,419
	φ	**O_2**	0,715	0,765	0,817	0,873	0,934

Tabella 4.23: Soluzione del sistema al variare della temperatura

da cui deriva:

		°C				
		800	**900**	**1.000**	**1.100**	**1.200**
Nm^3/kg di CDR	**CO**	0,416	0,409	0,392	0,366	0,330
	CO_2	0,347	0,355	0,371	0,397	0,433
	CH_4	$3{,}836 \cdot 10^{-4}$	$2{,}540 \cdot 10^{-5}$	$7{,}200 \cdot 10^{-6}$	$1{,}700 \cdot 10^{-6}$	$3{,}600 \cdot 10^{-6}$
	H_2	0,371	0,311	0,254	0,201	0,153
	H_2O	0,303	0,364	0,422	0,474	0,523
	N_2	2,155	2,305	2,463	2,631	2,813
	O_2	0,501	0,536	0,573	0,612	0,654
	V FUMI	3,596	3,745	3,903	4,072	4,254
	V ARIA	2,657	2,841	3,036	3,244	3,468

Tabella 4.24: Composizione di syngas e aria al variare della temperatura

Valutiamo come cambia il rendimento di gassificazione al variare della temperatura (Tabella 4.25).

		°C				
		800	**900**	**1.000**	**1.100**	**1.200**
kJ/Nm^3	**p.c.i.**	2.581,348	2.275,214	1.972,333	1.670,686	1.369,757
	Calore sensibile	935,161	1.087,652	1.284,424	1.417,504	1.595,042

Tabella 4.25: Contenuto termico dei fumi al variare della temperatura

Il rendimento varia con la temperatura come riassunto nella Tabella 4.26.

		η	
		-	%
°C	**800**	0,68	68
	900	0,62	62
	1.000	0,56	56
	1.100	0,50	59
	1.200	0,43	43

Tabella 4.26: Rendimento di gassificazione al variare della temperatura

4.3.2.2 Analisi di sensitività al variare della portata d'aria

Valutiamo ora come cambiano temperatura, composizione del syngas, potere calorifico inferiore e rendimento di gassificazione al variare della portata d'aria in ingresso al sistema di gassificazione.

Da un punto di vista della temperatura occorre evidenziare che temperature diverse sono associabili a portate d'aria in ingresso all'impianto diverse (Tabella 4.27).

Come si evince dalla Figura 4.7 la temperatura di processo cresce all'aumentare della portata d'aria in ingresso.

ARIA	T
Nm^3/kg di rifiuto	°C
2,66	800
2,84	900
3,04	1.000
3,24	1.100
3,47	1.200

Tabella 4.27: Variazione della temperatura al variare della portata d'aria

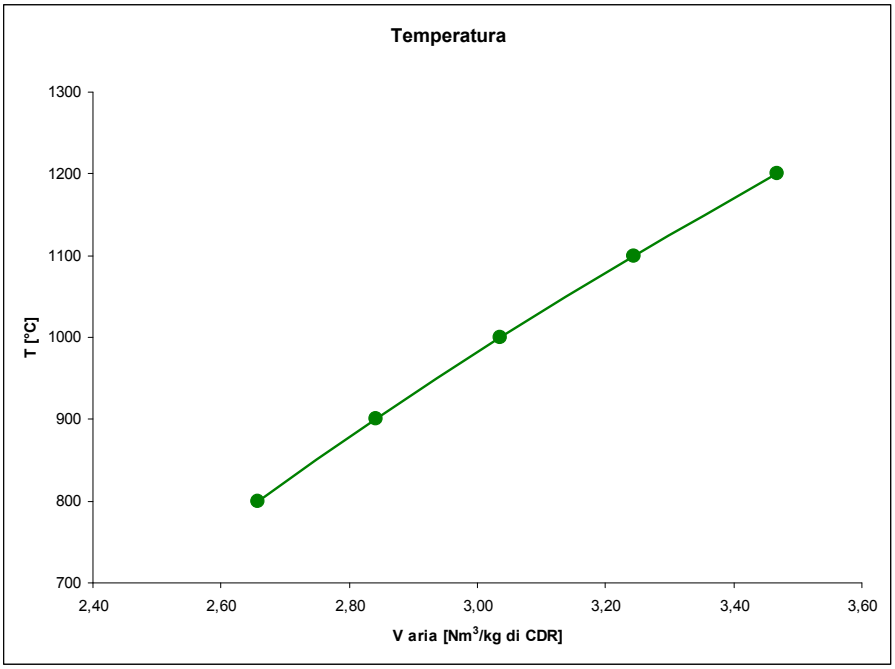


Fig. 4.7: Variazione della temperatura al variare della portata d'aria

Anche per il CDR possiamo stabilire una relazione tra la composizione del syngas e la portata d'aria in ingresso all'impianto (Tab. 4.28 e Fig. 4.8).

ARIA	CO	CO_2	CH_4	H_2	H_2O	N_2	FUMI
Nm^3/kg di CDR							
2,66	0,416	0,347	0,371	0,303	2,155	3,596	0,416
2,84	0,409	0,355	0,311	0,364	2,305	3,745	0,409
3,04	0,392	0,371	0,254	0,422	2,463	3,903	0,392
3,24	0,366	0,397	0,201	0,474	2,631	4,072	0,366
3,47	0,330	0,433	0,153	0,523	2,813	4,254	0,330

Tabella 4.28: Variazione della composizione del syngas al variare della portata d'aria

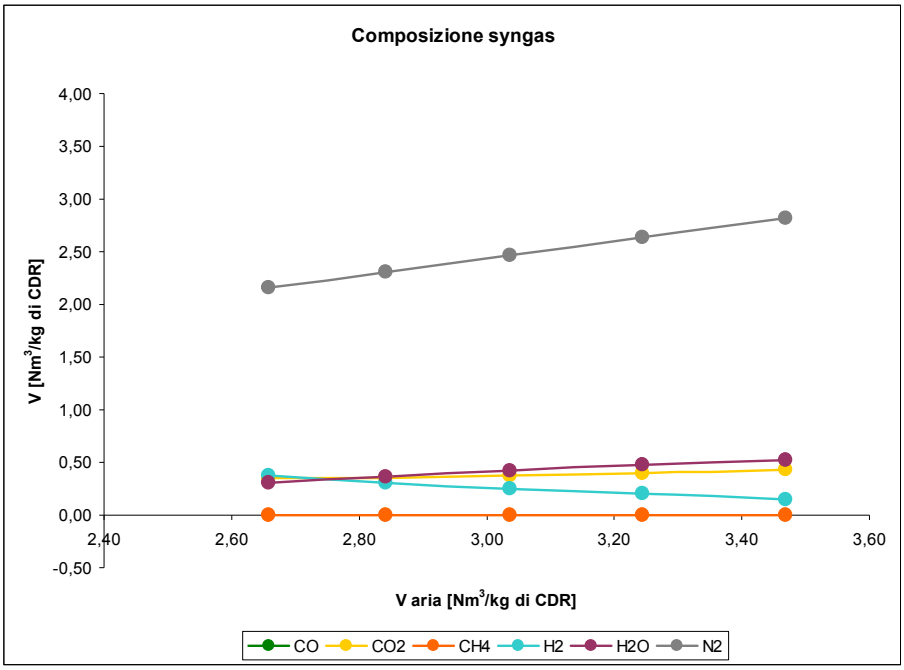


Fig. 4.8: Variazione della composizione del syngas al variare della portata d'aria

In particolare possiamo osservare come anche il volume del syngas aumenti all'aumentare del volume d'aria in ingresso, a parità di quantitativo di CDR trattato (Fig. 4.9).

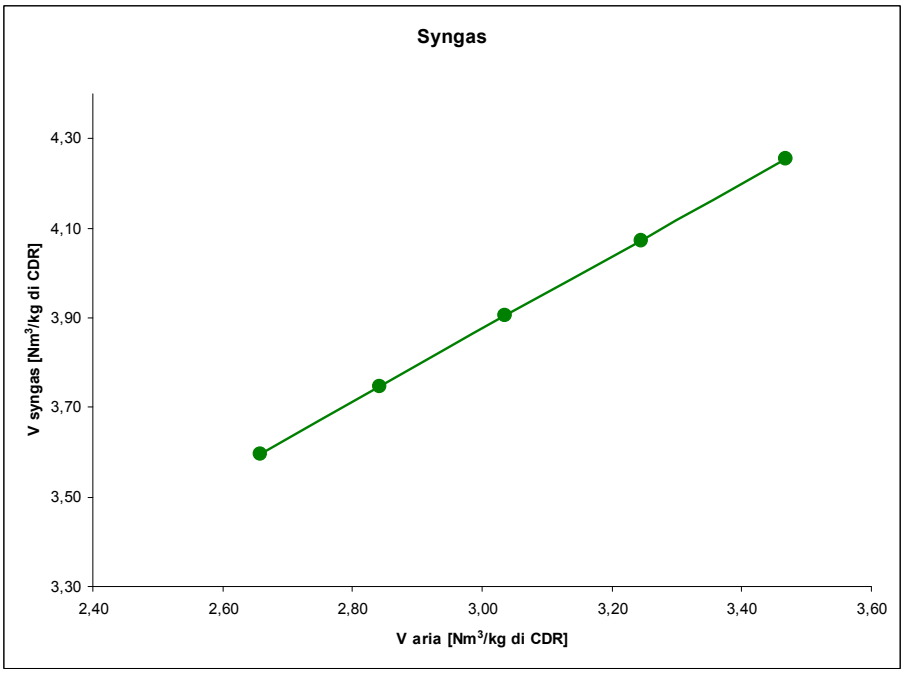


Fig. 4.9: Variazione del volume di syngas al variare della portata d'aria

Come già evidenziato per il rifiuto tal quale, il potere calorifico inferiore del syngas in uscita tende a diminuire all'aumentare della portata d'aria in ingresso (Tab. 4.29 e Fig. 4.10).

ARIA	p.c.i.
Nm^3/kg di rifiuto	KJ/Nm^3
2,66	2.581,348
2,84	2.275,214
3,04	1.972,333
3,24	1.670,686
3,47	1.369,757

Tabella 4.29: Variazione del potere calorifico inferiore al variare della portata d'aria

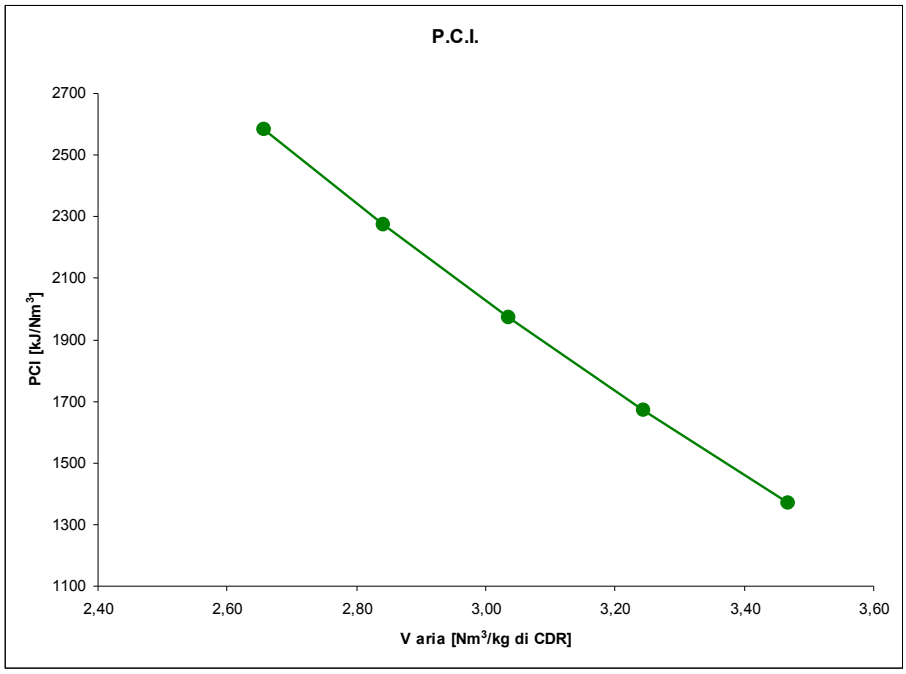


Fig. 4.10: Variazione del potere calorifico inferiore al variare della portata d'aria

Il rendimento di gassificazione diminuisce all'aumentare della portata d'aria in ingresso in conseguenza del diminuire del potere calorifico del syngas in uscita.

ARIA	η	
Nm^3/kg di rifiuto	-	%
2,66	0,68	68
2,84	0,62	62
3,04	0,56	56
3,24	0,50	59
3,47	0,43	43

Tabella 4.30: Variazione del rendimento di gassificazione al variare della portata d'aria

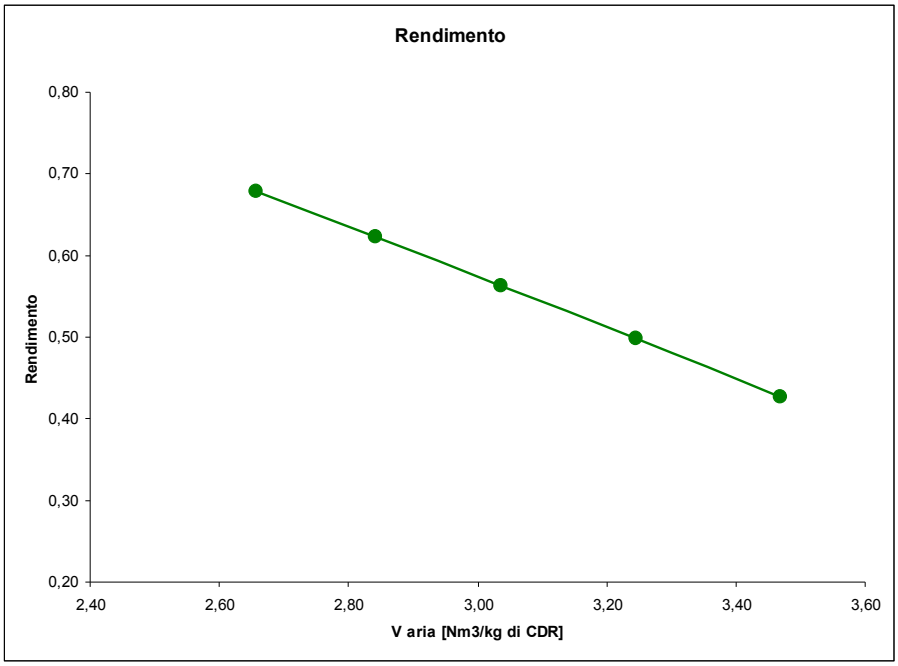


Fig. 4.11: Variazione del rendimento di gassificazione al variare della portata d'aria

4.3.3 Confronto tra alimentazione RSU e alimentazione CDR

I risultati ottenuti usando il CDR come alimentazione del gassificatore mostrano come l'andamento dei diversi parametri sia molto simile a quanto ricavato usando l'RSU. I valori ottenuti sono però sostanzialmente diversi.

Per comprendere da un punto di vista processistico i risultati può essere utile analizzare come variano, tenendo costante la portata d'aria in ingresso, la temperatura, il potere calorifico inferiore del syngas, il volume dello stesso ed il calore sensibile dei fumi nel caso di alimentazione in ingresso costituita da rifiuto tal quale o CDR. I risultati di tale elaborazione sono riassunti in Tabella 4.31

Si sono esaminate le variazioni a partire dai seguenti valori fissati di aria in ingresso: 2,8, 3 e 4 Nm^3/kg, scelti prendendo gli estremi e un valore centrale dell'intervallo di valori ottenuti come soluzioni del modello.

ARIA	**T**		**P.C.I.**		**Calore sensibile**		**FUMI**	
$Nm^3/kgRDF$	°C		$kJ/Nm^3*kgRDF$		$kJ/Nm^3*kgRDF$		$Nm^3/kgRDF$	
-	RSU	CDR	RSU	CDR	RSU	CDR	RSU	CDR
2,8	640	880	2.216,654	2.336,045	793,189	1.056,488	3,75	3,72
3,2	820	1.080	1.672,650	1.730,939	1.061,167	1.383,016	4,10	4,04
4	1.170	1.410	731,515	737,990	1.660,473	1.996,178	4,73	4,68

Tabella 4.31: Variazione dei parametri del syngas per portate d'aria fissate

Analizzando i dati contenuti in Tabella 4.31 emerge che tenendo fisso il quantitativo di aria in ingresso (quantitativo espresso in Nm^3/kg) la temperatura, in relazione ad un'alimentazione costituita da RSU o CDR, risulta essere differente ed in particolare in genere superiore nel caso di utilizzo di CDR.

Se invece teniamo il valore della temperatura più o meno costante, osserviamo che il pci del syngas è maggiore in caso di alimentazione costituita da CDR rispetto a RSU infatti ad esempio tenendo la temperatura a circa 800 °C il pci del syngas risulta pari a circa 2.300 kJ/Nm^3 nel caso del CDR e a circa 1.600 kJ/Nm^3 nel caso dei RSU mentre il volume di aria in ingresso ed il volume di syngas generato risultano essere in genere superiori nel caso di alimentazione costituita da RSU: analizzando i dati riportati in tabella osserviamo che tenendo fissa la temperatura ad un valore pari a circa 800 °C il quantitativo di aria necessario per far avvenire la reazione risulta essere pari a circa 3,2 Nm^3/kg nel caso di alimentazione costituita da RSU ed a 2,8 Nm^3/kg nel caso di alimentazione costituita da CDR ed il quantitativo di syngas prodotto risulta pari a 4,10 Nm^3/kg nel caso dei RSU ed a 3,72 Nm^3/kg nel caso di CDR.

Per comprendere meglio i risultati sopra descritti, nella tabella sottostante è riportata la composizione percentuale del syngas (a seconda dell'alimentazione considerata) mentre in Figura 4.12 è riportato l'andamento del rendimento di gassificazione in funzione della temperatura e della tipologia di alimentazione considerata.

	2,8 Nm^3/kg		**3,2 Nm^3/kg**		**4 Nm^3/kg**	
	RSU	CDR	RSU	CDR	RSU	CDR
CO	7,61	11,07	7,42	9,23	4,18	4,60
CO_2	12,43	9,51	11,29	9,70	12,01	11,73
CH_4	0,411	0,001	0,001	0,00003	0,0001	0,0003
H_2	10,28	8,70	6,83	5,24	1,89	1,46
H_2O	8,30	9,50	10,92	11,51	13,47	12,98
N_2	60,97	61,22	63,55	64,32	68,45	69,24

Tabella 4.32: Composizione percentuale del syngas per rifiuto tal quale e CDR

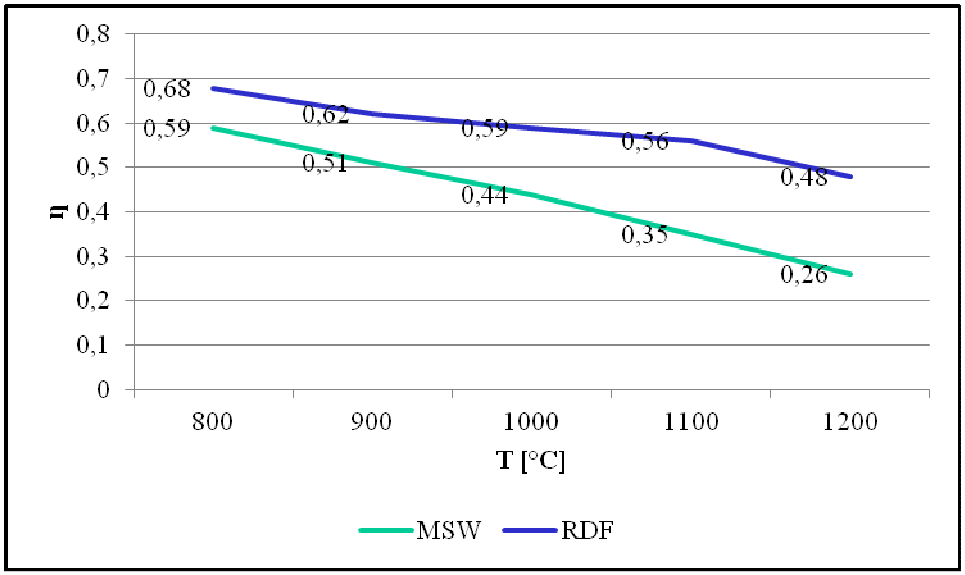


Fig. 4.12: Rendimento di gassificazione in funzione della temperatura e del tipo di alimentazione

4.4 Modello predittivo di gassificazione: variazione dell'agente gassificante

Come in precedenza riportato nel processo di gassificazione può essere utilizzato come agente gassificante aria, aria arricchita con ossigeno, aria arricchita con anidride carbonica, aria arricchita con vapore o qualsiasi altro agente gassificante. Il modello costruito è stato testato, fino ad ora, utilizzando come agente gassificante esclusivamente aria. Al fine di consolidarne la validazione si è quindi deciso di testarlo facendo variare anche l'agente ossidante (variazione quali – quantitativa). In particolare sono stati esaminati i seguenti tre casi:

- agente ossidante: aria arricchita con ossigeno (aria + 15 % O_2);
- agente ossidante: aria arricchita con CO_2. In questo caso si sono considerati due diversi livelli di arricchimento:
  - Aria + 15 % CO_2;
  - Aria + 90 % CO_2;
- agente ossidante: aria arricchita con acqua vapore. Anche in questo caso si sono considerati due diversi livelli di arricchimento:
  - Aria + 15 % H_2O_{vap};
  - Aria + 90 % H_2O_{vap}.

Le incognite considerate sono cinque e rappresentano le quantità di monossido di carbonio, anidride carbonica, idrogeno e acqua che troviamo nel syngas in uscita, nonché la quantità di ossigeno presente nell'aria in ingresso. Occorre specificare che, nel caso specifico, si è trascurato la reazione di metanazione in quanto, dai calcoli effettuati in precedenza, la quantità di metano prodotta risultava molto bassa e quindi trascurabile.

4.4.1 Caso 1 – Agente ossidante: aria + 15 % di O_2

Per quanto riguarda l'arricchimento con ossigeno, sono state valutate differenti casistiche con incrementi che variano dallo 0% al 15% di O_2 e considerando differenti valori di temperatura (800 °C, 1000 °C e 1200 °C). Consideriamo ora il caso più significativo e cioè quello relativo ad un arricchimento di O_2 pari al 15 % (valori di temperatura considerati: 800°C, 1000°C e 1200°C).

Iniziamo a valutare un valore di temperatura pari a 800°C (1.073,15 K).

Il bilancio di energia risulta così strutturato:

$$p.c.i._{RSU} = p.c.i._{CO} \cdot \frac{\alpha}{PM_{CO}} + p.c.i._{H_2} \cdot \frac{\delta}{PM_{H_2}} + \left[cp_{CO} \cdot \alpha + \right.$$

$$+ cp_{CO_2} \cdot \beta + cp_{H_2} \cdot \delta + cp_{H_2O} \cdot \varepsilon + cp_{ceneri} \cdot \%ceneri + cp_{N_2} \cdot \frac{N_2}{O_2} \cdot (\varphi + 0.15\varphi) +$$

$$\left. + cp_{S_2} \cdot \%S_2 \right] \cdot T$$

Per quanto riguarda i bilanci di massa ne scriviamo, anche in questo caso tre, relativi all'ossigeno, al carbonio e all'idrogeno.

Il bilancio di massa dell'ossigeno compara la quota che troviamo nel syngas in uscita con l'ossigeno dell'aria in ingresso e quello presente nei rifiuti.

$$\frac{PM_O}{PM_{CO}} \cdot \alpha + \frac{PM_{O_2}}{PM_{CO_2}} \cdot \beta + \frac{PM_O}{PM_{H_2O}} \cdot \varepsilon = \%O_2 + (\varphi + 0.15\varphi) + \frac{PM_O}{PM_{H_2O}} \cdot \%H_2O$$

Lo stesso discorso vale per il carbonio, con l'unica differenza che consideriamo l'aria in ingresso costituita solamente da ossigeno e azoto, quindi priva di anidride carbonica e, di conseguenza, di carbonio.

$$\frac{PM_C}{PM_{CO}} \cdot \alpha + \frac{PM_C}{PM_{CO_2}} \cdot \beta = \%C$$

Il bilancio di massa dell'idrogeno si struttura con le stesse modalità del bilancio del carbonio.

$$\delta + \frac{PM_{H_2}}{PM_{H_2O}} \cdot \varepsilon = \%H_2 + \frac{PM_{H_2}}{PM_{H_2O}} \cdot \%H_2O$$

Da un punto di vista delle reazioni chimiche consideriamo esclusivamente la reazione di conversione del gas d'acqua.

$$CO + H_2O \longleftrightarrow CO_2 + H_2$$

Il risultato del sistema (si tralascia lo svolgimento dei calcoli) è il seguente.

SIMBOLO	ELEMENTO	g/g di rifiuto
α	**CO**	0,390
β	**CO_2**	0,890
δ	**H_2**	0,026
ε	**H_2O**	0,342
φ	**O_2**	0,733

Tabella 4.33: Soluzione del sistema per una temperatura di 1.073,15K

ELEMENTO	kg/kg di rifiuto
CO	0,390
CO_2	0,890
H_2	0,026
H_2O	0,342
N_2	1,593

Tabella 4.34: Composizione del syngas in uscita dal gassificatore

Il volume d'aria in ingresso al gassificatore è calcolabile sommando il quantitativo di ossigeno, che si ricava dalla soluzione del sistema, e il quantitativo di azoto, il cui rapporto è:

$$\frac{N_2}{O_2 + 15\%O_2}$$

$$Q_{aria} = \varphi + 2.17 \cdot \varphi$$

Possiamo convertire i dati così ricavati in Nm^3/kg di rifiuto.

	Nm^3/kg di rifiuto
CO	0,312
CO_2	0,453
H_2	0,300
H_2O	0,426
N_2	1,276
O_2	0,514
V FUMI	2,769
V ARIA	1,790

Tabella 4.35: Composizione di syngas e aria in Nm^3/kg di rifiuto

Facendo un confronto tra la composizione del rifiuto e dell'aria in ingresso e la composizione del syngas in uscita, possiamo ricavare la composizione delle ceneri che costituiscono lo scarto del processo. Il tutto si riduce a tanti bilanci di massa quanti sono gli elementi che si hanno all'interno del reattore.

Dal momento che il sistema è strutturato tenendo conto che le reazioni chimiche che lo governano si portino all'equilibrio, i residui sono costituiti principalmente da tutte quelle sostanze che non partecipano agli equilibri stessi, nello specifico le ceneri, lo zolfo e l'azoto (Tabella 4.36).

	Residui kg/kg di rifiuto
C	0
H_2	0
O_2	0
N_2	0,014
Ceneri	0,177
S_2	0,002

Tabella 4.36: Composizione degli scarti della gassificazione a 800°C

Il rendimento di gassificazione è dato dal rapporto tra il potere calorifico inferiore del syngas e il potere calorifico inferiore dei rifiuti in ingresso all'impianto. Utilizzando il modello è possibile calcolare tale valore che per una temperatura di 800 °C risulta pari al 40%.

Variando la temperatura da 800 °C a 1000 °C e poi a 1200°C , la prime cose che variano sono le costanti di equilibrio delle reazioni chimiche che entrano in gioco ed i calori specifici (consideriamo costanti solo i calori specifici dello zolfo e delle ceneri per mancanza di dati sufficienti)

Ne consegue da tutto ciò che anche le soluzioni del sistema sono diverse, così come la composizione del syngas in uscita e il volume d'aria in ingresso (Tabella 4.37).

ELEMENTO	*Composizione del syngas in uscita al gassificatore* **kg/kg di rifiuto**	*Composizione di syngas e aria* **Nm^3/kg di rifiuto**	*Composizione del syngas prodotto da 1kg di rifiuti in percentuale* **%**	*Calore sensibile* **kJ/Nm^3**
CO	0,424	0,339	12,058	170,322
CO_2	0,837	0,426	15,132	332,908
H_2	0,020	0,227	8,061	106,378
H_2O	0,401	0,499	17,726	304,837
N_2	1,655	1,325	47,021	658,303
O_2	0,762	0,534	-	-
V FUMI	-	2,822	-	-
V ARIA	-	1,859	-	-
TOT	-	-	100	-

ELEMENTO	*Composizione del syngas in uscita al gassificatore* **kg/kg di rifiuto**	*Composizione di syngas e aria* **Nm³/kg di rifiuto**	*Composizione del syngas prodotto da 1kg di rifiuti in percentuale* **%**	*Calore sensibile* **kJ/Nm³**
TOT FUMI	-	-	-	1296,048

Tabella 4.37: Tabella riassuntiva dei valori ottenuti con **T=1000 °C**

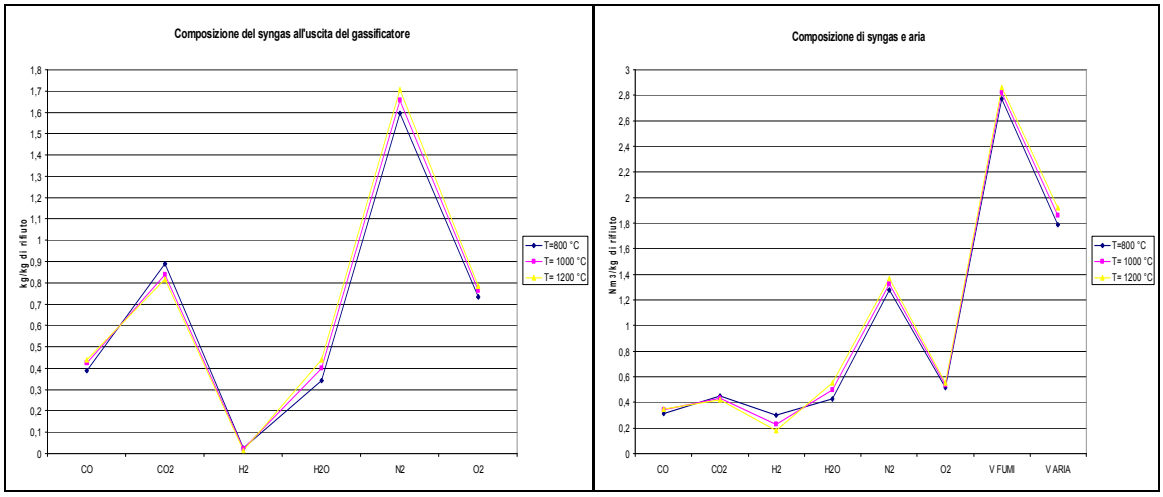
$$\text{Con } Q_{aria} = \varphi + 2.17 \cdot \varphi = 2.4158 \frac{kg}{kg_{RSU}} \text{ e rendimento } \eta = \frac{p.c.i._{syngas} \cdot V_{syngas}}{p.c.i._{RDF}} = 0.406 = 41\%$$

ELEMENTO	*Composizione del syngas in uscita al gassificatore* **kg/kg di rifiuto**	*Composizione di syngas e aria* **Nm³/kg di rifiuto**	*Composizione del syngas prodotto da 1kg di rifiuti in percentuale* **%**	*Calore sensibile* **kJ/Nm³**
CO	0,4374	0,350	12,245	211,233
CO_2	0,816	0,416	14,543	394,237
H_2	0,015	0,177	6,209	99,329
H_2O	0,440	0,549	19,197	409,120
N_2	1,707	1,367	47,803	817,440
O_2	0,786	0,551	-	-
V FUMI	-	2,861	-	-
V ARIA	-	1,918	-	-
TOT	-	-	100	-
TOT FUMI	-	-	-	1620,798

Tabella 4.38: Tabella riassuntiva dei valori ottenuti con **T=1200 °C**

$$\text{Con } Q_{aria} = \varphi + 2.17 \cdot \varphi = 2.4927 \frac{kg}{kg_{RSU}} \text{ e rendimento } \eta = \frac{p.c.i._{syngas} \cdot V_{syngas}}{p.c.i._{RDF}} = 0.412 = 41\%$$

Si riportano i grafici con gli andamenti dei valori di concentrazione al variare della temperatura.



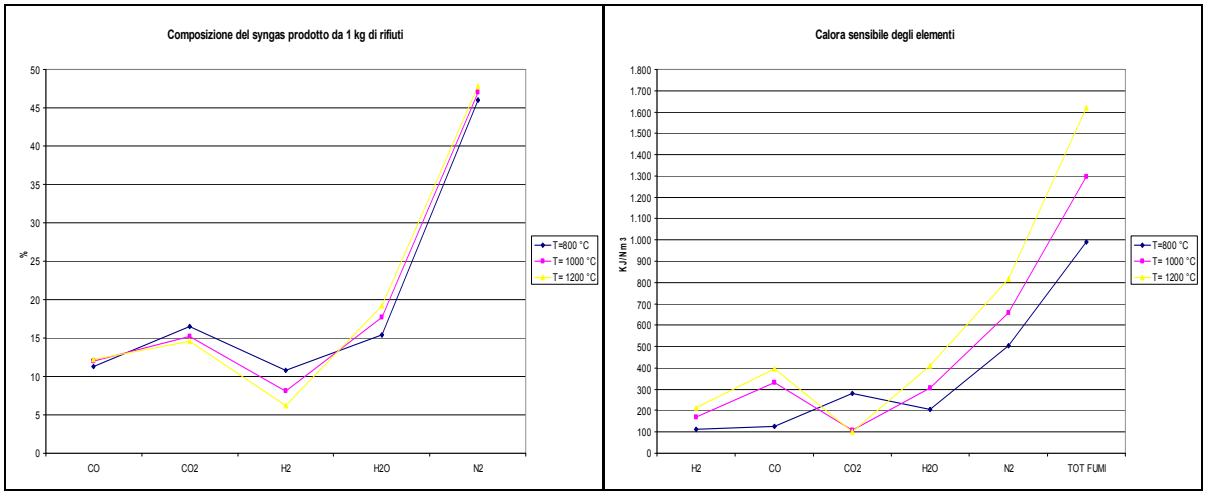


Fig. 4.13: Variazione dei parametri analizzati

Si è utilizzato lo stesso procedimento per valutare un arricchimento prima del 5% e poi del 10% di ossigeno al variare della temperatura. I risultati ottenuti sono riportati nel seguito. Iniziamo ad analizzare un arricchimento in O_2 del 5 %.

ELEMENTO	*Composizione del syngas in uscita al gassificatore* **kg/kg di rifiuto**	*Composizione di syngas e aria* **Nm³/kg di rifiuto**	*Composizione del syngas prodotto da 1kg di rifiuti in percentuale* **%**	*Calore sensibile* **kJ/Nm³**
CO	0,372	0,298	8,571	95,057
CO_2	0,919	0,468	13,473	229,725
H_2	0,025	0,286	8,227	86,046
H_2O	0,353	0,440	12,680	169,143
N_2	2,476	1,983	57,046	625,804
O_2	0,823	0,823	-	-
V FUMI	-	3,477	-	-
V ARIA	-	2,560	-	-
TOT	-	-	100	-
TOT FUMI	-	-	-	1024,672

Tabella 4.39: Tabella riassuntiva dei valori ottenuti per **T=800 °C**

Con $Q_{aria} = \varphi + 3.01 \cdot \varphi = 3.301 \frac{kg}{kg_{RSU}}$ e rendimento $\eta = \frac{p.c.i._{syngas} \cdot V_{syngas}}{p.c.i._{RDF}} = 0.501 = 50\%$

ELEMENTO	*Composizione del syngas in uscita al gassificatore* **kg/kg di rifiuto**	*Composizione di syngas e aria* **Nm³/kg di rifiuto**	*Composizione del syngas prodotto da 1kg di rifiuti in percentuale* **%**	*Calore sensibile* **kJ/Nm³**
CO	0,404	0,323	9,107	128,648
CO_2	0,869	0,442	12,464	274,213
H_2	0,019	0,213	6,020	79,454
H_2O	0,411	0,513	14,438	248,291

ELEMENTO	*Composizione del syngas in uscita al gassificatore* **kg/kg di rifiuto**	*Composizione di syngas e aria* **Nm^3/kg di rifiuto**	*Composizione del syngas prodotto da 1kg di rifiuti in percentuale* **%**	*Calore sensibile* **kJ/Nm^3**
N_2	2,571	2,059	57,968	811,557
O_2	0,854	0,854	-	-
V FUMI	-	3,556	-	-
V ARIA	-	2,658	-	-
TOT	-	-	100	-
TOT FUMI	-	-	-	1334,062

Tabella 4.40: Tabella riassuntiva dei valori ottenuti Per **T=1000 °C**

Con $Q_{aria} = \varphi + 3.01 \cdot \varphi = 3.428 \frac{kg}{kg_{RSU}}$ e rendimento $\eta = \frac{p.c.i._{syngas} \cdot V_{syngas}}{p.c.i._{RDF}} = 0.512 = 51\%$

ELEMENTO	*Composizione del syngas in uscita al gassificatore* **kg/kg di rifiuto**	*Composizione di syngas e aria* **Nm^3/kg di rifiuto**	*Composizione del syngas prodotto da 1kg di rifiuti in percentuale* **%**	*Calore sensibile* **kJ/Nm^3**
CO	0,415	0,332	9,187	158,482
CO_2	0,851	0,434	11,995	325,169
H_2	0,014	0,165	4,567	73,058
H_2O	0,450	0,561	15,523	330,812
N_2	2,653	2,125	58,726	1.004,222
O_2	0,881	0,881	-	-
V FUMI	-	3,621	-	-
V ARIA	-	2,743	-	-
TOT	-	-	100	-
TOT FUMI	-	-	-	1.660,203

Tabella 4.41: Tabella riassuntiva dei valori ottenuti Per **T=1200 °C**

Con $Q_{aria} = \varphi + 3.01 \cdot \varphi = 3.536 \frac{kg}{kg_{RSU}}$ e rendimento pari a $\eta = \frac{p.c.i._{syngas} \cdot V_{syngas}}{p.c.i._{RDF}} = 0.521 = 52\%$

Si riportano di seguito gli andamenti al variare dalla temperatura.

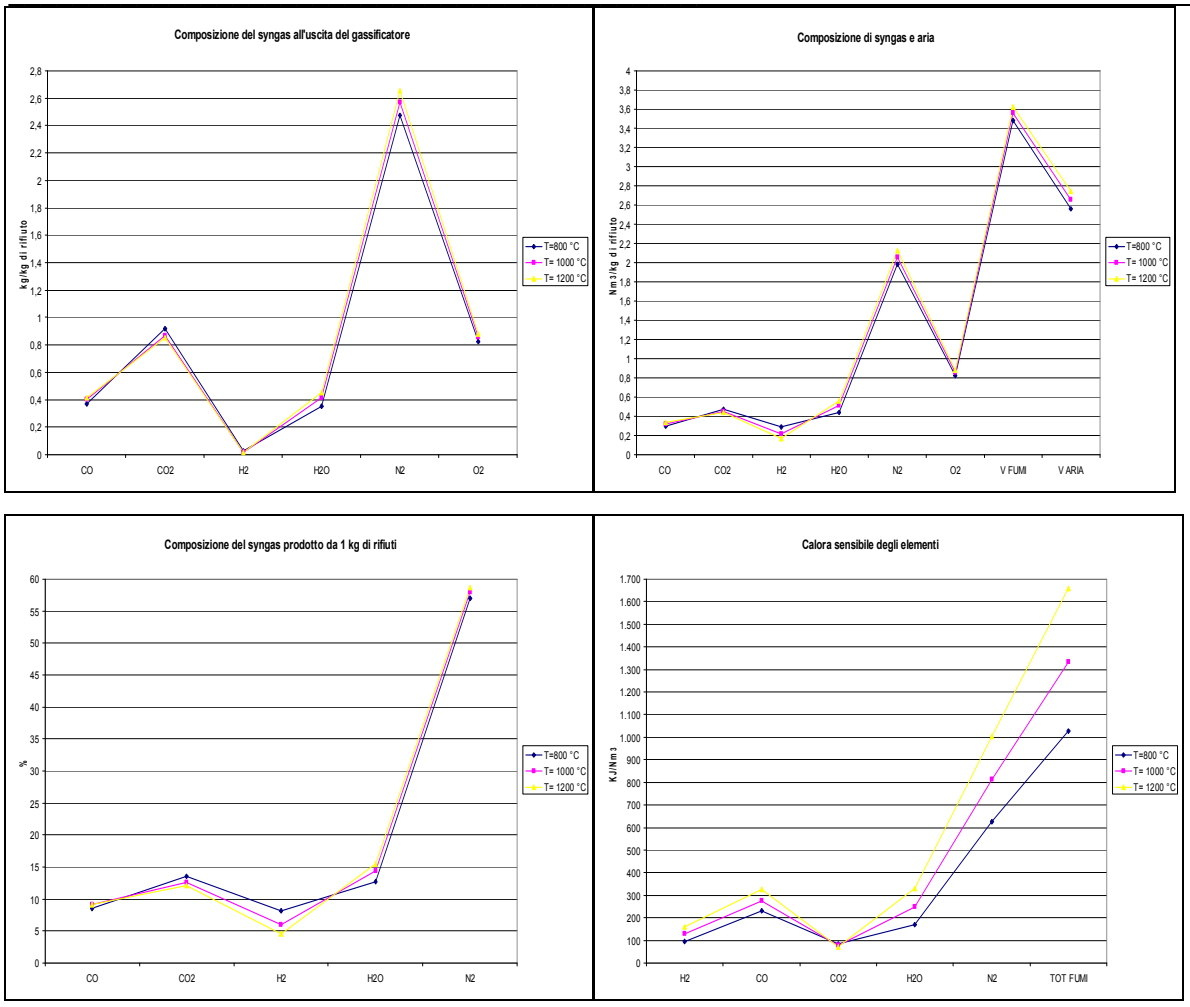


Fig. 4.14: Variazione dei parametri analizzati

Analizziamo ora i risultati relativi ad un arricchimento O_2 del 10 %.

ELEMENTO	*Composizione del syngas in uscita al gassificatore* **kg/kg di rifiuto**	*Composizione di syngas e aria* **Nm^3/kg di rifiuto**	*Composizione del syngas prodotto da 1kg di rifiuti in percentuale* **%**	*Calore sensibile* **kJ/Nm^3**
CO	0,381	0,305	9,991	110,803
CO_2	0,903	0,460	15,049	256,599
H_2	0,026	0,293	9,588	100,279
H_2O	0,347	0,433	14,160	188,891
N_2	1,957	1,567	51,209	561,767
O_2	0,775	0,543	-	-
V FUMI	-	3,061	-	-
V ARIA	-	2,111	-	-
TOT	-	-	100	-
TOT FUMI	-	-	-	1.007,258

Tabella 4.42: Tabella riassuntiva dei valori ottenuti per **T=800 °C**

Con $Q_{aria} = \varphi + 2.523 \cdot \varphi = 2.733 \frac{kg}{kg_{RSU}}$ e rendimento $\eta = \frac{p.c.i._{syngas} \cdot V_{syngas}}{p.c.i._{RDF}} = 0.441 = 44\%$

ELEMENTO	*Composizione del syngas in uscita al gassificatore* **kg/kg di rifiuto**	*Composizione di syngas e aria* **Nm³/kg di rifiuto**	*Composizione del syngas prodotto da 1kg di rifiuti in percentuale* **%**	*Calore sensibile* **kJ/Nm³**
CO	0,414	0,332	10,644	150,352
CO_2	0,852	0,434	13,911	306,055
H_2	0,019	0,220	7,078	93,410
H_2O	0,406	0,506	16,210	278,771
N_2	2,032	1,628	52,154	730,163
O_2	0,805	0,564	-	-
V FUMI	-	3,121	-	-
V ARIA	-	2,192	-	-
TOT	-	-	100	-
TOT FUMI	-	-	-	1.314,990

Tabella 4.43: Tabella riassuntiva dei valori ottenuti Per **T=1000 °C**

Con $Q_{aria} = \varphi + 2.523 \cdot \varphi = 2.839 \frac{kg}{kg_{RSU}}$ e rendimento $\eta = \frac{p.c.i._{syngas} \cdot V_{syngas}}{p.c.i._{RDF}} = 0.450 = 45\%$

ELEMENTO	*Composizione del syngas in uscita al gassificatore* **kg/kg di rifiuto**	*Composizione di syngas e aria* **Nm³/kg di rifiuto**	*Composizione del syngas prodotto da 1kg di rifiuti in percentuale* **%**	*Calore sensibile* **kJ/Nm³**
CO	0,426	0,341	10,776	185,893
CO_2	0,833	0,424	13,379	362,674
H_2	0,015	0,171	5,413	86,598
H_2O	0,445	0,555	17,496	372,856
N_2	2,097	1,679	52,934	905,179
O_2	0,831	0,582	-	-
V FUMI	-	3,173	-	-
V ARIA	-	2,262	-	-
TOT	-	-	100	-
TOT FUMI	-	-	-	1.640,710

Tabella 4.44: Tabella riassuntiva dei valori ottenuti Per **T=1200 °C**

Con $Q_{aria} = \varphi + 3.01 \cdot \varphi = 3.301 \frac{kg}{kg_{RSU}}$ e rendimento $\eta = \frac{p.c.i._{syngas} \cdot V_{syngas}}{p.c.i._{RDF}} = 0.457 = 46\%$

Si riportano di seguito gli andamenti al variare dalla temperatura.

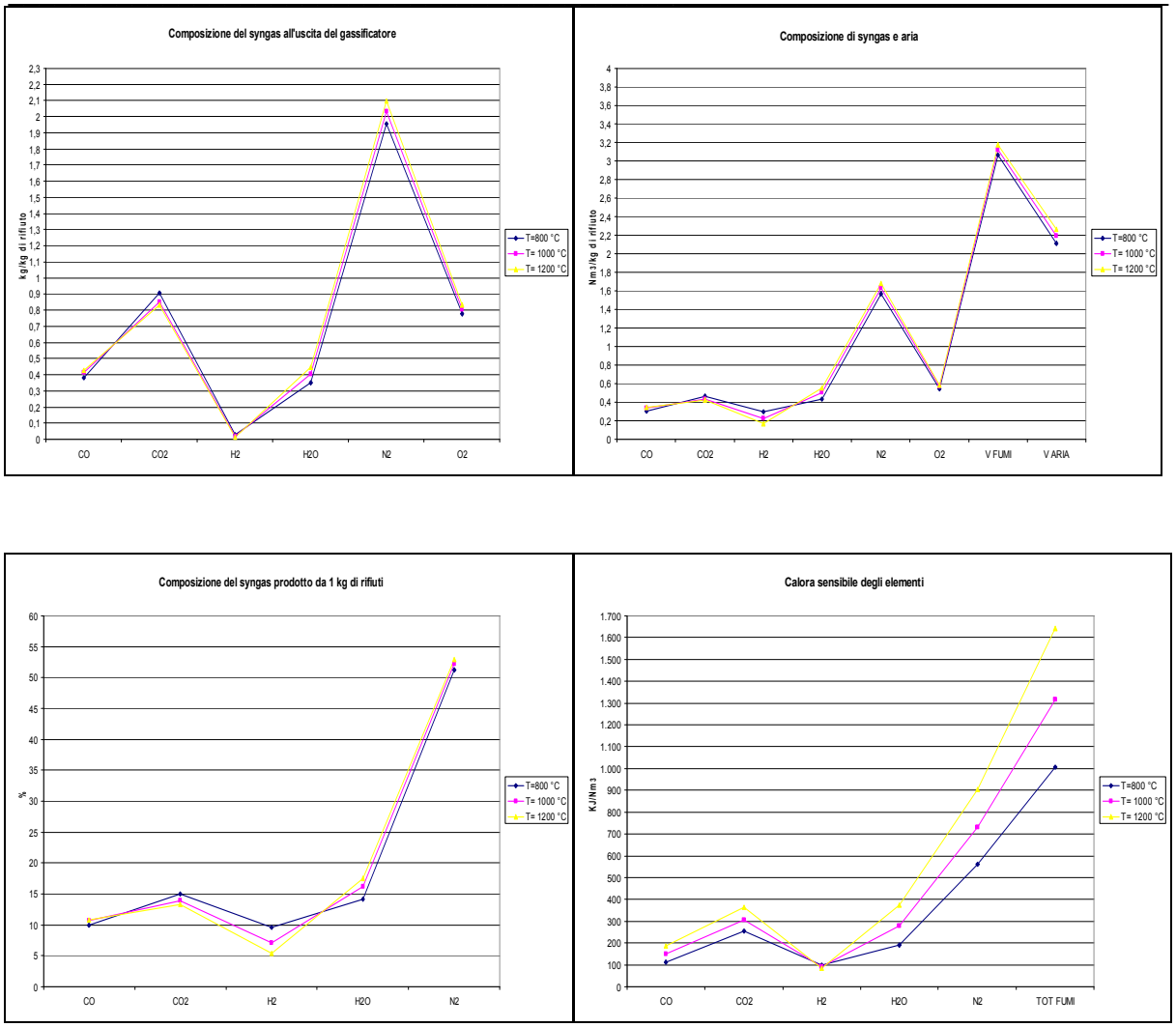


Fig. 4.15: Variazione dei parametri analizzati

Riportiamo un grafico per sintetizzare i tre casi dal punto di vista del rendimento al variare della temperatura.

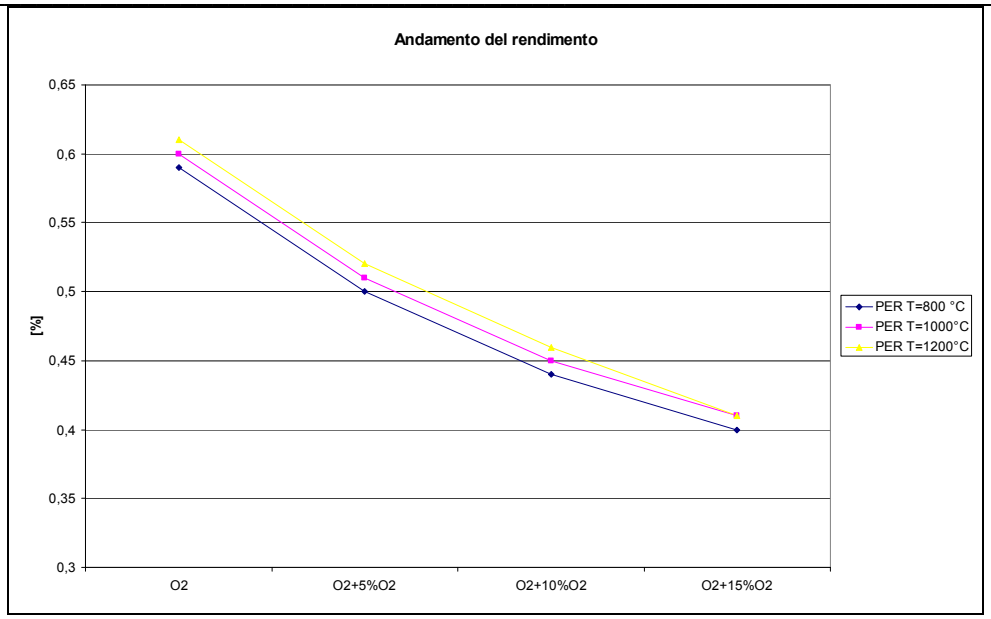


Fig. 4.16: Rendimento al variare della temperatura per i tre casi studiati

Come si può notare, il rendimento della gassificazione aumenta con l'aumentare della temperatura.

Nel grafico sottostante riportiamo una sintesi in dettaglio dei valori ottenuti nel caso di agente gassificante costituito da aria + 15 % O_2 considerando tutti i parametri rilevanti calcolati.

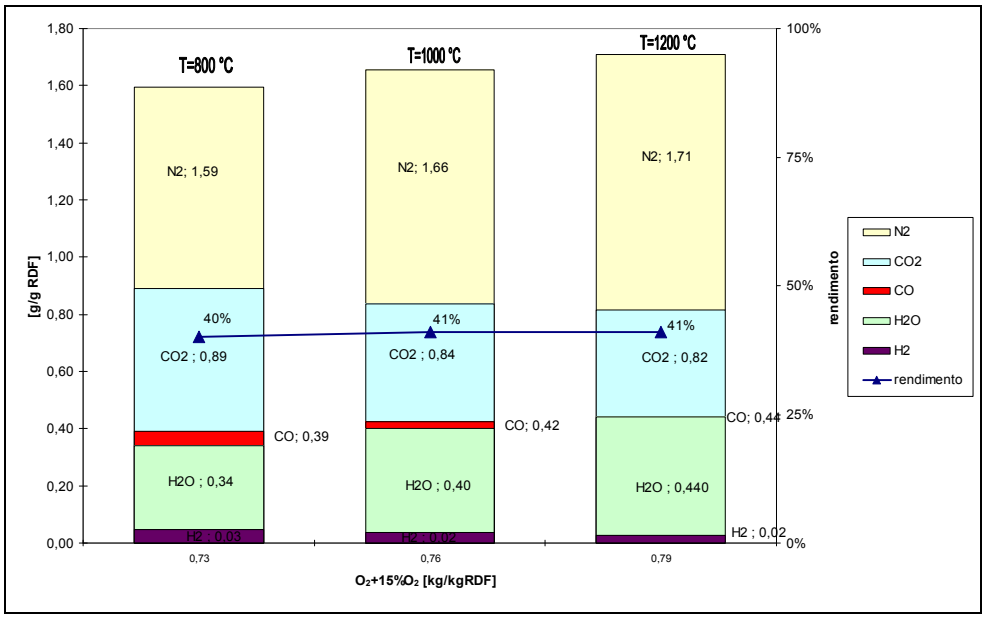


Fig. 4.17: Andamento degli elementi costituenti il syngas al variare della temperatura

Come si vede non ci sono forti variazioni nel caso del rendimento, ma solo un aumento, in generale, degli elementi costituenti il flusso gassoso.

4.4.2 Caso 2 – agente ossidante: aria + CO_2

Analizziamo ora i risultati ottenuti simulando che il processo di gassificazione utilizzi, come agente gassificante, aria arricchita con anidride carbonica.

Iniziamo a valutare il caso di utilizzo, come agente gassificante, di aria arricchita con un quantitativo di CO_2 pari al 15 % dell'ossigeno contenuto nell'aria stessa. In questo caso le equazioni alla base del modello sono le seguenti:

- **Bilancio di energia**

$$p.c.i._{RSU} = p.c.i._{CO} \cdot \frac{\alpha}{PM_{CO}} + p.c.i._{H_2} \cdot \frac{\delta}{PM_{H_2}} + \left[cp_{CO} \cdot \alpha + \right.$$

$$\left. + cp_{CO_2} \cdot \beta + cp_{H_2} \cdot \delta + cp_{H_2O} \cdot \varepsilon + cp_{ceneri} \cdot \%ceneri + cp_{N_2} \cdot \frac{N_2}{O_2} \cdot \varphi + cp_{S_2} \cdot \%S_2 \right] \cdot T$$

- **Bilancio di massa dell'Ossigeno**

$$\frac{PM_O}{PM_{CO}} \cdot \alpha + \frac{PM_{O_2}}{PM_{CO_2}} \cdot \beta + \frac{PM_O}{PM_{H_2O}} \cdot \varepsilon = \%O_2 + \frac{PM_O}{PM_{H_2O}} \cdot \%H_2O + \varphi + \frac{PM_{o_2}}{PM_{CO_2}} \cdot 0.15\varphi$$

- **Bilancio di massa del Carbonio**

$$\frac{PM_C}{PM_{CO}} \cdot \alpha + \frac{PM_C}{PM_{CO_2}} \cdot \beta = \%C + \frac{PM_C}{PM_{CO_2}} \cdot 0.15\varphi$$

- **Bilancio di massa dell'Idrogeno**

$$\delta + \frac{PM_{H_2}}{PM_{H_2O}} \cdot \varepsilon = \%H_2 + \frac{PM_{H_2}}{PM_{H_2O}} \cdot \%H_2O$$

- **Costante di equilibrio della reazione di conversione del gas d'acqua**

$$K_{C1} = \frac{\frac{\delta}{2\frac{g}{mol}} \cdot \frac{\beta}{44\frac{g}{mol}}}{\frac{\alpha}{28\frac{g}{mol}} \cdot \frac{\varepsilon}{18\frac{g}{mol}}} = 1{,}02$$

Risolvendo il sistema si ottengono i seguenti valori delle incognite:

SIMBOLO	ELEMENTO	g/g di rifiuto
α	**CO**	0,387
β	**CO_2**	1,024
δ	**H_2**	0,024
ε	**H_2O**	0,363
φ	**O_2**	0,863

Tabella 4.45: Soluzione del sistema per una temperatura di 1.073,15K

Ovviamente si avrà un valore in ingresso di CO_2 dato da:

$$\frac{CO_2}{O_2} + 0.15O_2 = 0.129585032 \frac{kg}{kg_{RSU}}$$

Dove si è considerato il rapporto iniziale $\frac{CO_2}{O_2} = 0$, quindi aria senza CO_2.

La tabella riassuntiva sarà la seguente.

ELEMENTO	*Composizione del syngas in uscita al gassificatore* **kg/kg di rifiuto**	*Composizione di syngas e aria* **Nm³/kg di rifiuto**	*Composizione del syngas prodotto da 1kg di rifiuti in percentuale* **%**	*Calore sensibile* **kJ/Nm³**
CO	0,387	0,310	7,457	82,709
CO_2	1,024	0,522	12,550	213,988
H_2	0,024	0,274	6,593	68,950
H_2O	0,363	0,452	10,877	145,104
N_2	3,248	2,601	62,520	685,845
O_2	0,863	0,605	-	-
V FUMI	-	4,161	-	-
V ARIA	-	3,207	-	-
TOT	-	-	100	-
TOT FUMI	-	-	-	1.044,937

Tabella 4.46: Tabella riassuntiva dei valori ottenuti Per **T=800 °C**

Il volume d'aria in ingresso al gassificatore è calcolabile sommando il quantitativo di ossigeno, che si ricava dalla soluzione del sistema, il quantitativo di azoto, di valore pari a quello che si trova in aria in rapporto all'ossigeno presente (perché considerato inerte nel sistema), e l'aggiunta di CO_2 pari al 15% di O_2.

Con $Q_{aria} = \varphi + 3.76 \cdot \varphi + 0.15\varphi = 4.242 \frac{kg}{kg_{RSU}}$ e rendimento $\eta = \frac{p.c.i._{syngas} \cdot V_{syngas}}{p.c.i._{RDF}} = 0.600 = 60\%$

Consideriamo ora i casi con T=1000 °C e T=1200 °C. I risultati ottenuti sono riportati nella seguente tabella.

ELEMENTO	*Composizione del syngas in uscita al gassificatore* **kg/kg di rifiuto**	*Composizione di syngas e aria* **Nm³/kg di rifiuto**	*Composizione del syngas prodotto da 1kg di rifiuti in percentuale* **%**	*Calore sensibile* **kJ/Nm³**
CO	0,417	0,334	7,839	110,726
CO_2	0,982	0,500	11,724	257,934
H_2	0,017	0,200	4,702	62,058
H_2O	0,422	0,526	12,3248	211,944
N_2	3,380	2,707	63,409	887,727
O_2	0,899	0,630	-	-
V FUMI	-	4,269	-	-
V ARIA	-	3,337	-	-
TOT	-	-	100	-

ELEMENTO	*Composizione del syngas in uscita al gassificatore* **kg/kg di rifiuto**	*Composizione di syngas e aria* **Nm^3/kg di rifiuto**	*Composizione del syngas prodotto da 1kg di rifiuti in percentuale* **%**	*Calore sensibile* **kJ/Nm^3**
TOT FUMI	-	-	-	1.357,606

Tabella 4.47: Tabella riassuntiva dei valori ottenuti Per **T=1000 °C**

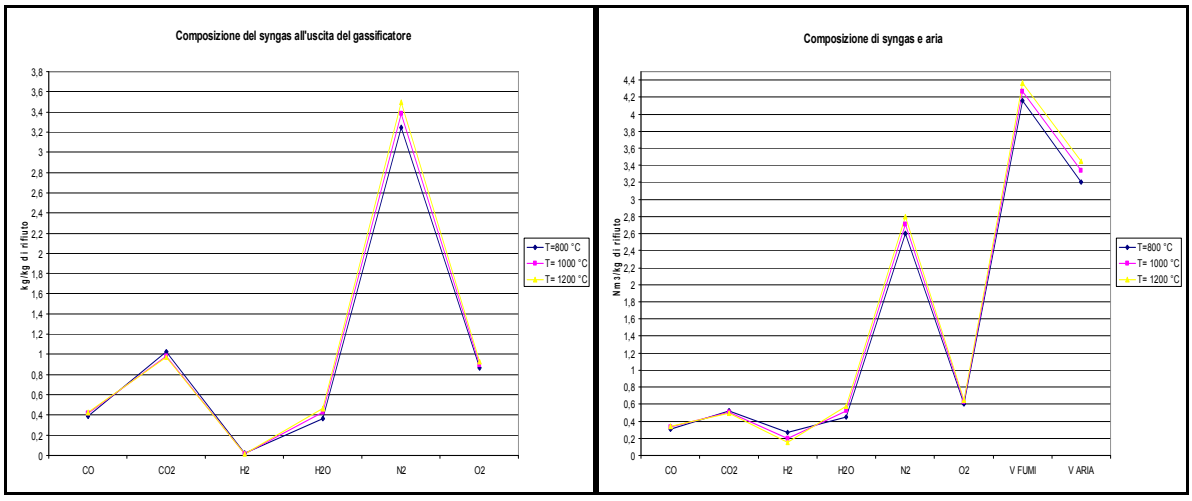
Con $Q_{aria} = \varphi + 3.76 \cdot \varphi + 0.15\varphi = 4.414 \frac{kg}{kg_{RSU}}$ e rendimento $\eta = \frac{p.c.i._{syngas} \cdot V_{syngas}}{p.c.i._{RDF}} = 0.615 = 62\%$

ELEMENTO	*Composizione del syngas in uscita al gassificatore* **kg/kg di rifiuto**	*Composizione di syngas e aria* **Nm^3/kg di rifiuto**	*Composizione del syngas prodotto da 1kg di rifiuti in percentuale* **%**	*Calore sensibile* **kJ/Nm^3**
CO	0,425	0,341	7,816	134,834
CO_2	0,974	0,496	11,379	308,455
H_2	0,013	0,151	3,478	55,645
H_2O	0,461	0,575	13,182	280,929
N_2	3,494	2,798	64,143	1096,848
O_2	0,929	0,651	-	-
V FUMI	-	4,363	-	-
V ARIA	-	3,450	-	-
TOT	-	-	100	-
TOT FUMI	-	-	-	1.686,234

Tabella 4.48: Tabella riassuntiva dei valori ottenuti Per **T=1200 °C**

Con $Q_{aria} = \varphi + 3.76 \cdot \varphi + 0.15\varphi = 4.563 \frac{kg}{kg_{RSU}}$ e rendimento $\eta = \frac{p.c.i._{syngas} \cdot V_{syngas}}{p.c.i._{RDF}} = 0.629 = 63\%$

Si riportano di seguito gli andamenti al variare dalla temperatura.



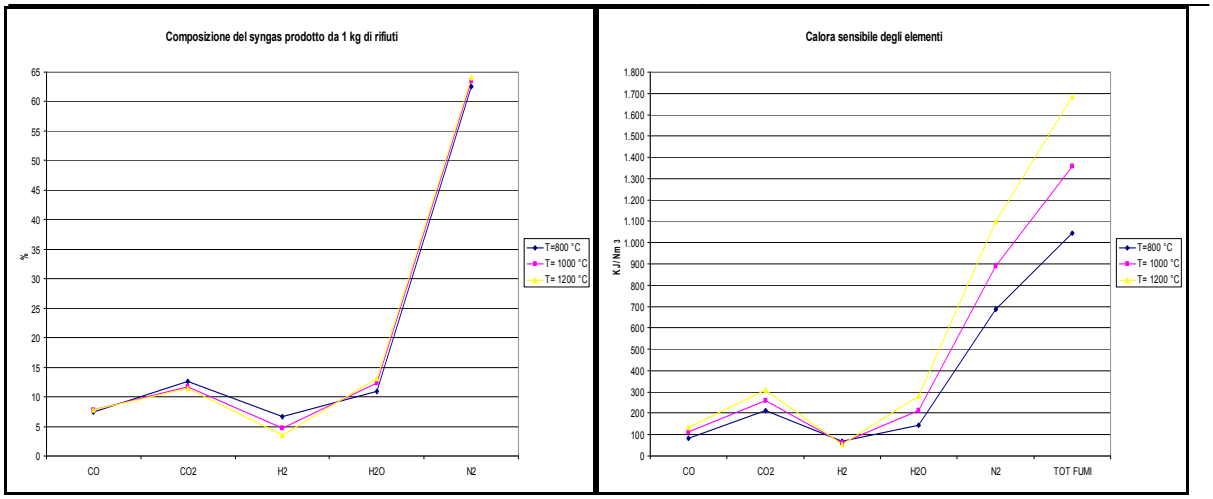


Fig. 4.18: Variazione dei parametri analizzati

Nel grafico sottostante riportiamo una sintesi in dettaglio dei valori ottenuti, considerando tutti i parametri rilevanti calcolati.

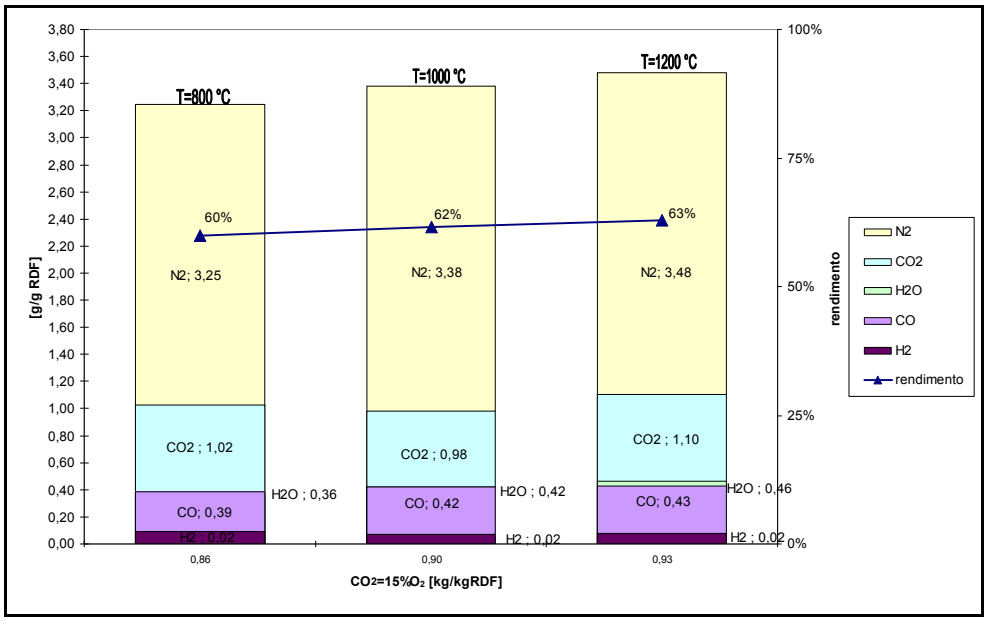


Fig. 4.19: Andamento degli elementi costituenti il syngas al variare della temperatura

Come si può notare, in generale, i parametri aumentano all'aumentare della temperatura, come l'azoto, il monossido di carbonio e l'acqua presente. Da notare come il valore di H_2 sia costante nei tre casi e come, il parametro anidride carbonica, a T=1000 °C, sia inferiore rispetto agli altri casi. Il rendimento cresce con la temperatura.

Valutiamo ora il caso di utilizzo, come agente gassificante, di aria arricchita con un quantitativo di CO_2 pari al 90 % dell'ossigeno contenuto nell'aria stessa.

Risolvendo il sistema, si ottengono i seguenti valori delle incognite

SIMBOLO	ELEMENTO	g/g di rifiuto
α	**CO**	0,392
β	**CO_2**	1,712
δ	**H_2**	0,017
ε	**H_2O**	0,426
φ	**O_2**	0,917

Tabella 4.49: Soluzione del sistema per una temperatura di 1.073,15K

Ovviamente si avrà un valore in ingresso di CO_2 dato da:

$$\frac{CO_2}{O_2} + 0.90O_2 = 0.137620263\frac{kg}{kg_{RSU}}$$

dove si è considerato il rapporto iniziale $\frac{CO_2}{O_2} = 0$, quindi aria senza anidride carbonica iniziale.

La tabella riassuntiva sarà la seguente.

ELEMENTO	*Composizione del syngas in uscita al gassificatore* **kg/kg di rifiuto**	*Composizione di syngas e aria* **Nm^3/kg di rifiuto**	*Composizione del syngas prodotto da 1kg di rifiuti in percentuale* **%**	*Calore sensibile* **kJ/Nm^3**
CO	0,392	0,314	6,720	74,531
CO_2	1,712	0,873	18,665	318,251
H_2	0,017	0,195	4,175	43,661
H_2O	0,426	0,531	11,368	151,646
N_2	3,449	2,762	59,070	648,000
O_2	0,917	0,642	-	-
V FUMI	-	4,677	-	-
V ARIA	-	3,405	-	-
TOT	-	-	100	-
TOT FUMI	-	-	-	1117,898

Tabella 4.50: Tabella riassuntiva dei valori ottenuti Per **T=800 °C**

Il volume d'aria in ingresso al gassificatore è calcolabile sommando il quantitativo di ossigeno, che si ricava dalla soluzione del sistema, e il quantitativo di azoto, di valore pari a quello che si trova in aria in rapporto all'ossigeno presente e l'aggiunta di CO_2 pari al 90% di O_2.

Con $Q_{aria} = \varphi + 3.76 \cdot \varphi + 0.90\varphi = 5.193\frac{kg}{kg_{RSU}}$ e rendimento $\eta = \frac{p.c.i._{syngas} \cdot V_{syngas}}{p.c.i._{RDF}} = 0.674 = 67\%$

Consideriamo ora i casi con T=1000 °C e T=1200 °C. Dall'elaborazione svolta si sono ottenuti i seguenti valori.

ELEMENTO	*Composizione del syngas in uscita al gassificatore* **kg/kg di rifiuto**	*Composizione di syngas e aria* **Nm^3/kg di rifiuto**	*Composizione del syngas prodotto da 1kg di rifiuti in percentuale* **%**	*Calore sensibile* **kJ/Nm^3**
CO	0,398	0,319	6,590	93,086

ELEMENTO	*Composizione del syngas in uscita al gassificatore* **kg/kg di rifiuto**	*Composizione di syngas e aria* **Nm³/kg di rifiuto**	*Composizione del syngas prodotto da 1kg di rifiuti in percentuale* **%**	*Calore sensibile* **kJ/Nm³**
CO_2	1,746	0,890	18,379	404,352
H_2	0,011	0,123	2,549	33,649
H_2O	0,484	0,603	12,461	214,292
N_2	3,629	2,906	60,018	840,263
O_2	0,965	0,676	-	-
V FUMI	-	4,843	-	-
V ARIA	-	3,583	-	-
TOT	-	-	100	-
TOT FUMI	-	-	-	1.458,908

Tabella 4.51: Tabella riassuntiva dei valori ottenuti Per **T=1000 °C**

Con $Q_{aria} = \varphi + 3.76 \cdot \varphi + 0.90\varphi = 5.463 \frac{kg}{kg_{RSU}}$ e rendimento $\eta = \frac{p.c.i._{syngas} \cdot V_{syngas}}{p.c.i._{RDF}} = 0.698 = 70\%$

ELEMENTO	*Composizione del syngas in uscita al gassificatore* **kg/kg di rifiuto**	*Composizione di syngas e aria* **Nm³/kg di rifiuto**	*Composizione del syngas prodotto da 1kg di rifiuti in percentuale* **%**	*Calore sensibile* **kJ/Nm³**
CO	0,374	0,300	6,007	103,633
CO_2	1,823	0,929	18,599	504,191
H_2	0,007	0,080	1,605	25,689
H_2O	0,519	0,646	12,942	275,820
N_2	3,796	3,040	60,843	1040,424
O_2	1,009	0,707	-	-
V FUMI	-	4,997	-	-
V ARIA	-	3,747	-	-
TOT	-	-	100	-
TOT FUMI	-	-	-	1.820,437

Tabella 4.52: Tabella riassuntiva dei valori ottenuti Per **T=1200 °C**

Con $Q_{aria} = \varphi + 3.76 \cdot \varphi + 0.90\varphi = 5.261 \frac{kg}{kg_{RSU}}$ e rendimento $\eta = \frac{p.c.i._{syngas} \cdot V_{syngas}}{p.c.i._{RDF}} = 0.721 = 72\%$

Si riportano di seguito gli andamenti al variare dalla temperatura.

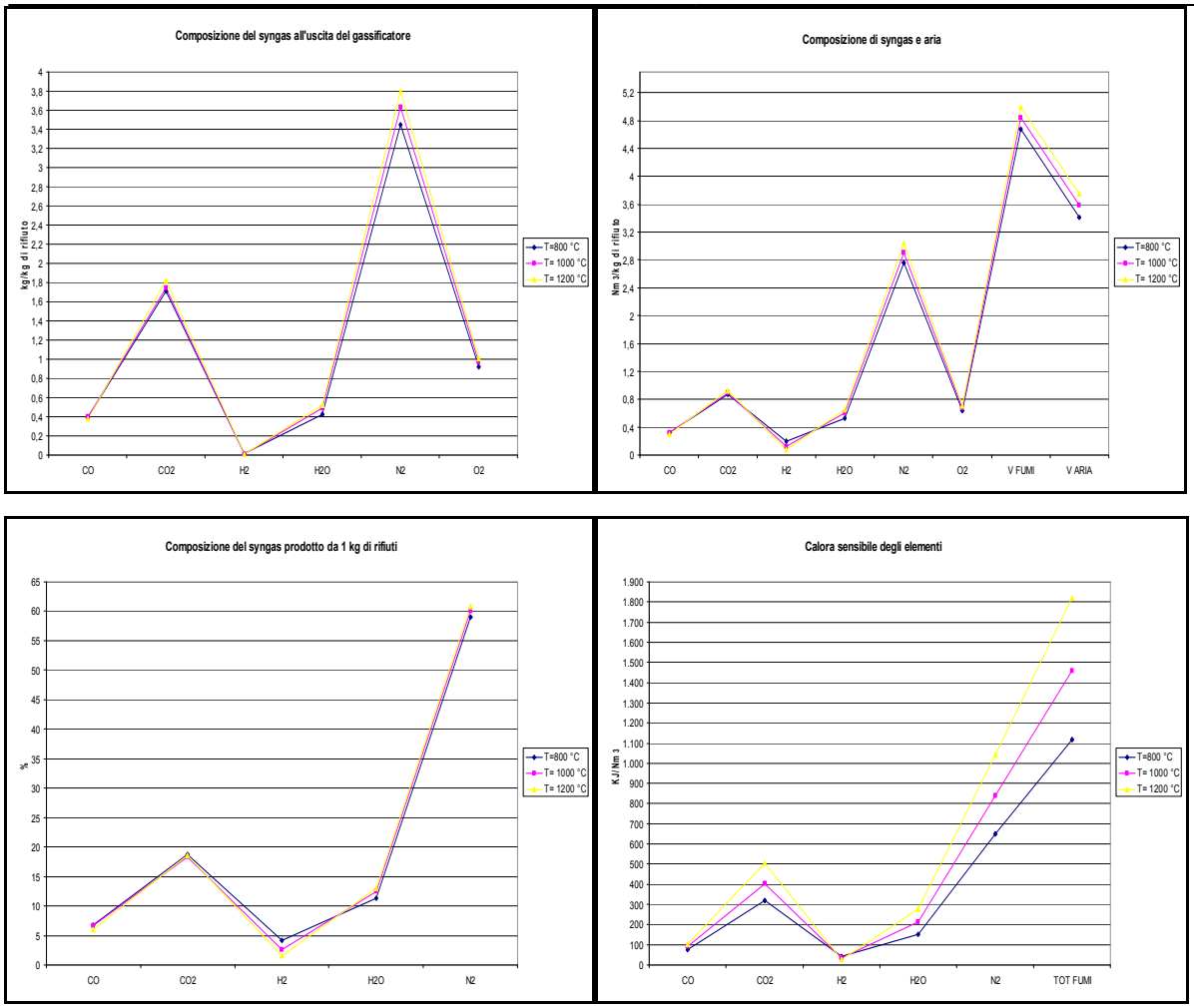


Fig. 4.20: Variazione dei parametri analizzati

Riportando di seguito un resoconto dei valori ottenuti: possiamo osservare che tutti i valori aumentano all'aumentare della temperatura (l'unico parametro in diminuzione è l'idrogeno, i valori di decrescita sono comunque molto bassi).

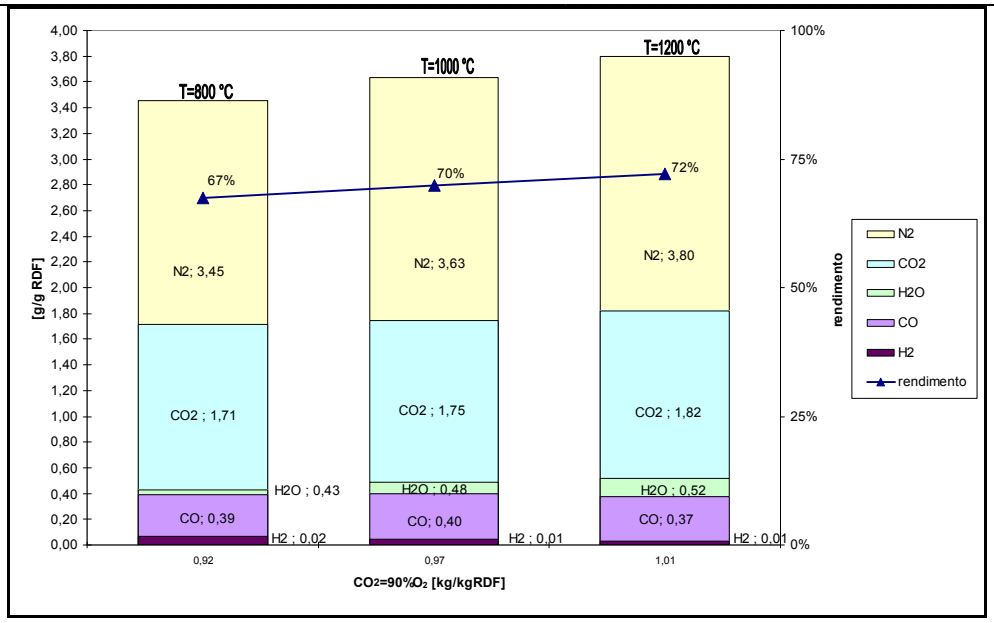


Fig. 4.21: Andamento degli elementi costituenti il syngas al variare della temperatura

Paragonando i valori ottenuti in questo caso con quelli ottenuti nel caso di arricchimenti del 15% in CO_2 (rispetto al valore dell'ossigeno presente nell'aria in ingresso al sistema), si può notare come in quest'ultimo caso si hanno valori di azoto, di anidride carbonica e acqua maggiori mentre non si hanno forti variazioni di monossido di carbonio e idrogeno. Il rendimento è maggiore in quest'ultimo caso.

4.4.3 Caso 3 – Agente gassificante: aria + vapore

Consideriamo ora il caso in cui in ingresso ci sia, in qualità di agente gassificante, aria arricchita con H_2O_{vap} in quantità pari al 15% dell'ossigeno in ingresso. La temperatura considerata inizialmente è di 800°C, successivamente si sono esaminate anche le temperature di 1000°C e 1200°C Le equazioni, in questo caso, sono le seguenti:

- **Bilancio di energia**

$$p.c.i._{RSU} = p.c.i._{CO} \cdot \frac{\alpha}{PM_{CO}} + p.c.i._{H_2} \cdot \frac{\delta}{PM_{H_2}} + \left[cp_{CO} \cdot \alpha + \right.$$

$$\left. + cp_{CO_2} \cdot \beta + cp_{H_2} \cdot \delta + cp_{H_2O} \cdot \varepsilon + cp_{ceneri} \cdot \%ceneri + cp_{N_2} \cdot \frac{N_2}{O_2} \cdot \varphi + cp_{S_2} \cdot \%S_2 \right] \cdot T$$

- **Bilancio di massa dell'Ossigeno**

$$\frac{PM_O}{PM_{CO}} \cdot \alpha + \frac{PM_{O_2}}{PM_{CO_2}} \cdot \beta + \frac{PM_O}{PM_{H_2O}} \cdot \varepsilon = \%O_2 + \frac{PM_O}{PM_{H_2O}} \cdot \%H_2O + \varphi + \frac{PM_O}{PM_{H_2O}} \cdot 0.15\varphi$$

- **Bilancio di massa del Carbonio**

$$\frac{PM_C}{PM_{CO}} \cdot \alpha + \frac{PM_C}{PM_{CO_2}} \cdot \beta = \%C$$

- **Bilancio di massa Idrogeno**

$$\delta + \frac{PM_{H_2}}{PM_{H_2O}} \cdot \varepsilon = \%H_2 + \frac{PM_{H_2}}{PM_{H_2O}} \cdot \%H_2O + 0.15\varphi \cdot \frac{PM_{H_2}}{PM_{H_2O}}$$

- **Costante di equilibrio della reazione di conversione del gas d'acqua**

$$K_{C1} = \frac{\frac{\delta}{2\frac{g}{mol}} \cdot \frac{\beta}{44\frac{g}{mol}}}{\frac{\alpha}{28\frac{g}{mol}} \cdot \frac{\varepsilon}{18\frac{g}{mol}}} = 1{,}02$$

Risolvendo il sistema, si ottengono i seguenti valori delle incognite:

SIMBOLO	ELEMENTO	g/g di rifiuto
α	**CO**	0,333
β	**CO_2**	0,980
δ	**H_2**	0,027
ε	**H_2O**	0,462
φ	**O_2**	0,867

Tabella 4.53: Soluzione del sistema per una temperatura di 1.073,15K

Ovviamente si avrà un valore in ingresso di H_2O dato da:

$$\frac{H_2O}{O_2} + 0.15O_2 = 0.130068284\frac{kg}{kg_{RSU}}$$

Dove si è considerato il rapporto iniziale $\frac{H_2O}{O_2} = 0$, quindi aria in assenza di umidità.

La tabella riassuntiva risulta la seguente.

ELEMENTO	*Composizione del syngas in uscita al gassificatore* **kg/kg di rifiuto**	*Composizione di syngas e aria* **Nm^3/kg di rifiuto**	*Composizione del syngas prodotto da 1kg di rifiuti in percentuale* **%**	*Calore sensibile* **kJ/Nm^3**
CO	0,333	0,266	6,252	69,336
CO_2	0,980	0,499	11,712	199,705
H_2	0,027	0,313	7,345	76,815
H_2O	0,462	0,575	13,490	179,960
N_2	3,260	2,611	61,198	671,349
O_2	0,867	0,607	-	-
V FUMI	-	4,266	-	-

ELEMENTO	*Composizione del syngas in uscita al gassificatore* **kg/kg di rifiuto**	*Composizione di syngas e aria* **Nm³/kg di rifiuto**	*Composizione del syngas prodotto da 1kg di rifiuti in percentuale* **%**	*Calore sensibile* **kJ/Nm³**
V ARIA	-	3,381	-	-
TOT	-	-	100	-
TOT FUMI	-	-	-	1.051,015

Tabella 4.54: Tabella riassuntiva dei valori ottenuti Per **T=800 °C**

Il volume d'aria in ingresso al gassificatore è calcolabile sommando il quantitativo di ossigeno, che si ricava dalla soluzione del sistema, e il quantitativo di azoto, di valore pari a quello che si trova in aria in rapporto all'ossigeno presente, e l'aggiunta di H_2O pari al 15% di O_2.

Con $Q_{aria} = \varphi + 3.76 \cdot \varphi + 0.15\varphi = 4.258 \frac{kg}{kg_{RSU}}$ e rendimento $\eta = \frac{p.c.i._{syngas} \cdot V_{syngas}}{p.c.i._{RDF}} = 0.615 = 62\%$

Consideriamo ora i casi con T=1000 °C e T=1200 °C, ottenendo i valori riportati nella tabella sottostante.

ELEMENTO	*Composizione del syngas in uscita al gassificatore* **kg/kg di rifiuto**	*Composizione di syngas e aria* **Nm³/kg di rifiuto**	*Composizione del syngas prodotto da 1kg di rifiuti in percentuale* **%**	*Calore sensibile* **kJ/Nm³**
CO	0,368	0,295	6,747	95,304
CO_2	0,924	0,471	10,761	236,744
H_2	0,021	0,236	5,390	71,133
H_2O	0,529	0,659	15,064	259,059
N_2	3,391	2,716	62,036	868,512
O_2	0,901	0,632	-	-
V FUMI	-	4,378	-	-
V ARIA	-	3,516	-	-
TOT	-	-	100	-
TOT FUMI	-	-	-	1.364,316

Tabella 4.55: Tabella riassuntiva dei valori ottenuti Per **T=1000 °C**

Con $Q_{aria} = \varphi + 3.76 \cdot \varphi + 0.15\varphi = 4.428 \frac{kg}{kg_{RSU}}$ e rendimento $\eta = \frac{p.c.i._{syngas} \cdot V_{syngas}}{p.c.i._{RDF}} = 0.631 = 63\%$

ELEMENTO	*Composizione del syngas in uscita al gassificatore* **kg/kg di rifiuto**	*Composizione di syngas e aria* **Nm³/kg di rifiuto**	*Composizione del syngas prodotto da 1kg di rifiuti in percentuale* **%**	*Calore sensibile* **kJ/Nm³**
CO	0,382	0,306	6,849	118,151
CO_2	0,902	0,460	10,288	278,881
H_2	0,016	0,183	4,102	65,631
H_2O	0,575	0,717	16,042	341,880
N_2	3,502	2,805	62,716	1072,459

ELEMENTO	*Composizione del syngas in uscita al gassificatore* **kg/kg di rifiuto**	*Composizione di syngas e aria* **Nm³/kg di rifiuto**	*Composizione del syngas prodotto da 1kg di rifiuti in percentuale* **%**	*Calore sensibile* **kJ/Nm³**
O_2	0,931	0,652	-	-
V FUMI	-	4,472	-	-
V ARIA	-	3,632	-	-
TOT	-	-	100	-
TOT FUMI	-	-	-	1.693,222

Tabella 4.56: Tabella riassuntiva dei valori ottenuti Per **T=1200 °C**

Con $Q_{aria} = \varphi + 3.76 \cdot \varphi + 0.15\varphi = 4.574 \frac{kg}{kg_{RSU}}$ e rendimento $\eta = \frac{p.c.i._{syngas} \cdot V_{syngas}}{p.c.i._{RDF}} = 0.645 = 65\%$

Si riportano di seguito gli andamenti al variare dalla temperatura.

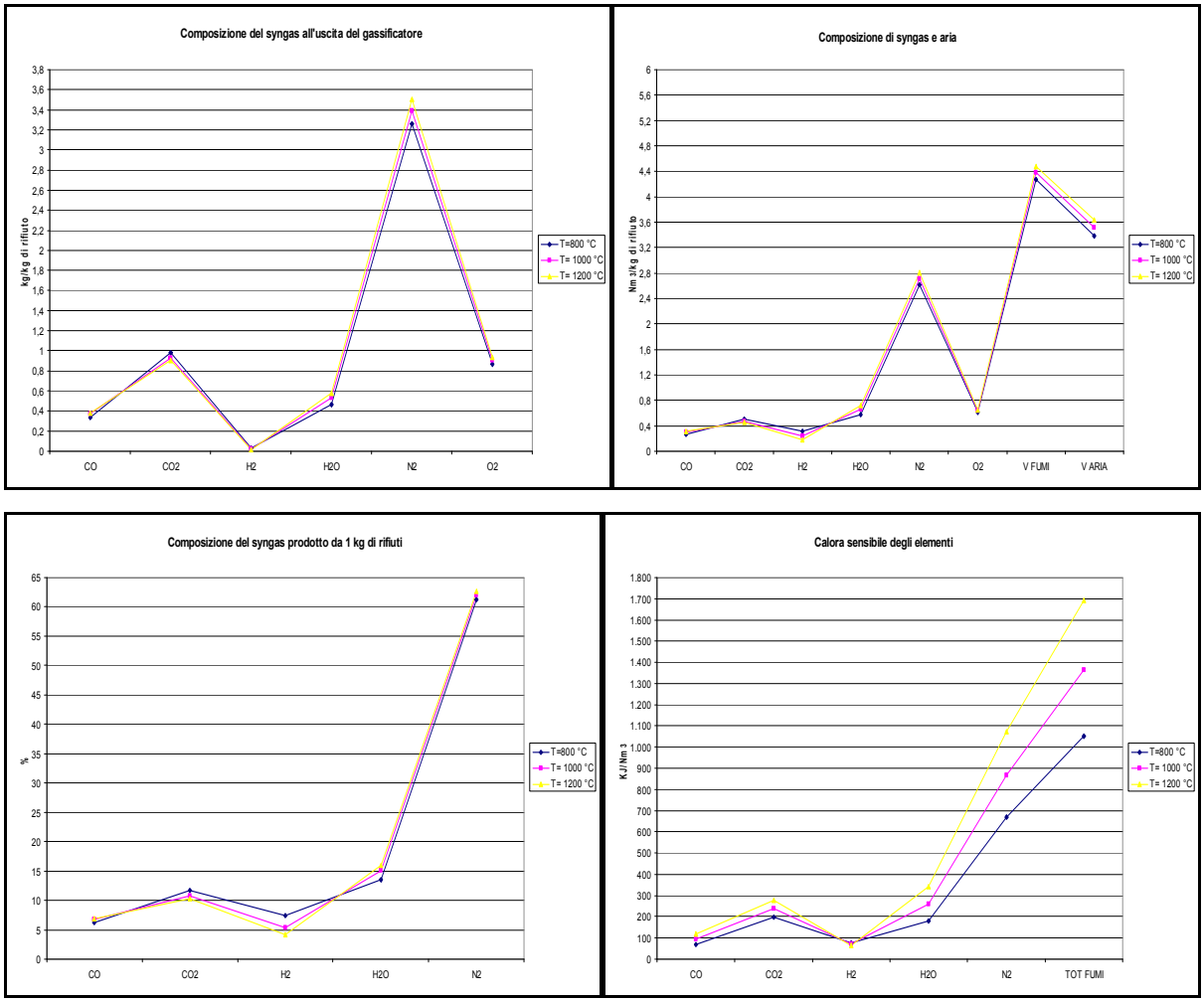


Fig. 4.22: Variazione dei parametri analizzati

Riportiamo in sintesi i valori delle concentrazioni ottenuti.

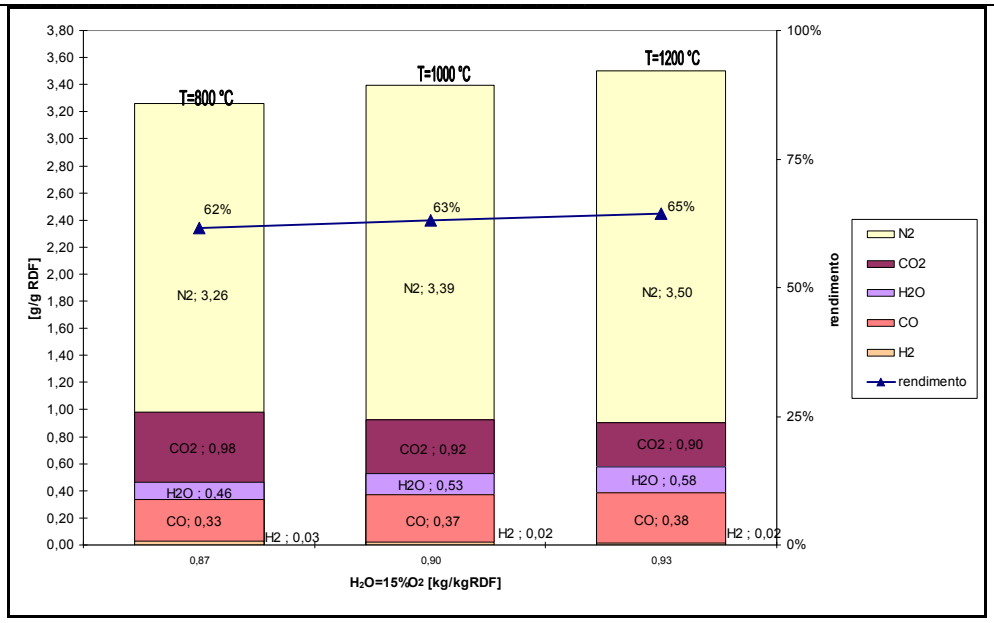


Fig. 4.23: Andamento degli elementi costituenti il syngas al variare della temperatura

Analizziamo infine il caso relativo all'utilizzo, in qualità di agente gassificante, di aria arricchita con un quantitativo di vapore pari al 90 % rispetto all'ossigeno in ingresso.

Risolvendo il sistema, si ottengono i seguenti valori delle incognite.

SIMBOLO	ELEMENTO	g/g di rifiuto
α	CO	0,168
β	CO_2	1,239
δ	H_2	0,028
ε	H_2O	1,185
φ	O_2	0,955

Tabella 4.57: Soluzione del sistema per una temperatura di 1.073,15K

Ovviamente si avrà un valore in ingresso di H_2O dato da:

$$\frac{H_2O}{O_2} + 0.90O_2 = 0.860163022\frac{kg}{kg_{RSU}}$$

dove si è considerato il rapporto iniziale $\frac{H_2O}{O_2} = 0$, quindi aria senza acqua vapore.

La tabella riassuntiva sarà la seguente.

ELEMENTO	*Composizione del syngas in uscita al gassificatore* **kg/kg di rifiuto**	*Composizione di syngas e aria* **Nm^3/kg di rifiuto**	*Composizione del syngas prodotto da 1kg di rifiuti in percentuale* **%**	*Calore sensibile* **kJ/Nm^3**
CO	0,168	0,134	2,474	27,444
CO_2	1,239	0,631	11,607	197,909
H_2	0,028	0,321	5,902	61,724
H_2O	1,185	1,477	27,141	362,042

ELEMENTO	*Composizione del syngas in uscita al gassificatore* **kg/kg di rifiuto**	*Composizione di syngas e aria* **Nm³/kg di rifiuto**	*Composizione del syngas prodotto da 1kg di rifiuti in percentuale* **%**	*Calore sensibile* **kJ/Nm³**
N_2	3,593	2,878	52,874	580,032
O_2	0,955	0,669	-	-
V FUMI	-	5,443	-	-
V ARIA	-	4,619	-	-
TOT	-	-	100	-
TOT FUMI	-	-	-	1.139,984

Tabella 4.58: Tabella riassuntiva dei valori ottenuti per T=800 °C

Il volume d'aria in ingresso al gassificatore è calcolabile sommando il quantitativo di ossigeno, che si ricava dalla soluzione del sistema, e il quantitativo di azoto, di valore pari a quello che si trova in aria in rapporto all'ossigeno presente, e l'aggiunta di H_2O vapore pari al 90% di O_2.

Con $Q_{aria} = \varphi + 3.76 \cdot \varphi + 0.90\varphi = 5.409 \frac{kg}{kg_{RSU}}$ e rendimento $\eta = \frac{p.c.i._{syngas} \cdot V_{syngas}}{p.c.i._{RDF}} = 0.784 = 78\%$

Consideriamo ora i casi con T=1000 °C e T=1200 °C. I valori ottenuti sono riportati nella tabella sottostante.

ELEMENTO	*Composizione del syngas in uscita al gassificatore* **kg/kg di rifiuto**	*Composizione di syngas e aria* **Nm³/kg di rifiuto**	*Composizione del syngas prodotto da 1kg di rifiuti in percentuale* **%**	*Calore sensibile* **kJ/Nm³**
CO	0,198	0,159	2,835	40,053
CO_2	1,191	0,607	10,824	238,145
H_2	0,021	0,239	4,274	56,405
H_2O	1,287	1,604	28,591	491,678
N_2	3,746	3,000	53,473	748,627
O_2	0,996	0,698	-	-
V FUMI	-	5,611	-	-
V ARIA	-	4,816	-	-
TOT	-	-	100	-
TOT FUMI	-	-	-	1.478,450

Tabella 4.59: Tabella riassuntiva dei valori ottenuti Per **T=1000 °C**

Con $Q_{aria} = \varphi + 3.76 \cdot \varphi + 0.90\varphi = 5.640 \frac{kg}{kg_{RSU}}$ e rendimento $\eta = \frac{p.c.i._{syngas} \cdot V_{syngas}}{p.c.i._{RDF}} = 0.809 = 81\%$

ELEMENTO	*Composizione del syngas in uscita al gassificatore* **kg/kg di rifiuto**	*Composizione di syngas e aria* **Nm³/kg di rifiuto**	*Composizione del syngas prodotto da 1kg di rifiuti in percentuale* **%**	*Calore sensibile* **kJ/Nm³**
CO	0,209	0,167	2,909	50,180
CO_2	1,175	0,599	10,408	282,157
H_2	0,016	0,182	3,172	50,747
H_2O	1,365	1,700	29,549	629,730

ELEMENTO	*Composizione del syngas in uscita al gassificatore* **kg/kg di rifiuto**	*Composizione di syngas e aria* **Nm^3/kg di rifiuto**	*Composizione del syngas prodotto da 1kg di rifiuti in percentuale* **%**	*Calore sensibile* **kJ/Nm^3**
N_2	3,877	3,105	53,959	922,709
O_2	1,031	0,722	-	-
V FUMI	-	5,755	-	-
V ARIA	-	4,984	-	-
TOT	-	-	100	-
TOT FUMI	-	-	-	1.834,597

Tabella 4.60: Tabella riassuntiva dei valori ottenuti Per **T=1200 °C**

Con $Q_{aria} = \varphi + 3.76 \cdot \varphi + 0.90\varphi = 5.837 \frac{kg}{kg_{RSU}}$ e rendimento $\eta = \frac{p.c.i._{syngas} \cdot V_{syngas}}{p.c.i._{RDF}} = 0.829 = 83\%$

Si riportano di seguito gli andamenti al variare dalla temperatura.

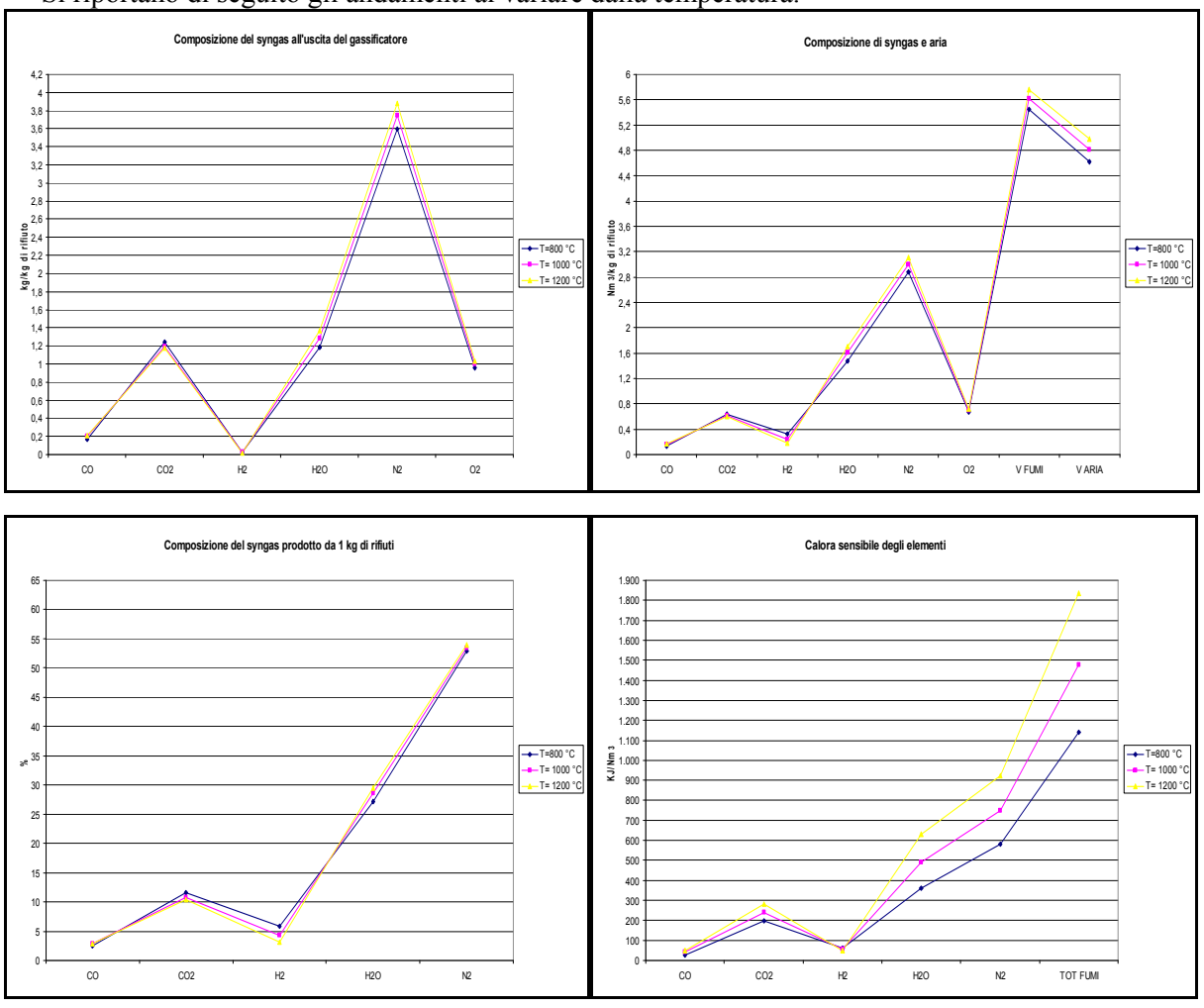


Fig. 4.24: Variazione dei parametri analizzati

Riportiamo una sintesi delle concentrazioni ottenute.

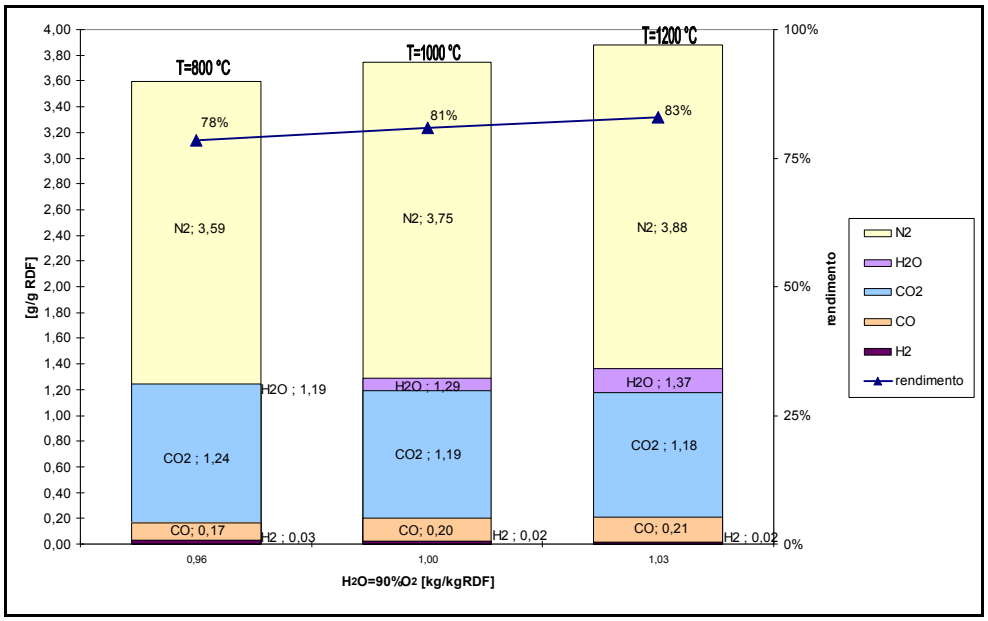


Fig. 4.25: Andamento degli elementi costituenti il syngas al variare della temperatura

Comparando quest'ultimo caso analizzato con il precedente (che prevede di utilizzare come agente gassificante aria arricchita con il 15 % di vapore) osserviamo valori molto inferiori del parametro monossido di carbonio e valori nettamente superiori del parametro anidride carbonica. In quest'ultimo caso i rendimenti ottenibili sono molto elevati, maggiori di tutti i casi fino ad ora studiati [Panepinto D. et al., 2011 Firenze][Panepinto D. et al., 2011 Berlino].

4.5 Sviluppi futuri

A valle dell'attento studio già effettuato nel corso del presente lavoro di ricerca, si propone come attività futura (tra l'altro già avviata) lo svolgimento di alcune prove sperimentali di pirolisi utilizzando apparecchiatura di laboratorio.

In particolare si propone l'analisi, mediante prove sperimentali di laboratorio, di pellets costituiti dai seguenti materiali: carta, plastica (dopo vari test si è deciso di utilizzare del PE) e legno (sono state create bricchette con diverse percentuali di tali composti) al fine di capire se c'è interazione tra i materiali stessi nel corso dello sviluppo del processo di pirolisi.

I pellets da analizzare sono già stati creati utilizzando una strumentazione creata ad hoc e costituita da: una pressa idraulica manuale e delle pastigliatrici collegate ad un lettore portatile di termocoppie. Nel dettaglio le pastigliatrici sono costituite da un robusto blocco in acciaio, nel quale è stata inserita con interferenza una canna in acciaio bonificato. All'interno della canna viene fatto scorrere un punzone di acciaio HSS. Le pastigliatrici in oggetto sono dotate di una resistenza esterna per il loro riscaldamento, la temperatura viene misurata con un lettore di termocoppie portatile e il riscaldamento (avente potenza di circa 100 W) viene spento manualmente quando si raggiunge la temperatura voluta.

Sono state avviate delle prime prove pirolizzando alcuni dei pellets creati nell'impianto di pirolisi creato ad hoc e presente nel laboratorio del Dipartimento di Scienza dei Materiali e Ingegneria Chimica di questo Politecnico. Nel seguito tale impianto di laboratorio è illustrato nel dettaglio.

Poiché la sperimentazione è ancora in fase di sviluppo si omettono, nella presente trattazione, i risultati ottenuti (in quanto se ne sta ancora esaminando la significatività).

4.5.1 Apparecchiatura di pirolisi

I campioni cilindrici (i pellets) vengono riscaldati all'interno di una capsula di acciaio inossidabile in grado di prevenire il contatto tra il campione stesso e l'aria. La capsula viene posta all'interno del forno di pirolisi (Figura 4.26) [Grieco E. et al., 2008].

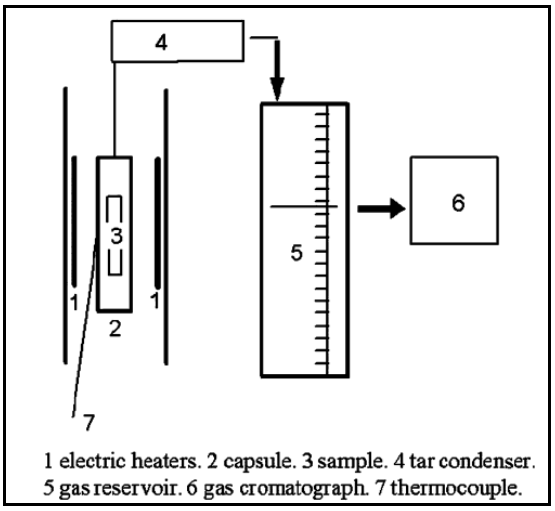


Fig. 4.26: Organizzazione dell'apparecchiatura sperimentale

La capsula presenta un diametro interno di 22 mm ed una lunghezza di 120 mm. Nella parte alta della capsula sono inserite due termocoppie (T1 e T2): una di queste viene utilizzata per misurare la temperatura (Figura 4.27) superficiale del campione (T1), l'altra è posizionata al centro del campione stesso (T2). Una terza termocoppia (T0) è inserita nell'involucro della capsula al fine di misurare la temperatura della capsula stessa. Tutte le termocoppie sono poste in corrispondenza dell'altezza mediana del campione da analizzare. Sulla superficie del campione, nella posizione corrispondente a quella dove è ubicata alla termocoppia T1, viene praticato un piccolo segno (avente profondità di circa 0,5 mm) al fine di migliorare il contatto tra la termocoppia ed il campione.

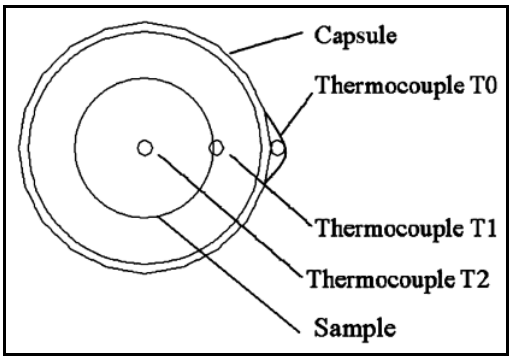


Fig. 4.27: Posizionamento delle termocoppie

La termocoppia T0 è connessa ad un programmatore di temperature al fine di imporre una velocità di aumento della temperatura della capsula ben definita. Il forno vuoto può raggiungere una velocità massima di riscaldamento dell'ordine di 5 °C/s, la velocità massima di riscaldamento della capsula è di 2 °C/s; al fine di ottenere un preciso controllo della temperatura la velocità di riscaldamento per i test, fino ad oggi effettuati, è stata limitata a 1,5 °C/s.

Il gas ed il tar prodotti nel corso delle prove di pirolisi fuoriescono dalla capsula attraverso un tubo posizionato nella parte alta del sistema stesso. Questo flusso viene inviato o ad un sistema di collettamento o ad una cappa di ventilazione ubicata laddove è posizionata l'apparecchiatura stessa (Fig. 4.28 a e b).

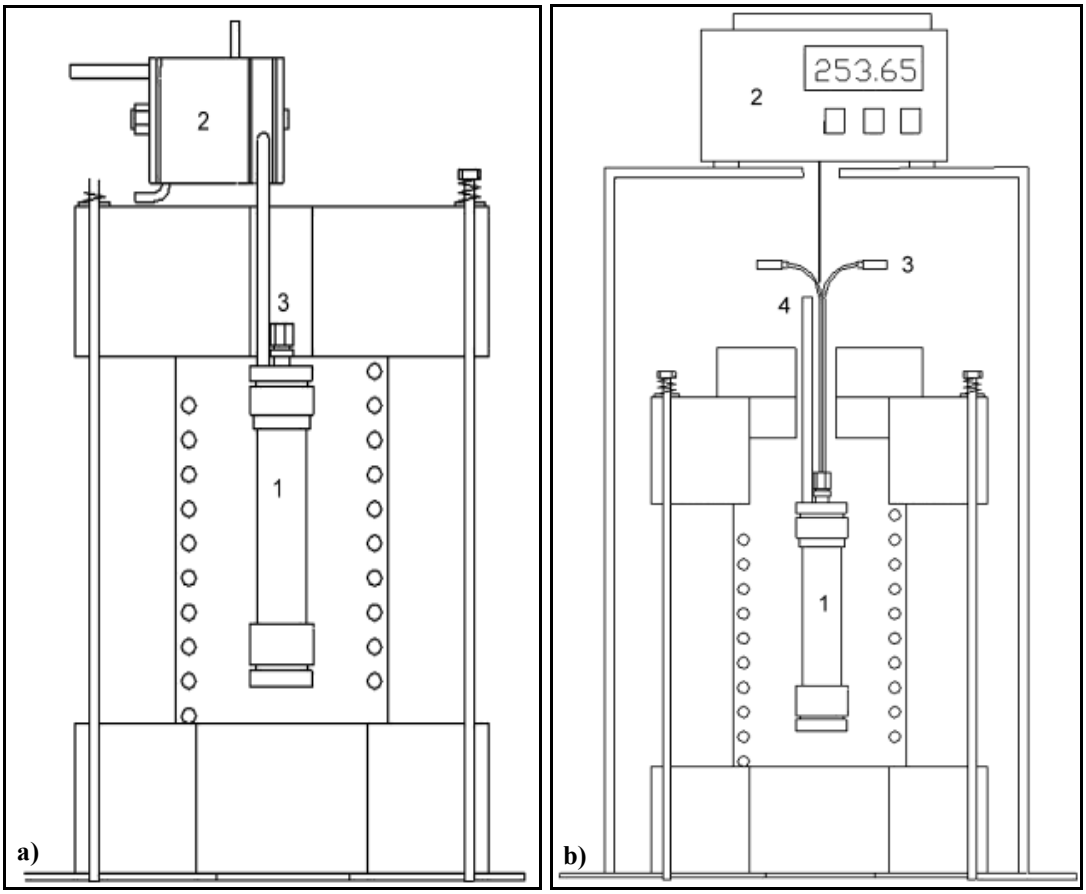


Fig. 4.28: **a)** Configurazione dell'apparecchiatura sperimentale per test con misure del gas e del tar (1, capsula; 2, condensatore; 3, entrata della termocoppia), **b)** Configurazione dell'apparecchiatura sperimentale per test con misura del peso perso (1, capsula; 2, bilancia; 3, termocoppie; 4, sfiato)

Ciascun test si compone di due parti. Nel corso della prima parte la capsula è sospesa ad una bilancia elettronica e viene misurata la cinetica di pirolisi (decremento della massa del campione con il passare del tempo) (Fig. 4.28 a), una registrazione simultanea del peso e della temperatura viene effettuata mediante un pc. Il tubo del fumo è liberamente inserito dentro la cappa di aspirazione.

Nel corso della seconda parte del test, il gas viene inviato prima al condensatore del tar e successivamente a un sistema di collettamento. Il condensatore consiste in un tubo di alluminio, di modesta lunghezza, tenuto ad una temperatura di circa 20 °C e riempito con lana di vetro: il tar condensa sulla lana di vetro e sulla parete di alluminio (Fig. 4.28 a).

Alla fine di ciascun test il condensatore viene pulito e la lana di vetro viene cambiata. L'ammontare del tar prodotto in ciascun test viene determinato tramite pesate (variazione del peso prima e dopo). I gas non condensati possono entrare in un serbatoio di riserva in vetro inizialmente riempito di acqua. La variazione del livello dell'acqua viene utilizzata per quantificare il volume. L'aumento di pressione dovuto all'acqua presente in testa è sempre inferiore a 300 Pa e non influisce sul processo di pirolisi.

Gli idrocarburi sviluppati attraverso il processo di pirolisi sono assorbiti dall'acqua in quantità molto piccola; al fine di evitare l'assorbimento di CO_2 l'acqua viene acidificata con H_2SO_4.

Il volume perso attraverso la capsula, il condensatore e le connessioni è in genere trascurabile nel caso in cui si tratti un quantitativo di campione cospicuo, ma può rappresentare fino al 25 % del totale del gas (non condensabile) prodotto dalla pirolisi nel caso di quantitativi di campione di piccola entità. Al fine di superare questo problema la capsula ed il condensatore vengono sempre riempiti con azoto prima che il test abbia inizio.

Test preliminari effettuati hanno dimostrato che la composizione del gas di pirolisi non cambia (in maniera marcata) durante lo svolgimento del processo di pirolisi stesso.

Il gas non condensabile viene analizzato per mezzo di un gascromatografo (modello Varian cp4900 equipaggiato con due colonne: MS5A e una membrana polimerica). Il char ed il materiale solido vergine vengono analizzati per mezzo di un analizzatore elementare CarloErba 6000. Il tar è collettato e condensato. Per la definizione qualitativa si prevede di sciogliere tutto in acetone (lana di vetro su cui il tar è condensato) ed analizzare mediante il gas – massa.

Fig. 4.29: **a)** Esempio di campione di pellet creato (50 % PE, 25 % carta, 25 % legno) **b)** Char residuale dopo pirolisi

4.5.2 Descrizione delle prove

Il sistema, così come in precedenza descritto, consente l'esecuzione di due differenti tipologie di prove sperimentali rispettivamente finalizzate al campionamento ed analisi dei prodotti di pirolisi (in particolare dei prodotti gassosi) ed alla misura delle cinetiche di perdita di peso dei campioni. Possono

essere trattati campioni con diametro fino a 20 mm e lunghezza fino a 8 mm. Nel caso in cui si debbano campionare i gas la capsula deve essere associata ad un condensatore per tar ed acqua di pirolisi. I gas prodotti dopo aver attraversato il condensatore vengono inviati ad un raccoglitore. Per le misure di cinetica di perdita di peso invece la capsula deve essere sospesa ad una bilancia posta al di sopra del forno. Le pesate devono essere automaticamente campionate al computer. Nel corso di ambo le prove la temperatura esterna del provino e quella interna (presente al suo centro) devono essere campionate mediante due termocoppie, i cui segnali, elaborati dall'indicatore di temperature, vengono campionati da computer.

Il primo set di prove che si sta eseguendo prevede l'analisi di pellets costituiti da carta e plastica, al fine di caratterizzare da un punto di vista quantitativo e qualitativo i prodotti di pirolisi. Lo scopo delle prove è quello di valutare l'interazione delle due sostanze. Una volta terminato questo primo set di prove si procederà all'esecuzione di un secondo set utilizzando pellets costituiti oltre che da carta e plastica anche da legno.

Per il primo set di prove si sono creati i seguenti pellets:

- pellets 1: costituito per il 100 % da carta;
- pellets 2: costituito per il 20 % da plastica e per l'80 % da carta;
- pellets 3: costituito per il 40 % da plastica e per il 60 % da carta;
- pellets 4: costituito per il 60 % da plastica e per il 40 % da carta;
- pellets 5: costituito per l'80 % da plastica e per il 20 % da carta.

In seguito alla pirolizzazione del pellets, mediante l'apparecchiatura prima descritta, è possibile misurare, per intervalli di tempo definiti, il livello del gas prodotto e le due temperature (interna ed esterna). L'informazione relativa al livello del gas sviluppato è utile per la definizione del volume totale di gas prodotto a seguito della pirolizzazione del pellets stesso.

I tre prodotti di pirolisi formatisi vengono così analizzati:

- gas di pirolisi, viene prelevato ed analizzato mediante gascromatografo, in questo modo il gas, già caratterizzato da un punto di vista quantitativo, viene caratterizzato da un punto di vista qualitativo (in peso ed in volume);
- residuo solido, viene prelevato ed analizzato mediante CHNS, in questo modo il residuo solido, già caratterizzato da un punto di vista quantitativo, viene caratterizzato da un punto di vista qualitativo (viene cioè definita la composizione del residuo);
- condensato (tar), per la definizione da un punto di vista qualitativo (la caratterizzazione quantitativa avviene per differenza) occorre sciogliere tutto in acetone (lana di vetro su cui è condensato il tar stesso) e successivamente effettuare un'analisi con il gas – massa.

Dopo aver caratterizzato i tre prodotti di pirolisi è possibile effettuare, utilizzando semplici bilanci di massa, una verifica per controllare la bontà della prova svolta. Tale verifica consiste nell'esecuzione del bilancio del carbonio.

$C_{in} = C_{out}$

La definizione del carbonio in ingresso (C_{in}) può essere effettuata conoscendo la composizione del provino (pellets di partenza) sottoposto a pirolisi.

La definizione del carbonio in uscita (C_{out}) avviene sommando il carbonio (precedentemente misurato) presente nei tre prodotti di pirolisi (gas, char, tar).

L'obiettivo principale delle prove è, come ricordato in precedenza, la valutazione di possibili interazioni, durante lo svolgimento delle prove di pirolisi stesse, tra i differenti materiali costituenti i pellets.

CONFRONTO TECNOLOGIE TRADIZIONALI – TECNOLOGIE INNOVATIVE

Nel presente capitolo viene riportato, sulla base delle considerazioni effettuate nei precedenti capitoli, un confronto tra le tecnologie di trattamento termico tradizionali e le tecnologie di trattamento termico innovative. Tale confronto riguarda, in particolare, gli aspetti energetici, ambientali ed economici. Per quanto riguarda gli aspetti ambientali si è posta particolare attenzione al confronto relativo alla formazione ed emissione del parametro inquinante CO_2, e questo perché tali emissioni sono quelle meno governabili dal punto di vista tecnologico.

5.1 Introduzione

Come emerge da quanto riportato nei capitoli precedenti, c'è un grosso interesse nella ricerca di nuovi sistemi per la gestione dei rifiuti utilizzando tecnologie di trattamento alternative (con recupero di energia), in particolare i processi di gassificazione e pirolisi. La gassificazione e la pirolisi sono dei processi ben consolidati ma non nell'applicazione in particolare dei rifiuti residuali la raccolta differenziata. C'è una generale percezione che le tecnologie di pirolisi e gassificazione presentano numerosi vantaggi rispetto alle tecnologie di combustione, esse risultano consolidate e largamente diffuse nell'Europa continentale. Questi vantaggi includono alto tasso di riciclo, maggiore adattabilità a piccole taglie, basse emissioni, elevate efficienze di recupero energetico, riduzione dell'impatto visivo. Solo alcune di queste asserzioni sono basate su prove evidenti. La maggior parte delle informazioni presenti sugli impianti di gassificazione e pirolisi sono in realtà spesso incomplete e basate su una grande varietà di assunzioni, perciò il confronto tra le tecnologie tradizionali (incenerimento) e le tecnologie innovative o alternative (gassificazione e pirolisi) è in genere piuttosto difficoltoso.

In Tabella 5.1 vengono riportati i risultati di un primo confronto (molto generale) relativo a tali tecnologie.

	Incenerimento	Pirolisi / Gassificazione
Impatto ambientale	Molto buono	Potenzialmente migliore
Recupero energetico	Buono	Potenzialmente alto
Recupero di materiale	In corso di sviluppo	Migliore ma il mercato è instabile
Aspetti tecnici	Tecnologia attendibile e consolidata	Problemi ancora irrisolti quali: pulizia del syngas, alimentazione del rifiuto, difficoltà nello scale up, alto consumo "parassita"
Aspetti operativi	Definiti e verificati	Non ben definiti
Costi di investimento e costi operativi	Alti ma ben definiti	Non facilmente definibili, comunque comparabili o più alti rispetto all'incenerimento

Tabella 5.1: Primo confronto tecnologie tradizionali / tecnologie innovative

I principali aspetti di confronto che verranno valutati in questo capitolo sono:

- recupero energetico;
- aspetti ambientali;
- costi di investimento e costi operativi.

5.2 Aspetti energetici

Al fine di confrontare le performance energetiche dei sistemi di incenerimento tradizionali e dei sistemi innovativi di pirolisi e gassificazione occorre ricordare che l'efficienza energetica dipende dall'utilizzo del syngas e dal ciclo termodinamico scelto per il recupero del syngas stesso.

Le possibili applicazione del syngas sono le seguenti:

- combustione diretta del syngas grezzo in una seconda camera di combustione seguita dal recupero energetico in una caldaia a vapore; in questo caso la potenza termica può essere convertita in energia elettrica mediante una turbina a vapore (ciclo Rankine). La cogenerazione è possibile attraverso lo spillamento di vapore o valvole di espansione della pressione. I fumi sono depurati prima della loro immissione in atmosfera;
- combustione del syngas in motori a gas o turbine a gas (ciclo Otto e ciclo Brayton/Joule); in questo caso è richiesta preventivamente la depurazione e il raffreddamento del syngas;
- utilizzo del syngas (depurato o grezzo) e del char (prodotto essenzialmente dal processo di pirolisi) come combustibile fossile in processi di combustione diversi;
- utilizzo del syngas come materia prima per la sintesi chimica di altre sostanze (metanolo, ammoniaca, idrogeno, ecc.).

La prima opzione citata è quella ad oggi più praticata, tuttavia il risultato è che, in questo modo, i processi di gassificazione/pirolisi non presentano dei rendimenti energetici più elevati rispetto alla combustione diretta in impianti di incenerimento.

L'efficienza di conversione energetica per sistemi che utilizzano motori a gas o turbine a gas è definita come il rapporto tra l'energia dei rifiuti e l'energia del syngas dopo pulizia/raffreddamento del syngas stesso mentre nel caso della generazione di vapore (opzione 1) l'efficienza energetica è definita come il rapporto tra l'energia dei rifiuti e l'energia del vapore. Basandoci su un certo numero di dati derivanti da impianti esistenti e funzionanti a piena scala [Fichtner, 2004], sembrerebbe che l'efficienza di conversione termica per gli impianti di pirolisi/gassificazione sia compresa nel range 55 – 75 %, probabilmente con qualche punto percentuale in più nel caso in cui il syngas sia utilizzato direttamente in una caldaia a vapore senza alcun pre-raffreddamento.

Le tipiche efficienze di generazione di energia elettrica, tenendo in considerazione i differenti cicli termodinamici, sono le seguenti:

- sistema turbina a vapore moderno (SC), taglia/temperatura/pressione tipica degli impianti di incenerimento dei RSU: 31 %;
- motore a gas (GE): dal 34% al 41 %. Almeno lo stesso quantitativo di energia termica recuperabile dal motore di raffreddamento e dal gas dei rifiuti;
- turbina a gas (GT): per piccole turbine l'efficienza elettrica netta è attorno al 30 %; allo stesso tempo l'energia termica recuperata dal rifiuto gas può essere attorno al 42 % [Niederbacher, 2009];
- ciclo combinato (CCGT): in questo caso l'efficienza di generazione elettrica delle grandi turbine alimentate a gas naturale (> 55 %) non può essere considerata rappresentativa per una turbina più piccola (scala minore) alimentata con un gas combustibile di potere calorifico inferiore. Fichtner Consulting (2004) suggerisce che un valore di efficienza rappresentativo, in questo caso, può essere il 41 %.

Uno degli aspetti che viene spesso trascurato è quello degli autoconsumi dovuti in prevalenza al pre-trattamento dei rifiuti, all'arricchimento con ossigeno dell'aria, ai ventilatori, alle pompe, ai compressori e all'illuminazione; queste voci chiamate carichi parassiti possono cambiare in maniera molto significativa da un processo all'altro (dal 5 % fino a più del 40 % di potenza generata) e devono essere tenuti in considerazione.

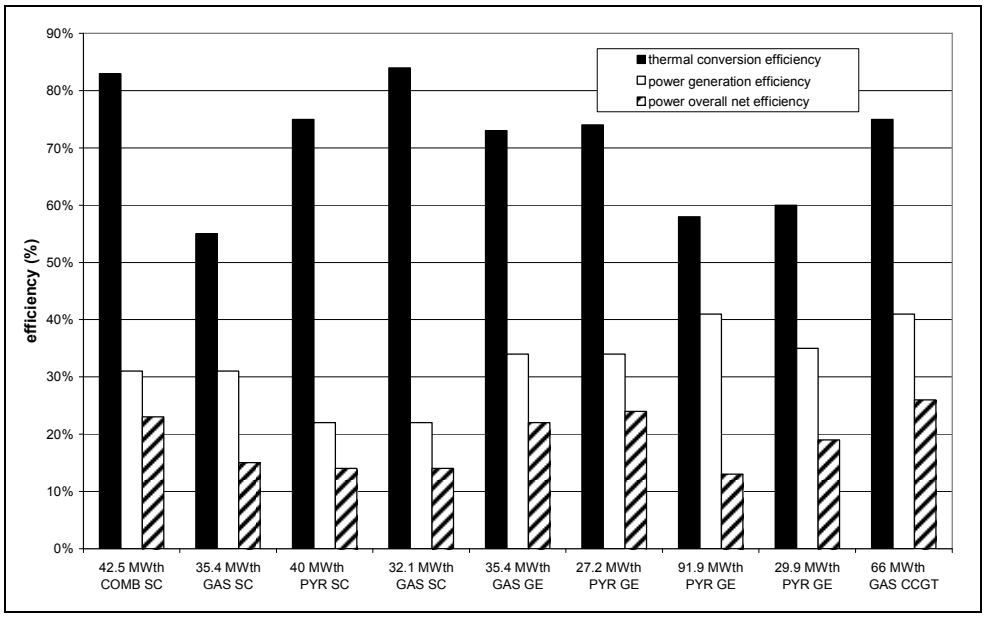


Fig. 5.1: Efficienza di conversione termica e efficienza di generazione elettrica per differenti processi e cicli termodinamici [Fichtner, 2004]. SC sta per ciclo a vapore, GE per motore a gas, CCGT per ciclo combinato; COM è combustione, GAS è gassificazione, PYR è pirolisi, MWth è l'input termico all'impianto

La Figura 5.1 riporta le performance energetiche di differenti sistemi termici di trattamento dei rifiuti utilizzando per il recupero termico cicli a vapore, motori a gas e turbine a gas. L'efficienza elettrica netta tiene in considerazione la potenza utilizzata ma per molti degli impianti analizzati il carico parassita non include il consumo per i pre-trattamenti o l'energia chimica persa che può far decrescere notevolmente la produzione netta.

Ad ogni modo nel caso dei processi di pirolisi/gassificazione che utilizzano cicli a vapore, l'efficienza di produzione elettrica è dell'ordine del 14 – 20 % quindi inferiore rispetto a quella ottenibile utilizzando un sistema di combustione diretta (inceneritore, 19% – 27%). Quando un motore a gas è utilizzato per recuperare l'energia chimica contenuta nel syngas, l'efficienza elettrica netta è dell'ordine del 13 – 24 %, che dimostra come anche l'utilizzo del più efficiente motore a gas non è sufficiente per raggiungere le efficienze ottenibili mediante gli impianti a combustione diretta. Solamente l'utilizzo di cicli combinati consentono di raggiungere risultati migliori (efficienza dell'ordine del 26 %).

La Tabella 5.2 riporta l'efficienza termica ed elettrica per differenti processi termici di conversione dei rifiuti. Tale tabella è stata elaborata partendo da dati presenti in letteratura [IPPC, 2005]. Analizzando i risultati deriva che i processi di pirolisi/gassificazione che utilizzano sistemi di recupero energetico quali motori a gas e turbine a gas producono una quantità di potenza inferiore (a causa principalmente dei pre-trattamenti richiesti) ma un grosso quantitativo di energia termica, anche a temperatura elevata, tale quantitativo può essere generato e reso disponibile, al netto degli autoconsumi, a diverse utenze senza decrescita di potenza.

	Combustione RSU	**Gassificazione RSU → motore a gas**	**Gassificazione RSU → turbina a gas**
Efficienza di conversione termica	80%	70%	70%
Potenza generata	31%	38%	30%
Efficienza elettrica lorda	**25%**	**27%**	**21%**
Efficienza di generazione termica	0%	45%	42%
Efficienza netta di generazione termica	**0%**	**32%**	**29%**

Tabella 5.2: Efficienza termica ed elettrica per differenti processi termici di conversione dei rifiuti

Una delle più interessanti opzioni, al fine di aumentare la produzione energetica dagli impianti di pirolisi/gassificazione, è la co-combustione del syngas in impianti convenzionali (termoelettrici) e in cementifici. Infatti allo stato attuale si pensa che le basse efficienza ottenibili siano legate per lo più alla loro scala piuttosto ridotta. L'utilizzo del syngas come sostituto del combustibile convenzionale può presentare i seguenti vantaggi:

- non è richiesta nessuna depurazione prima dell'utilizzo del syngas stesso;
- non è richiesto nessun raffreddamento del syngas prima del suo utilizzo; ne deriva che il calore sensibile del syngas non va perso;
- non è richiesta nessuna attrezzatura addizionale per il recupero;
- minori costi capitale e benefici dal punto di vista dell'economia di scala;
- sostituzione dei combustibili fossili;
- il char può essere recuperato nelle caldaie tradizionali [Berghoff R. et al., 2006];
- l'efficienza elettrica netta attribuibile alla porzione di gassificazione è quantificabile in circa il 33 % – 35 % [Fichtner, 2004].

5.3 Aspetti ambientali

Per ciò che riguarda le emissioni derivanti dagli impianti termici, al fine di confrontare l'impatto atmosferico prodotto dai diversi sistemi, è importante definire il flusso di massa che ci si aspetta per i differenti inquinanti, in particolare NO_x, polveri, CO, metalli, gas acidi e micro inquinanti (PCDD/F).

Il primo step consiste nella definizione del flusso gassoso derivante dalla combustione dei rifiuti e dal recupero energetico del syngas (combustione del syngas).

La combustione dei RSU generalmente produce un flusso gassoso secco di circa 6.000 – 7.000 Nm^3/t RSU (contenuto di ossigeno pari a circa 11 %) mentre la definizione della produzione del syngas dalla pirolisi/gassificazione non è semplice e dipende fortemente (come emerge analizzando i risultati delle elaborazioni effettuate e riportate nei capitoli precedenti) dalle condizioni operative (utilizzo, come agente gassificante, di aria piuttosto che aria arricchita con ossigeno, anidride carbonica, vapore, ecc.). Arena e Mastellone (2010) riportano che l'aria di gassificazione richiesta è in genere compresa tra 1,4 e 2,4 kg aria/kg RSU, e che il syngas prodotto è circa 1/3 rispetto ai fumi prodotti dall'incenerimento tradizionale, con conseguenze favorevoli dal punto di vista dei costi delle apparecchiature di depurazione.

Tuttavia, il volume di gas stechiometrico derivante dalla combustione del syngas, dovrebbe essere circa lo stesso rispetto a quello derivante dalla combustione diretta (pari a circa 3.500 – 4.000 Nm^3/t RSU con un contenuto di umidità all'interno del gas dell'ordine del 20 % - 25 %). Il volume di gas reale dipende dall'eccesso di agente ossidante praticato, che a sua volta dipende dal tipo di processo scelto: il syngas può essere recuperato in motori a gas o in caldaie industriali con bassi eccessi di aria se comparati con quelli praticati dai tradizionali impianti di incenerimento dei rifiuti (riferendoci sempre ad un contenuto di ossigeno pari a 11 %).

La Tabella 5.3 mostra le emissioni in uscita da diversi impianti di trattamento termico (incenerimento, sistemi di pirolisi/gassificazione) che utilizzano per il recupero energetico cicli a vapore. Tutte le concentrazioni inquinanti sono corrette e portate in condizioni di gas secco all'11 % di O_2 (così come riportato nella direttiva 2000/76/CE, recepita dal D. Lgs. 133/2005).

Tutte e tre le diverse tecnologie di trattamento termico esaminate (incenerimento, gassificazione e pirolisi) possono raggiungere concentrazioni inquinanti significativamente inferiori rispetto ai limiti fissati dalla stessa direttiva 2000/76/CE (recepita dal D. Lgs. 133/2005).

Gli inquinanti emessi possono essere divisi in tre grandi gruppi.

Il primo gruppo, a cui appartengono ad esempio i gas acidi, è funzione dello sviluppo stechiometrico operato a partire dal rifiuto iniziale: la differenza nell'emissione di gas acidi è dovuta al sistema di trattamento del gas scelto, alla composizione del rifiuto in ingresso ed all'utilizzo di agente correttivo miscelato con il rifiuto stesso, per questa tipologia di inquinante la scelta della differente metodologia di trattamento termico non è un fattore determinante.

Il secondo gruppo, costituito prevalentemente dai metalli e dai micro – inquinanti, dipende principalmente dalle condizioni di gassificazione, quali la temperatura, il contenuto di ossigeno, il tempo di residenza, l'attività catalitica di differenti sostanze. Generalmente, il processo di combustione opera a temperature più elevate rispetto a quelle del processo di gassificazione, che a sua volta opera a temperature più elevate rispetto a quelle proprie del processo di pirolisi.

I dati riportati in Tabella 5.3 indicano che le emissioni di PCDD/F e metalli derivanti dagli impianti di gassificazione e di pirolisi sono generalmente inferiori rispetto a quelle derivanti dagli impianti di incenerimento.

Il terzo e ultimo gruppo di inquinanti (CO, NO_x, polveri) dipende dal modo in cui il syngas è recuperato e dalle condizioni di combustione (turbolenza, tempo, temperatura, eccesso di aria): la tecnologia termica alternativa basata sulla generazione di syngas e sulla combustione in caldaie industriali offre una prospettiva di miglioramento in particolare relativamente alle emissioni di NO_x e polveri.

Le emissioni derivanti dalla combustione diretta dei rifiuti e dalla combustione del syngas ottenuto dalla gassificazione/pirolisi con recupero energetico effettuato in caldaie industriali è circa simile grazie ai moderni sistemi di depurazione fumi esistenti (filtri a manica, sistemi SNCR-SCR, iniezione di carbone attivo, ecc., come già riportato nei capitoli precedenti).

	Unità di misura	PYR/GAS	PIR/GAS	PIR	GAS	GAS	GAS	PYR	PYR	PYR	COMB	COMB	2000/76/CE
Polveri	mg/Nm^3	<2	2	1	0,01	0,2	0,24	<0,05	<1	<0,5	<1	<1	10
SO_2	mg/Nm^3	<6	<1	20	17	<1	19,8	<0,7	<5	<1,5	20	<5	50
NO_x	mg/Nm^3	<45	<37	167	128	<10	42	<70	<10	<50	<200	<80	200
CO	mg/Nm^3	<6	<2	<10	0,1	<3	<2	<2,3	<5	<8	<5	<10	50
HCl	mg/Nm^3	<1,5	2	5	1,2	<0,2	3,61	<0,5	<0,5	<0,5	7	<1	10
HF	mg/Nm^3	<0,15	<0,1	-	0,0082	<0,1	<0,09	<0,05	<0,1	<0,1	<0,2	<0,1	1
TOC	mg/Nm^3	<1.5	<1	1,6	1	2	<0,2	<1	1	<0,5	<3	<2	10
Hg	mg/Nm^3	<0,01	0,006	0,011	0,0001	0,007	0,00327	0,006	<0,006	<0,001	0,004	<0,001	0,05
Cd/Tl	mg/Nm^3	0,0002	0,006	0,006	0,001	<0,002	0,00002	<0,002	<0,0035	<0,001	<0,001	<0,001	0,05
Metalli pesanti	mg/Nm^3	0,01	0,006	0,054	0,024	<0,04	0,00256	<0,05	<0,04	<0,006	<0,2	<0,05	0,5
PCDD/F	ng ITEQ/Nm^3	0,0005	<0,003	0,001	0,0009	<0,02	0,0008	<0,005	<0,01	<0,01	0,03	<0,05	0,1

Tabella 5.3: Caratteristiche ambientali dei principali sistemi di trattamento termico [Fichtner, 2004; Arena e Mastellone, 2010; Limerick-Clare-Kerry, Waste Management Plan, 2005]. Tutti i processi utilizzano per il recupero energetico un ciclo a vapore. Tutte le concentrazioni sono riferite ad un gas secco con un contenuto di O_2 pari all'11%. PYR sta per pirolisi, GAS per gassificazione, COM per combustione.

La pirolisi e la gassificazione possono dare risultati migliori (dal punto di vista ambientale) se comparati con la combustione diretta in impianti di incenerimento quando il syngas è recuperato mediante motore a gas equipaggiato con sistema SCR e ossidazione catalitica. In questo caso, il flusso gassoso ed il carico inquinante è notevolmente inferiore, come risulta in base a quanto riportato in Tabella 5.4.

	COMBUSTIONE	**PIR/GASSIFICAZIONE**
RSU in ingresso (kg/h) pci = 3600 kcal/kg	956	885
Potenza in ingresso (kW)	4.000	3.704
Efficienza elettrica lorda (%)	25%	27%
Combustibile utilizzato (%)	25%	58%
Potenza in uscita (kW)	**1.000**	**1.000**
Potenza termica in uscita (kW)	0	1.148
Fumi (Nm^3/t RSU secco O_2 riferito)	6.510 (O_2 = 11%)	4.069 (O_2 = 5%)
Polveri (mg/Nm^3 O_2 riferito)	10	1
NO_x (mg/Nm^3 O_2 riferito)	200	100
CO (mg/Nm^3 O_2 riferito)	50	50
COT (mg/Nm^3 O_2 riferito)	10	150
Polveri (g/t RSU)	**65**	**4**
NO_x (g/t RSU)	**1.302**	**407**
CO (g/t RSU)	**326**	**203**
COT (g/t RSU)	**65**	**610**

Tabella 5.4: Performance energetiche ed ambientali della combustione diretta e della pirolisi/gassificazione di RSU. Il syngas è recuperato mediante un motore a gas equipaggiato con sistema SCR e ossidazione catalitica

Relativamente alla pirolisi/gassificazione, le emissioni sono state assunte sulla base delle performance che possono essere raggiunte dai moderni motori a gas equipaggiati con i sistemi BAT (Best Available Techniques). I dati energetici della configurazione adottata derivano da quanto riportato in Tabella 5.2.

Sulla base delle assunzioni riportate, la pirolisi/gassificazione dei rifiuti con successivo utilizzo del syngas in motori a gas sembra consentire bassi livelli di emissioni inquinanti, in particolare per i parametri polveri, NO_x (e per i parametri PCDD/F e metalli, come già riportato). Il carbonio organico totale (COT) potrebbe essere emesso in quantitativi rilevanti dal motore a gas (dell'ordine dei 600 g/t di RSU) ma tale quantitativo può essere notevolmente ridotto utilizzando un'ossidazione termica.

5.3.1 Confronto relativo all'emissione/immissione di CO_2

Nel presente paragrafo viene riportato, relativamente all'aspetto dell'impatto ambientale, un confronto tra le due tecnologie di trattamento termico analizzate (combustione diretta in impianti di incenerimento e gassificazione), relativo, nel dettaglio, al parametro anidride carbonica.

Le principali ragioni che hanno portato a questa scelta di analisi sono riassunte nei punti seguenti:

- le emissioni di CO_2 rappresentano l'aspetto meno governabile tecnologicamente: mentre per tutti gli altri contaminanti (polveri, NO_x, SO_x, ecc.) esistono idonei sistemi di abbattimento (BAT – Best Available Technologies, definiti in un documento ufficiale dell'IPPC Bureau) mediante applicazione dei quali è possibile raggiungere concentrazioni di molto inferiori a quelle che la normativa (D. Lgs. 133/2005) pone come massime, per la CO_2 le tecnologie di riduzione non sono ancora mature;

- le emissioni di CO_2 rappresentano l'aspetto che ha esternalità più alte nel calcolo dei costi esterni;
- la CO_2 rappresenta uno dei principali gas climalteranti.

Il confronto è stato effettuato considerando, con riferimento alla composizione del rifiuto riportata nel precedente capitolo (Capitolo 4 – Gassificazione e pirolisi) Tabella 4.4, la tecnologia della combustione diretta e la tecnologia della gassificazione con agente gassificante aria e la tecnologia della combustione diretta e la tecnologia della gassificazione con agente gassificante differente (aria + O_2, aria + CO_2, aria + vapore) così come simulato nel precedente capitolo (Capitolo 4 – Gassificazione e pirolisi). Dall'elaborazione effettuata emergono due termini di confronto espressi in tCO_2/t_{RSU} e tCO_2/MWh.

5.3.2 CO_2: confronto incenerimento / gassificazione (agente gassificante: aria)

Iniziamo a valutare il contenuto di carbonio nei rifiuti in ingresso ai due impianti (incenerimento e gassificazione).

Ipotizziamo che la portata di rifiuti in ingresso sia di circa 60.000 t/a e che la composizione del rifiuto sia pari, come già riportato nel paragrafo precedente, a quella riportata in Tabella 4.4 (Capitolo 4 – Gassificazione e pirolisi).

Considerando la composizione merceologica sopra specificata e la composizione elementare tipica di un rifiuto del nord Italia, ne deriva, mediante l'esecuzione di un semplice bilancio di massa, che la % C = 41 %. Il contenuto totale di carbonio sarà dato dalla seguente equazione:

$$C = Q_{RSU} \cdot \%C$$

Da cui deriva che C = 24.611 t/a

Quindi i rifiuti in ingresso sono costituiti per più di un terzo da carbonio.

Ipotizziamo che tutto il carbonio presente nel rifiuto in ingresso sia trasformato in anidride carbonica (sia nel caso della combustione diretta sia nel caso della gassificazione).

Il quantitativo di anidride carbonica sviluppata sarà pari a:

$$CO_{2RSU} = \frac{C_{RSU} \cdot PM_{CO_2}}{PM_C} = 90.240 \text{ tCO}_2/\text{a}$$

La quantità di anidride carbonica che si sviluppa da ogni singola tonnellata di rifiuti è calcolabile nel modo seguente (indipendentemente dalla tipologia di trattamento termico considerata).

$$CO_{2RSU} = \frac{C_{RSU} \cdot PM_{CO_2}}{Q_{RSU} \cdot PM_C} = 1{,}5 \text{ tCO}_2/\text{t}_{\text{RSU}}$$

Per ciò che riguarda la definizione del secondo parametro di confronto (tCO_2/MWh) occorre considerare che l'impianto di gassificazione può lavorare con portate d'aria in ingresso e temperature diverse, con una conseguente variazione del rendimento finale di gassificazione (così come ricavato nel Capitolo 4 – Gassificazione e Pirolisi).

Iniziamo ad analizzare una temperatura di 800°C.

Considerando che il potere calorifico inferiore dei rifiuti in ingresso è pari a 11.985,11kJ/kg, possiamo moltiplicare questo dato per il rendimento (η = 0,59) in modo da ottenere la potenza termica dell'impianto.

$$Potenza\ termica = \eta \cdot p.c.i._{RSU} = 7.019{,}44\ \text{kJ/kg}_{\text{RSU}}$$

Ipotizziamo che il rendimento di produzione dell'energia elettrica sia pari al 30%.

$$kWh_{el} = 11.985{,}11 \frac{kJ}{kg_{RSU}} \cdot 0{,}3 \cdot \frac{1.000kg_{RSU}}{1t_{RSU}} \cdot \frac{1kWh}{3.600kJ} = 584{,}95 \frac{kWh}{t_{RSU}}$$

Ripetiamo la stessa operazione per calcolare la produzione di energia termica, considerando come rendimento il 50%.

$$kWh_{th} = 11.985{,}11 \frac{kJ}{kg_{RSU}} \cdot 0{,}5 \cdot \frac{1.000kg_{RSU}}{1t_{RSU}} \cdot \frac{1kWh}{3.600kJ} = 974{,}92 \frac{kWh}{t_{RSU}}$$

A partire da quanto ricavato fino ad ora si può calcolare la quantità di anidride carbonica emessa per ogni MWh prodotto, sia esso elettrico o termico.

I risultati ottenuti sono riportati nella tabella sottostante.

2,57 tCO_2/MWh_e	1,54 tCO_2/MWh_{th}	0,96 tCO_2/MWh

Tabella 5.5: Tonnellate di CO_2 emesse riferite alla produzione elettrica, termica e totale (caso: gassificazione)

Applicando il procedimento fin qui esposto alle temperature che vanno da 800°C a 1.200°C possiamo vedere come cambia la quantità di energia elettrica prodotta (Tabella 5.6).

	TEMPERATURA [°C]				
	800	900	1.000	1.100	1.200
kWh/t di rifiuto	584,95	513,52	436,11	351,96	260,19

Tabella 5.6: Produzione di energia elettrica al variare della temperatura

Possiamo fare un ragionamento analogo anche per la produzione di energia termica (Tabella 5.7).

	TEMPERATURA [°C]				
	800	900	1.000	1.100	1.200
kWh/t di rifiuto	974,92	855,87	726,85	586,59	433,66

Tabella 5.7: Produzione di energia termica al variare della temperatura

Risulta chiaro che all'aumentare della temperatura diminuisce notevolmente il quantitativo di energia prodotta, sia essa elettrica o termica, così come il rendimento di gassificazione ricavato nel precedente Capitolo 4 – Gassificazione e pirolisi.

Esaminiamo ora come varia il fattore di emissione tCO_2/MWh.

	TEMPERATURA [°C]				
	800	900	1.000	1.100	1.200
tCO_2/MWh_e	2,57	2,93	3,45	4,27	5,78
tCO_2/MWh_{th}	1,54	1,76	2,07	2,56	3,47
tCO_2/MWh	0,96	1,10	1,29	1,60	2,17

Tabella 5.8: Fattore di emissione espresso in tCO_2/MWh (caso gassificazione)

Definiamo ora il parametro tCO_2/MWh considerando un impianto di incenerimento.

Partendo dall'ipotesi che, come già accennato, la tipologia e il quantitativo di rifiuti in ingresso sia sempre la stessa e considerando che tutto il carbonio presente nel rifiuto partecipa alla produzione di anidride carbonica, calcoliamo il quantitativo di energia elettrica prodotta, ipotizzando, in base a quanto riportato nei capitoli precedenti un rendimento elettrico del 19 % ed un rendimento termico del 51%. Ipotizziamo infine un rendimento del sistema di incenerimento pari al 90 % (η = 90 %).

$$Potenza\ termica = \eta \cdot p.c.i._{RSU} = 10.786{,}60\ \text{kJ/kg}_{\text{RSU}}$$

$$kWh_{el} == 10.786{,}60 \frac{kJ}{kg_{RSU}} \cdot 0{,}19 \cdot \frac{1.000 kg_{RSU}}{1 t_{RSU}} \cdot \frac{1 kWh}{3.600 kJ} = 569{,}29 \frac{kWh}{t_{RSU}}$$

$$kWh_{el} == 10.786{,}60 \frac{kJ}{kg_{RSU}} \cdot 0{,}51 \cdot \frac{1.000 kg_{RSU}}{1 t_{RSU}} \cdot \frac{1 kWh}{3.600 kJ} = 1.528{,}10 \frac{kWh}{t_{RSU}}$$

I fattori di emissione, nel caso dell'incenerimento, saranno quindi i seguenti:

2,64 tCO_2/MWh_e	0,98 tCO_2/MWh_{th}	0,71 tCO_2/MWh

Tabella 5.9: Tonnellate di CO_2 emesse riferite alla produzione elettrica, termica e totale (caso: incenerimento)

Nella Tabella 5.10 riportiamo le prestazioni dei due differenti scenari di gestione dei rifiuti presi a riferimento.

	GASSIFICAZIONE	INCENERIMENTO
Elettrico kWh/t di rifiuto	584,95	569,29
Termico kWh/t di rifiuto	974,92	1.528,10
Totale kWh/t di rifiuto	1.559,88	2.097,39
tCO_2/MWh_e	2,57	2,64
tCO_2/MWh_{th}	1,54	0,98
tCO_2/MWh	0,96	0,71

Tabella 5.10: Confronto tra gassificazione ed incenerimento

Analizzando i dati riportati in Tabella 5.10 risulta evidente come il rendimento energetico totale sia molto più elevato per l'impianto di incenerimento, così come risulta più basso il fattore di emissione dell'anidride carbonica.

5.3.3 CO_2: confronto incenerimento / gassificazione al variare dell'agente gassificante

Confrontiamo adesso le emissioni di CO_2 (sempre in termini di tCO_2/t_{RSU} e tCO_2/MWh) derivanti dalle due tecnologie di trattamento selezionate (combustione diretta ed incenerimento), considerando, per ciò che riguarda la gassificazione, una variazione dell'agente gassificante. In particolare considereremo gli stessi agenti gassificanti valutati nel capitolo precedente (Capitolo 4 – Gassificazione e pirolisi), vale a dire aria arricchita con ossigeno, aria arricchita con anidride carbonica e aria arricchita con vapore.

Poiché i valori dei fattori di emissione relativi all'incenerimento rimangono invariati valutiamo esclusivamente come variano i fattori di emissione relativi alla gassificazione.

Occorre tener presente che, per ciò che riguarda la definizione del fattore di emissione espresso in termini di tCO_2/t_{RSU}, nel caso di utilizzo come agente gassificante di aria arricchita con ossigeno e aria arricchita con vapore il risultato rimane invariato a quanto riportato nel paragrafo precedente (1,5 tCO_2/t_{RSU}). Nel caso di utilizzo in qualità di agente gassificante di aria arricchita con CO_2 dobbiamo aggiungere al valore di 1,5 tCO_2/t_{RSU} anche il quantitativo di CO_2 relativo all'arricchimento dell'aria in ingresso, pari al 15% di O_2 nel primo caso e pari al 90% di O_2 nel secondo caso. Si ottengono, in relazione ai due scenari sopra esposti, i seguenti valori di CO_2:

- caso di CO_2=15% di ossigeno

$$CO_2 = CO_{2RDF} + CO_{2ingresso} = 1{,}5\frac{t}{t_{RSU}} + 0{,}13\frac{t}{t_{RSU}} = 1{,}63\frac{t}{t_{RSU}}$$

- caso di CO_2= 90% di ossigeno

$$CO_2 = CO_{2RDF} + CO_{2ingresso} = 1{,}5\frac{t}{t_{RSU}} + 0{,}83\frac{t}{t_{RSU}} = 2{,}33\frac{t}{t_{RSU}}$$

Il caso considerato si riferisce ad un valore della temperatura pari a T = 800 °C. Al variare della temperatura otteniamo i seguenti valori del fattore di emissione considerato.

	T	**CO_2 presente**
	°C	**t/t_{RSU}**
CO_2=15% O_2	800	1,63
	1.000	1,65
	1.200	1,64
CO_2=90% O_2	800	2,33
	1.000	2.37
	1.200	2,41

Tabella 5.11: Confronto tra gassificazione ed incenerimento

Anche per ciò che riguarda il fattore di emissione espresso in termini di tCO_2/MWh valutiamo solo il caso della gassificazione in quanto per l'incenerimento i valori rimangono invariati.

Per ciò che riguarda la gassificazione dobbiamo innanzitutto definire la potenza termica in ingresso.

$$Potenza\ termica = \eta \cdot p.c.i._{RSU}$$

I valori ottenuti sono riportati nella tabella seguente.

	T	η	Potenza termica
	°C	%	kJ/kg_{RSU}
O_2+15%O_2	800	40	4794,04
	1000	41	4913,90
	1200	41	4913,90
CO_2=15%O_2	800	60	7191,07
	1000	62	7430,77
	1200	63	7550,62
CO_2=90%O_2	800	67	8030,02
	1000	70	8389,58
	1200	72	8629,28
H_2O=15%O_2	800	62	7430,77
	1000	63	7550,62
	1200	65	7790,32
H_2O=90%O_2	800	78	9348,39
	1000	81	9707,94
	1200	83	9947,64

Tabella 5.12: Potenza termica al variare della temperatura

Ipotizziamo ora, così come già fatto in precedenza, che il rendimento di produzione dell'energia elettrica sia pari al 30% e ripetiamo la stessa operazione per calcolare la produzione di energia termica, considerando come rendimento il 50%.

Otteniamo in questo modo i valori sotto indicati.

	T	Produzione di energia elettrica	Produzione di energia termica	Totale kWh/t di rifiuto
	°C	kWh_e/t_{RSU}	kWh_{th}/t_{RSU}	kWh/t_{RSU}
O_2+15%O_2	800	399,50	665,84	1.065,34
	1.000	409,49	682,49	1.091,98
	1.200	409,49	682,49	1.091,98
CO_2=15%O_2	800	599,26	998,76	1.598,01
	1.000	619,23	1.032,05	1.651,28
	1.200	629,22	1.048,70	1.677,92
CO_2=90%O_2	800	669,17	1.115,28	1.784,45
	1.000	699,13	1.165,22	1.864,35
	1.200	719,11	1.198,51	1.917,62
H_2O=15%O_2	800	619,23	1.032,05	1.651,28
	1.000	629,22	1.048,70	1.677,92
	1.200	649,19	1.081,99	1.731,18
H_2O=90%O_2	800	779,03	1.298,39	2.077,42
	1.000	808,99	1.348,32	2.157,32
	1.200	828,97	1.381,62	2.210,59

Tabella 5.13: Produzione di energia elettrica e termica al variare della temperatura

Valutiamo ora i fattori di emissione.

	T	Fattore di emissione			
	°C	tCO_2/t_{RSU}	tCO_2/MWh_e	tCO_2/MWh_{th}	tCO_2/MWh
O_2+15%O_2	800	1,50	3,76	2,26	1,41
	1000	1,50	3,67	2,20	1,37

	T	Fattore di emissione			
	°C	tCO_2/t_{RSU}	tCO_2/MWh_e	tCO_2/MWh_{th}	tCO_2/MWh
	1200	1,50	3,67	2,20	1,37
CO_2=15%O_2	800	1,63	2,51	1,51	1,02
	1000	1,65	2,43	1,46	1,00
	1200	1,64	2,39	1,43	0,98
CO_2=90%O_2	800	2,33	2,25	1,35	1,31
	1000	2,37	2,15	1,29	1,27
	1200	2,41	2,09	1,25	1,26
H_2O=15%O_2	800	1,50	2,43	1,46	0,91
	1000	1,50	2,39	1,43	0,89
	1200	1,50	2,32	1,39	0,87
H_2O=90%O_2	800	1,50	1,93	1,16	0,72
	1000	1,50	1,86	1,12	0,70
	1200	1,50	1,81	1,09	0,68

Tabella 5.14: Fattori di emissione

Mentre il rendimento di gassificazione aumenta, le emissioni tendono a diminuire al crescere della temperatura.

Nella tabella sottostante riportiamo i fattori di emissione calcolati relativi alla CO_2 dei due differenti scenari di gestione dei rifiuti presi a riferimento (incenerimento e gassificazione).

	GASSIFICAZIONE					INCENERIMENTO			
	T °C	t_{CO2}/t_{RSU}	tCO_2/MWh_e	tCO_2/MWh_{th}	tCO_2/MWh	t_{CO2}/t_{RSU}	tCO_2/MWh_e	tCO_2/MWh_{th}	tCO_2/MWh
O_2+15%O_2	800	1,50	3,76	2,26	1,41	1,50	2,64	0,98	0,71
	1000	1,50	3,67	2,20	1,37				
	1200	1,50	3,67	2,20	1,37				
CO_2=15%O_2	800	1,63	2,51	1,51	1,02				
	1000	1,65	2,43	1,46	1,00				
	1200	1,64	2,39	1,43	0,98				
CO_2=90%O_2	800	2,33	2,25	1,35	1,31				
	1000	2,37	2,15	1,29	1,27				
	1200	2,41	2,09	1,25	1,26				
H_2O=15%O_2	800	1,50	2,43	1,46	0,91				
	1000	1,50	2,39	1,43	0,89				
	1200	1,50	2,32	1,39	0,87				
H_2O=90%O_2	800	1,50	1,93	1,16	0,72				
	1000	1,50	1,86	1,12	0,70				
	1200	1,50	1,81	1,09	0,68				

Tabella 5.15: Confronto tra gassificazione ed incenerimento

I fattori di emissione più elevati si hanno nel caso di gassificazione con agente gassificante costituito da aria + anidride carbonica (15% e 90%). I valori migliori si hanno nel caso di gassificazione utilizzando come agente gassificante aria + vapore: per una temperatura di 800 °C otteniamo lo stesso valore emissivo dell'incenerimento (in termini di tCO_2/MWh), aumentando la temperatura il valore continua a diminuire fino ad arrivare a valori dello 0,68 tCO_2/MWh.

Nel grafico sottostante viene esplicitato quanto sopra scritto.

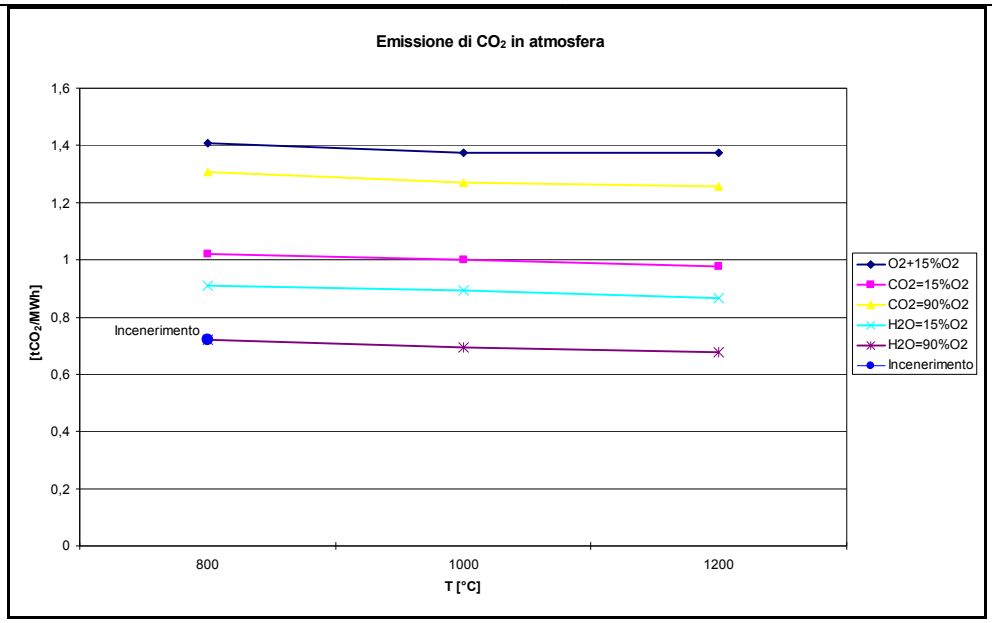


Fig. 5.2: Confronto incenerimento gassificazione

In conclusione di questa analisi l'opzione della gassificazione con agente gassificante costituito da aria più vapore risulta essere competitivo all'incenerimento.

L'impiego di ossigeno puro ha come conseguenza portate inferiori di gas, con migliori poteri calorifici, minore tenore di tar e produzione di ceneri vetrose di agevole e sicuro smaltimento ma necessita di costi aggiuntivi per il suo approvvigionamento e può dare luogo a problematiche di gestione supplementari, legate, in particolare, alla sicurezza dell'impianto.

5.4 Aspetti economici

Acquisire informazioni sugli aspetti economici relativi alle diverse tecnologie innovative di trattamento termico dei rifiuti risulta abbastanza complesso.

E' possibile disporre di informazioni attendibili e precise sui costi di investimento e di esercizio solo quando un impianto è già stato costruito ed è pienamente operativo, ma i fornitori della tecnologia e i gestori degli impianti, per ragioni commerciali, sono poco disponibili a divulgare i dati economici. Quand'anche si riescano ad ottenere informazioni esse restano caratterizzate da un certo livello di incertezza, dovuta al fatto che i dati disponibili spesso non riportano in modo chiaro le componenti tecniche incluse nei costi e possono presentare un'aggregazione delle varie voci che può portare ad interpretazioni non corrette. Esempi tipici di voci di costo non sempre considerate sono i costi di acquisizione del terreno, le spese di progettazione, le indagini geognostiche preliminari, gli oneri fiscali.

Inoltre i dati sono spesso riferiti a taglie di impianto notevolmente differenti e, com'è noto, il fattore scala riveste una notevole importanza per gli impianti di processo caratterizzati da una certa complessità.

Per ciò che riguarda i costi di investimento, l'incremento di tali costi negli impianti di trattamento termico non aumenta linearmente con la capacità dell'impianto e varia in modo differente, a seconda che l'aumento della capacità di trattamento comporti l'aggiunta di ulteriori moduli o semplicemente un incremento di potenzialità di un particolare dispositivo.

Un metodo comunemente usato nella valutazione dei costi di investimento per lo scale-up di impianti di processo chimici e meccanici è il seguente [Greater London Autorithy, 2008]:

$$C \sim t^n$$

dove:

- C – è il costo di investimento;
- t – è la potenzialità di trattamento;
- n – è una costante solitamente compresa tra 0,6 – 0,7.

Quindi un raddoppio della capacità dell'impianto aumenterà i costi di investimento di circa il 50 %. Questa tendenza emerge in modo chiaro per gli impianti di incenerimento tradizionali [Greater London Autorithy, 2008].

Vi sono una serie di ragioni che fanno si che i costi di investimento possano non aumentare linearmente, con l'aumento della capacità dell'impianto:

- i costi di viabilità di servizio, sistema di pesa dei rifiuti, progettazione e indagini preliminari rimangono simili indipendentemente dalla potenzialità di trattamento dell'impianto;
- la potenzialità di componenti quali fossa rifiuti, caldaie e serbatoi è determinata dal volume, ma il costo dipende dalla quantità di materiale impiegato nella loro costruzione, che è funzione della superficie;
- il raddoppio della capacità di trattamento delle apparecchiature meccaniche non comporta il raddoppio dei costi delle opere civili.

I costi di investimento includono le seguenti componenti tecniche: sezione di ricezione/pretrattamento del rifiuto, dispositivo di trattamento termico (inceneritore/gassificatore/pirolizzatore) e caldaia, sezione di generazione elettricità, depurazione fumi, camino, estrazione ceneri di fondo, sistema elettrico, sistema di controllo, servizi ausiliari, acquisizione del sito, opere civili.

L'applicazione di una regola empirica agli impianti di incenerimento fornisce la seguente ripartizione dei costi di investimento tra le principali voci tecniche:

Pretrattamento rifiuto, forno, caldaia	52 %
Produzione di energia	16 %
Trattamento fumi	17 %
Opere civili	15 %

Tabella 5.16: Ripartizione delle voci di costo

Uno studio sviluppato dal Greater London Authority in gennaio 2008 [Greater London Autorithy, 2008] ha condotto un'analisi sui costi di investimento degli impianti di trattamento termico dei rifiuti realizzati a partire dagli anni '90, distinguendo tra inceneritori convenzionali (Figura 5.3 a) e impianti a tecnologia innovativa (Figura 5.3 b). Nel caso di incenerimento la base dati si è rivelata sufficientemente ampia e mostra in modo chiaro l'influenza dell'effetto scala sui costi: i costi di investimento espressi come £/t/a di potenzialità si riducono secondo la linea di tendenza rappresentata, con l'aumentare della potenzialità da 100.000 t/a a 200.000 t/a a 400.000 t/a.

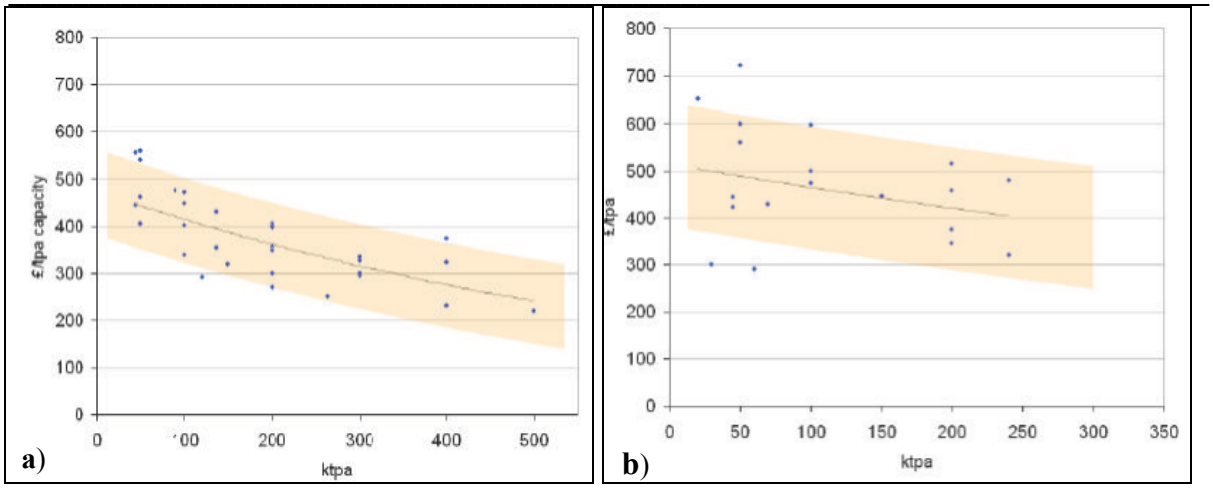


Fig. 5.3: a) Costi di investimento di impianti di incenerimento convenzionali b) Costi di investimento di impianti a tecnologia innovativa

Lo scostamento tra i costi riferiti alla stessa taglia impiantistica è da ascrivere al fatto che, in alcuni casi, si tratta di "costi totali di progetto" (cioè comprensivi di spese di progettazione, acquisizione del terreno, costi del capitale e oneri finanziari) mentre, in altri casi, i costi includono soltanto il costo delle apparecchiature e delle opere civili.

La maggiore economicità del sistema si ottiene per impianti con potenzialità superiori a 150.000 t/a.

La Tabella 5.17 sintetizza i costi di investimento da sostenere e l'energia elettrica netta ottenibile, a fronte delle diverse taglie impiantistiche per inceneritori con ciclo cogenerativo in turbina a vapore.

Taglia [t/a]	Energia elettrica netta [MWe]	Costo medio di investimento [M€]
100.000 – 115.000	6 – 7	40 – 50
150.000	9	55 – 80
170.000 – 200.000	11 - 13	65 - 100

Tabella 5.17: Costi di investimento ed energia elettrica netta ottenibile per diverse taglie di inceneritori [Greater London Autorithy, 2008]

Relativamente agli impianti a tecnologia innovativa, lo studio citato [Greater London Autorithy, 2008] non è stato in grado di fornire informazioni altrettante certe.

I dati estratti dalle varie fonti sono riportati nella Figura 5.4 b).

In questo caso la grande variabilità del costo di investimento, a fronte della medesima taglia dell'impianto, è da attribuire al pretrattamento del rifiuto, generalmente richiesto negli impianti di trattamento termico a tecnologia innovativa, almeno per ridurre la pezzatura del rifiuto e, a volte, l'umidità; in alcuni casi il pretrattamento è effettuato presso altri impianti e quindi i costi non sono inclusi tra le spese di investimento.

Al crescere della taglia impiantistica (al di sopra di 100.000 – 150.000 t/a) il costo unitario per gli impianti a tecnologia innovativa è soggetto a riduzioni più contenute rispetto agli inceneritori convenzionali. Ciò è in gran parte dovuto al fatto che, in genere, per realizzare la capacità totale dell'impianto si ricorre all'utilizzo di unità modulari, a differenza degli impianti di incenerimento, dove invece è possibile realizzare un aumento di potenzialità della griglia con costi certamente più ridotti.

I dati riportati nella tabella seguente evidenziano, per varie taglie di impianti a tecnologia innovativa che realizzano recupero energetico tramite ciclo cogenerativo con turbina a vapore, i costi di investimento medi e i quantitativi previsti di elettricità netta. Un impianto a tecnologia innovativa potrebbe risultare competitivo per potenzialità inferiori a 100.000 t/a, in ragione del fatto che per taglie così piccole, gli inceneritori non risultano economicamente sostenibili e infatti raramente si trovano impianti di bassa potenzialità.

Taglia [t/a]	Energia elettrica netta [MWe]	Costo medio di investimento [M€]
50.000	-	27 – 38
100.000 – 115.000	5	40 – 65
150.000	7	50 – 95
170.000 – 200.000	8 - 10	65 - 110

Tabella 5.18: Costi di investimento ed energia elettrica netta ottenibile per diverse taglie di impianti a tecnologia innovativa [Greater London Autorithy, 2008]

Per quanto riguarda i costi di gestione di impianti a tecnologia innovativa va rilevato che i dati disponibili sono scarsi e difficilmente confrontabili, perché calcolati su basi differenti (ad esempio il numero degli anni di ammortamento può essere diverso a seconda dell'impianto, in alcuni casi non vengono conteggiate le spese del personale, ecc.).

Inoltre i dati sono relativi esclusivamente a realtà estere dove alcune componenti di costo che concorrono alla definizione del costo totale per tonnellata di rifiuto trattato, sono significativamente differenti rispetto alla realtà italiana: si pensi ad esempio ai costi di smaltimento dei residui, all'entità dei ricavi dovuti al recupero di energia, ai costi di trattamento dei reflui, al peso economico dei programmi di monitoraggio e di controllo, di accesso al pubblico delle informazioni, ecc.

Il già citato studio pubblicato dal Greater London Authority [Greater London Autorithy, 2008] fornisce una ripartizione tra le varie voci del costo di gestione di un impianto a tecnologia innovativa analoga a quella degli impianti di incenerimento:

Ammortamento	30 – 40 %
Costo del personale	15 – 23 %
Manutenzione	15 – 25 %
Consumo di materiali, analisi, monitoraggi, ecc.	10 – 12 %
Smaltimento dei residui	11 – 15 %

Tabella 5.19: Ripartizione tra le varie voci del costo di gestione [Greater London Autorithy, 2008]

Il medesimo studio fornisce, per le tecnologie innovative, dei range di costi di gestione per le diverse taglie (Tabella 5.20).

Taglia [t/a]	Costo di gestione [€/t]
45.000	55 – 75
150.000	50 – 65
170.000 – 200.000	43 - 60

Tabella 5.20: Costi di gestione per diverse taglie di impianti a tecnologia innovativa [Greater London Autorithy, 2008]

Si tratta di costi che includono: quota di ammortamento, costo del personale, manutenzione, consumo dei materiali, smaltimento dei residui, ma non tengono conto del costo di finanziamento del progetto, dell'utile di impresa e dei ricavi dalla vendita dell'energia.

La Tabella 5.21 riporta i campi di variazione dei costi di investimento e di esercizio di impianti di combustione tradizionali (griglia e letto fluido) e di pirolisi e gassificazione. I costi, tratti da uno studio dell'ENEA pubblicato a gennaio 2004 [Laraia R. et al., 2006], così come esposti non appaiono tener conto delle caratteristiche dei rifiuti trattati, della taglia dell'impianto, delle diverse condizioni operative ed, in particolare, delle diverse modalità di recupero di energia e di materia.

Parametro	Combustione	Pirolisi/gassificazione
Costi di investimento *	320 – 600 €/t/anno	180 – 900 €/t/anno
Costi di esercizio **	30 – 150 €/t	60 – 240 €/t *
* Costo unitario per capacità annua di trattamento dell'impianto		
** Costo unitario per tonnellata di rifiuto trattato		

Tabella 5.21: Costi indicativi di investimento e di esercizio

In ogni caso i range di variabilità per le tecnologie di pirolisi/gassificazione appaiono sensibilmente più ampi di quelli degli impianti di combustione convenzionale. I dati esposti hanno quindi esclusivamente valore indicativo. Una stima puntuale degli investimenti necessari per la realizzazione di questi impianti e dei relativi costi di gestione si può fare solo a valle di un'approfondita analisi, nella quale dovranno essere valutate nel dettaglio tutte le variabili (taglia, localizzazione, tipologia di trattamento, presidi ambientali, tecnologie adottate, recuperi energetici, mercato dell'energia elettrica, condizioni locali).

5.4.1 Esempio di valutazione economica

Nel Capitolo 3 – Incenerimento, è stata riportata una valutazione economica relativa alla definizione del costo di smaltimento di un quantitativo di fango di depurazione delle acque reflue mediante trattamento termico di incenerimento. Tale costo, ipotizzando un impianto a griglia costituito da una sola linea, risulta variabile tra 86,7 – 89,6 €/t (Tabella 3.34).

Definiamo ora un ordine di grandezza per il medesimo costo considerando di mandare gli stessi fanghi di depurazione delle acque reflue ad un impianto di trattamento termico di gassificazione. Rimangono costanti tutte le assunzione formulate nel Capitolo 3 – Incenerimento. In questo caso il costo di investimento, considerando un gassificatore a griglia sarà pari a circa € 50.000.000 [Energos, 2009].

Formuliamo una valutazione economica.

Spese di gestione		
Manutenzione	2 % € 50.000.000	€/a 1.000.000
Personale (24 h per 8.000 h/a → 15 persone	15 * € 30.000	€/a 450.000
Chemicals (270 kg/h per 8.000 h/a → 2.160 t/a)	2.160 * € 15	€/a 32.400
Smaltimento scorie	1.900 * € 110	€/a 209.000
Totale		**€/a 1.691.400**
Spese di investimento		
Impianto		€ 50.000.000
Opere di compensazione	10 % € 50.000.000	€ 5.000.000
Totale		€ 55.000.000
Ammortamento	10 % € 55.000.000	**€/a 5.500.000**
Costo di smaltimento	(ammort + gestione) / 73.000	**€/t_{ss} 98,51**

Tabella 5.22: Risultati valutazione economica impianto di gassificazione ad una sola linea

Nello specifico caso considerato, confrontando il risultato ottenuto, emerge che, nel caso di trattamento termico mediante impianto di gassificazione, il costo di smaltimento risulta essere superiore rispetto al caso di smaltimento dei fanghi di depurazione mediante trattamento termico di incenerimento.

5.5 Considerazioni conclusive

I processi alternativi di trattamento termico presentano rispetto alla combustione convenzionale del rifiuto dei potenziali vantaggi che possono essere così sintetizzati:

- la flessibilità della taglia, grazie all'adozione di sistemi modulari implementabili sulla base delle necessità, e soprattutto la possibilità di realizzare impianti di taglia ridotta economicamente sostenibili e più adattabili quindi a situazioni territoriali, dove il fabbisogno di smaltimento è contenuto;
- la versatilità sul combustibile in ingresso: tutti i materiali contenenti carbonio (carbone, biomasse, rifiuti urbani e speciali, combustibili derivati da rifiuti) possono essere gassificati, dopo un pretrattamento più o meno accurato. Sono quindi realizzabili anche processi che prevedono un'alimentazione mista di rifiuti e altre matrici allargando così il campo delle possibili applicazioni della tecnologia;
- le diverse alternative di impiego dei prodotti gassosi in uscita: il syngas prodotto può avere diverse alternative di utilizzo; la strada comunemente praticata ne prevede l'impiego come vettore energetico ma è anche possibile un utilizzo come materia per la sintesi di diversi prodotti chimici (da idrogeno a metanolo, ammoniaca, combustibili liquidi, ecc.);
- la possibilità di raggiungere elevate efficienze di generazione di energia elettrica attraverso l'utilizzo del syngas depurato in dispositivi altamente performanti (motori a combustione interna o sistemi combinati turbina a gas – turbina a vapore); tuttavia al momento esiste un limite tecnologico per la purificazione del gas che non consente di conseguire gli standard qualitativi richiesti per l'alimentazione di questi apparati;
- per quanto riguarda la gassificazione, la facilità di smaltimento e le opportunità di riutilizzo dei prodotti solidi in uscita: è possibile ottenere ceneri vetrose, o comunque inerti, impiegabili come materiale da costruzione (sottofondi stradali).

D'altra parte, mentre le tecnologie di combustione vantano decenni di esercizio su un numero considerevole di impianti di taglia diversa, le tecnologie innovative di trattamento termico applicate ai rifiuti necessitano, per divenire più competitive nei confronti della combustione convenzionale, di ulteriori approfondimenti e sviluppi. I principali temi di ulteriore ricerca riguardano (Figura 5.4):

- i sistemi di alimentazione del rifiuto e quelli di scarico delle ceneri di fondo;
- il monitoraggio ed il controllo in tempo reale dei parametri di esercizio critici del forno;
- la minimizzazione della formazione di tar nel syngas;
- l'ottimizzazione della rimozione di particolato, alcali, ammoniaca, cloruri e solfuri dal syngas;
- l'ottimizzazione del recupero di energia dal syngas;
- la definizione di criteri tecnico - economici affidabili per le condizioni di esercizio degli impianti.

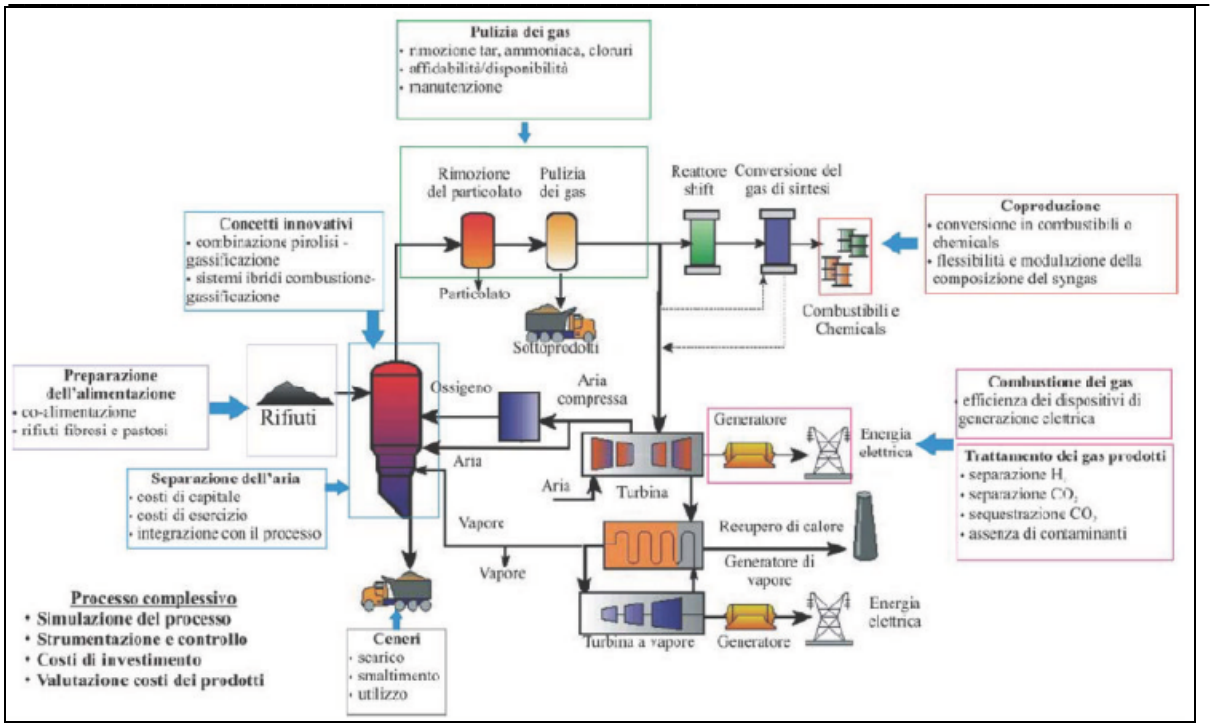


Fig. 5.4: Principali aree di ricerca e sviluppo per le tecnologie di gassificazione (rielaborato da Stiegel e Maxwell, 2001)

CONFRONTO SCENARI DI TRATTAMENTO "SOLO TERMICI" - SCENARI DI TRATTAMENTO "TMB + TERMICI"

Nel presente capitolo viene riportato, per completezza di trattazione, un confronto tra scenari di gestione del rifiuto che prevedono solo trattamenti termici (tradizionali e innovati) e scenari di gestione del rifiuto che prevedono sia trattamenti "a caldo" (incenerimento) sia trattamenti "a freddo" (in particolare trattamento meccanico – biologico – TMB).

6.1 Introduzione

Quanto finora descritto ed analizzato si riferisce esclusivamente ai trattamenti termici e quindi calandoci in uno scenario di gestione del rifiuto ad un'ipotesi di valorizzazione energetica del flusso residuale la raccolta differenziata senza ulteriori trattamenti di separazione. In questo capitolo, per completezza di trattazione, si riportano i risultati di un confronto tra scenari di gestione del RSU che prevedono solo trattamenti termici (incenerimento o incenerimento e gassificazione) e scenari di gestione del RSU che prevedono la proposizione di sistemi di separazione meccanica a valle della raccolta finalizzati sostanzialmente ad individuare tre frazioni: una combustibile (da inviare ad impianti di trattamento termico), una umida (da inviare ad impianti di stabilizzazione biologica, in particolare a digestione anaerobica) ed una minerale (da inviare a discarica). L'analisi effettuata si riferisce alla provincia di Torino. A Torino è in costruzione il termovalorizzatore sito in zona Gerbido che entrerà in funzione, a regime, a gennaio 2013. Tuttavia si prevede che tale impianto non sarà in grado di trattare tutti i rifiuti prodotti. Per ovviare a tale problematica erano stati proposti quattro diversi scenari di gestione:

- SCENARIO A: prevede, insieme al termovalorizzatore del Gerbido della potenzialità di 421.000 t/a e in fase di realizzazione, un secondo impianto di termovalorizzazione come previsto nel PPGR2006;
- SCENARIO B: termovalorizzatore del Gerbido e impianti di trattamento termico a tecnologia innovativa (gassificazione);

- SCENARIO C: ampliamento dell'impianto di termovalorizzazione del Gerbido;
- SCENARIO D: prevede un trattamento TMB, cioè trattamento meccanico del rifiuto preventivo alla successiva termovalorizzazione (della frazione secca) e digestione anaerobica (della frazione umida).

Nell'ambito dello studio citato si è stabilito di fare alcune valutazioni inerenti il bilancio della CO_2 (espressa come t CO_2/t rifiuto trattato e come t CO_2/MWh di energia prodotto), la necessità di discarica relativamente ai quattro scenari A, B, C e D e la valutazione economica.

6.2 Trattamenti meccanico – biologici: aspetti generali

In questo paragrafo riportiamo una breve illustrazione di quelli che sono i trattamenti meccanico – biologici.

Con il termine trattamento meccanico-biologico (TMB, o MBT nella dicitura anglosassone) si intende la combinazione di processi meccanici (M) e trattamenti biologici (B) dei rifiuti indifferenziati (e/o residui dopo raccolta differenziata, RUR) finalizzata a ridurre la massa dei rifiuti, renderla più stabile e idonea ad utilizzi successivi.

La composizione della frazione residua del rifiuto varia in maniera significativa in funzione dei livelli di RD raggiunti e delle modalità di raccolta: in particolare, le percentuali di umido nel rifiuto residuo possono variare dal 30 - 40% in peso (dove la raccolta della FORSU non è realizzata), fino al 10-15 % (nelle realtà più virtuose con raccolta porta a porta dell'umido) [Dotti D., 2008].

La parte meccanica del TMB consiste in una fase di separazione e classificazione dei vari componenti dei rifiuti utilizzando dei sistemi meccanici automatizzati quali nastri trasportatori, magneti, separatori galvanici a corrente parassita, vagli a tamburo o a dischi, tavoli vibranti classificatori ad aria, macchine trituratrici, etc. In questo modo dalla massa dei rifiuti vengono rimossi i componenti quali carta, metalli, plastiche e vetro; la frazione secca ottenuta può essere in parte riciclata oppure usata per produrre combustibile derivato dai rifiuti (CDR), rimuovendo i materiali incombustibili.

I trattamenti biologici sono finalizzati a stabilizzare la frazione putrescibile dei rifiuti urbani residui mediante l'azione di microrganismi decompositori e possono essere condotti sia in condizioni aerobiche (in presenza di ossigeno), sia in condizioni anaerobiche (assenza di ossigeno).

I processi aerobici utilizzati nel trattamento dei RUR sono [ENEA, 2008]:

- biostabilizzazione, applicata alla frazione putrescibile per dare luogo alla cosiddetta frazione organica stabilizzata (FOS), prevalentemente come forma di pretrattamento a monte dello smaltimento in discarica, al fine di ridurre gli impatti connessi alla produzione di biogas e percolato; in particolari condizioni la FOS può essere oggetto di forme di riutilizzo (ad esempio per recuperi ambientali di aree degradate);
- bioessiccazione, consistente nell'asportazione di gran parte dell'umidità originariamente presente, sfruttando il calore sviluppato dai processi biologici, in modo da aumentare il potere calorifico inferiore dei RUR in previsione di successivi utilizzi energetici.

In alternativa la frazione putrescibile dei rifiuti può essere sottoposta ad un processo di digestione anaerobica simile a quello che avviene in una discarica; in questo caso il processo è condotto all'interno di recipienti chiusi detti digestori in condizioni controllate. A seconda della qualità del materiale di partenza il digestato può essere oggetto o meno di riutilizzo attraverso una successiva fase di trattamento aerobico.

Gli obiettivi di un trattamento meccanico biologico possono essere così sintetizzati [Favoino E. et al., 2007]:

- riduzione della reattività biologica del rifiuto da smaltire in discarica, grazie alla parziale degradazione aerobica o anaerobica della componente organica putrescibile;

- riduzione volumetrica e ponderale del rifiuto;
- recupero, attraverso l'integrazione dei trattamenti biologici con quelli meccanici, delle frazioni di rifiuto a più elevato potere calorifico in termovalorizzatori dedicati, oppure in forni di cementeria, centrali termoelettriche ecc.
- produzione di biogas per generazione di calore o energia;
- recupero per via meccanica delle frazioni avviabili a riciclaggio, quali i metalli, o di frazioni stabilizzate a granulometria fine destinabili ad applicazioni controllate (ripristini ambientali).

Tali obiettivi, in genere copresenti, sono variamente modulati a seconda del contesto in cui l'impianto si trova ad operare: vincoli legislativi a cui si deve sottostare, caratteristiche dei rifiuti in ingresso, presenza e tipologia dei sistemi di trattamento termico, quotazione dei prodotti generati dal trattamento, costo di smaltimento degli scarti di processo.

Due sono i principali schemi operativi entro i quali ricondurre i TMB, a seconda che i trattamenti meccanici precedano o seguano i trattamenti biologici.

Il primo schema, detto a flusso separato (o splitting), prevede che il rifiuto venga sottoposto a un trattamento meccanico primario di separazione della parte grossolana (sovvallo Ø > 50-90 mm), biologicamente più stabile e a maggior potere calorifico, destinata in genere direttamente allo smaltimento o alla valorizzazione energetica come combustibile, da quella fine (frazione sottovaglio; Ø < 50-90 mm), a elevato contenuto di sostanza organica putrescibile, da avviare a biostabilizzazione.

L'altro schema, detto a flusso unico, prevede che il rifiuto venga triturato e sottoposto senza selezione ulteriore a trattamento biologico, allo scopo principale di essiccarlo, grazie allo sviluppo del calore derivante dalla parziale degradazione della sostanza organica (bioessiccazione); successivamente si ottiene, attraverso una raffinazione meccanica finale, una frazione combustibile ad elevato potere calorifico da avviare a recupero energetico.

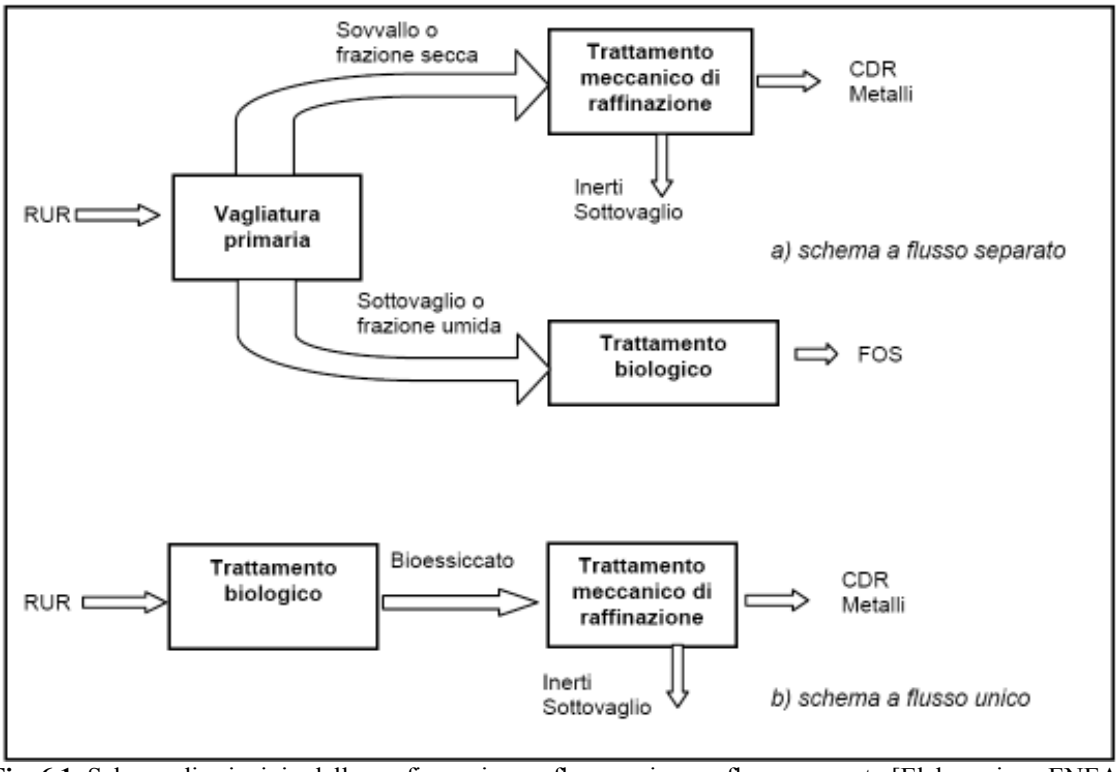


Fig. 6.1: Schema di principio della configurazione a flusso unico e a flusso separato [Elaborazione ENEA]

Le due tipologie di trattamento possono essere convertite l'una nell'altra piuttosto agevolmente, puntando ad una maggiore stabilizzazione o essiccazione in funzione della presenza e della tipologia del sistema di recupero energetico disponibile a valle.

6.2.1 Digestione anaerobica

Nel presente paragrafo viene esplicitato il concetto di digestione anaerobica in quanto, tra i processi biologici possibili, è questo che è stato scelto per lo scenario di trattamento D.

La digestione anaerobica è un processo biologico, condotto in assenza di ossigeno, che porta alla riduzione della sostanza organica biodegradabile con produzione di un gas, il cosiddetto biogas, composto essenzialmente di metano ed anidride carbonica, impiegato per la produzione di energia (elettrica o termica) o di metano per autotrazione.

La digestione anaerobica genera un importante flusso di rifiuto residuo, detto digestato, la cui collocazione è fortemente condizionata dalla qualità del materiale in ingresso, potendo essere destinato allo smaltimento in discarica o trovare impiego come ammendante in agricoltura, dopo una eventuale maturazione aerobica, qualora rispetti i requisiti di qualità imposti dalle norme locali in materia.

Nell'ambito dei processi di digestione anaerobica, la principale distinzione per approccio impiantistico si basa sul tenore di sostanza secca del substrato alimentato al reattore. Le tecniche di digestione possono essere suddivise, da questo punto di vista, in due gruppi principali [Bidlingmaier W et al., 2004]:

- digestione a umido (wet), quando il substrato in digestione ha un contenuto di sostanza secca inferiore al 10%;
- digestione a secco (dry), quando il substrato in digestione ha un contenuto di sostanza secca superiore al 20%.

Processi con valori intermedi di sostanza secca sono meno comuni e vengono in genere definiti a semisecco (semi-dry).

I primi traggono origine dall'applicazione della digestione anaerobica nel campo della depurazione dei reflui civili e industriali e si rivolgono principalmente a rifiuti organici con bassa contaminazione, facilmente depurabili e fluidificabili. I secondi si sono sviluppati specificatamente per l'applicazione sui rifiuti solidi con elevati indici di contaminazione da plastiche e altri materiali non biodegradabili, quali RSU e FORSU.

Una seconda distinzione fa riferimento al regime termico con cui viene condotto il processo biologico. All'interno del reattore anaerobico possono essere stabilite condizioni di psicrofilia (20°C), mesofilia (35-37°C), termofilia (55°C) o estrema termofilia (65-70 °C). I processi industriali lavorano prevalentemente in regimi mesofili e termofili. I processi mesofili presentano generalmente vantaggi nei costi e nella robustezza del processo; i termofili sono generalmente caratterizzati da rese di produzione di biogas più elevate, ma anche da un maggiore impegno gestionale per il mantenimento degli equilibri operativi.

Il tipo di caricamento dei reattori distingue processi in batch, dove le matrici vengono introdotte in un'unica soluzione nel reattore, e processi in continuo, dove invece il reattore viene alimentato, quotidianamente o con frequenze maggiori, con una quota di rifiuto, a cui corrisponde lo scarico di una analoga quantità di digestato. Ad una maggiore economia e semplicità gestionale dei processi in batch, si contrappone una maggiore resa produttiva in termini di biogas nei reattori alimentati in continuo.

Un'ultima distinzione fa riferimento, infine, al numero di reattori impiegati in serie per lo svolgimento del processo anaerobico; si parla di processo monostadio o multistadio. La catena di reazioni che portano alla produzione di biogas dalla sostanza organica genera metaboliti che potrebbero inibire la fase metanigena; pertanto in luogo di un unico reattore ove si svolga l'intera catena di reazioni (processi monostadio), spesso si fa ricorso ad una separazione fisica tra le prime fasi del processo e la fase metanigena (processi bistadio o multistadio). I processi monostadio presentano costi di investimento e spazi occupati generalmente inferiori, mentre i processi bistadio consentono cinetiche e rese di processo superiori.

CRITERI	CARATTERISTICHE
Regime termico	Psicrofilia (20°C), poco utilizzato
	Mesofilia (35 – 37 °C)
	Termofilia (55 °C ed oltre)
Contenuto di solidi in reattore	Processo umido (5 – 10 % TS)
	Processo semi secco (TS reattore = 10 – 20 %)
	Processo secco (TS reattore > 20 %)
Fasi biologiche	Unica (l'intera catena microbica mantenuta in singolo reattore)
	Separate (fase idrolitica e fermentativa sono separate da quella metanogenica)

Fig. 6.2: Principali caratteristiche della digestione anaerobica

6.3 Descrizione del metodo di calcolo per la valutazione della CO_2 e del fabbisogno di discarica

6.3.1 Quantitativo di rifiuti

In coerenza con le indicazioni contenute nei documenti di riferimento della revisione del PPGR sono stati assunti come base per il calcolo i seguenti quantitativi stimati a regime:

- 470.000 t/anno di rifiuto urbano residuo alla raccolta differenziata (RUR);
- 70.000 t/anno di sovvalli tecnici (scarti derivanti dal recupero delle frazioni raccolte separatamente).

Negli scenari A e C si ipotizza di inviare a incenerimento diretto l'intera quota di rifiuti (540.000 t/anno) rispettivamente a due inceneritori (scenario A) o al solo inceneritore del Gerbido previo ampliamento della sua potenzialità.

Nello scenario B il suddetto quantitativo finisce a incenerimento nella misura di 420.000 t/anno (potenzialità del Gerbido) e a due impianti di gassificazione per le restanti 120.000 t/anno.

Nello scenario D si è assunto di inviare a trattamento di separazione meccanica la quota di rifiuto che residua dalla raccolta differenziata (470.000 t/a) da tale trattamento di separazione derivano due flussi: una frazione secca inviata ad incenerimento assieme al flusso di sovvalli tecnici ed una frazione umida inviata a digestione anaerobica (Tabella 6.1).

Per ciò che riguarda la digestione anaerobica si sono valutate due possibilità:

- digestione anaerobica a secco ("dry", in particolare tecnologia OWS – Dranco in quanto ritenuta la più consolidata nel settore);
- digestione anaerobica a umido ("wet", in particolare tecnologie: ArrowBio, Valorga e BTA in quanto dotate di sistema Hydropulper a monte del digestore).

Scenario	Descrizione scenario
SCENARIO A	540.000 t/anno (470.000 di RUR + 70.000 di sovvalli) a incenerimento (due termovalorizzatori)
SCENARIO B	420.000 t/anno a incenerimento diretto e 120.000 a gassificazione
SCENARIO C	540.000 t/anno (470.000 di RUR + 70.000 di sovvalli) a incenerimento (un termovalorizzatore)
SCENARIO D	470.000 t/anno RUR a TMB e successivo incenerimento della frazione secca separata e di 70.000

Scenario	Descrizione scenario
	t/anno di sovvalli; Digestione anaerobica della frazione umida separata

Tabella 6.1: Caratterizzazione dei 4 scenari

6.3.2 Calcolo della CO_2 prodotta

In mancanza di analisi merceologiche recenti, si è assunta come composizione del rifiuto residuo della Provincia di Torino quella stimata al 2008 e riportata nel "Rapporto sullo stato del sistema di gestione dei rifiuti, 2009" dell'Osservatorio Provinciale dei Rifiuti, con le voci opportunamente aggregate al fine di poter ricavare la percentuale di Carbonio della frazione (Tabella 6.2).

Vale la pena sottolineare che, a fronte del raggiungimento di livelli più elevati di raccolta differenziata rispetto a quelli attuali, la composizione merceologica del rifiuto potrebbe modificarsi, ci si attende infatti una riduzione della frazione organica del RUR con l'incremento della raccolta differenziata; questo renderebbe ancor meno conveniente il TMB in ragione del minor quantitativo di umido da sottoporre a digestione anaerobica.

Frazione merceologica	% sul RUR
Carta	25%
Cartone	7%
Tessili	5%
Legno	1%
Plastica (mat. Plastico)	19%
Vetro e inerti	9%
Metalli	3%
Organico domestico	22%
Sfalci e potature	2%
Sottovaglio	5%

Tabella 6.2: Composizione merceologica del rifiuto

Il calcolo della CO_2 per ciò che riguarda gli scenari A, B e C è stato condotto ipotizzando che tutto il carbonio presente nel rifiuto (dato ricavato in base ai dati riportati in Tabella 6.2) si ossidi a CO_2.

Per ciò che riguarda lo scenario D occorre innanzitutto definire quantitativamente e qualitativamente (dal punto di vista della composizione merceologica) i due flussi (secco e umido) risultanti dalla selezione meccanica. Tali flussi sono differenti a seconda della tipologia di digestione anaerobica: infatti ipotizzando una digestione ad umido (wet) al digestore verrà inviata la frazione di organico e la frazione merceologica carta (poiché in questo caso è presente un hydropulper in grado di omogeneizzare la carta con l'organico) mentre nel caso di digestione a secco (dry) al digestore sarà alimentata solo la frazione di organico. Da quanto detto deriva che a seconda della tipologia di digestore si avrà un'impiantistica di selezione differente in quanto nel caso di digestore dry basta separare due flussi (secco, umido) nel caso di digestore wet occorre invece separarne tre (secco, umido, carta).

Occorre considerare che nella separazione della frazione organica (o eventualmente dell'organico + carta) una piccola percentuale di tale organico rimarrà nella frazione secca così come l'organico separato sarà "contaminato" da piccole percentuali di frazioni residue (in particolare di carta e plastica, come visibile nelle Tabella 6.3 e Tabella 6.4). Partendo da studi di letteratura [Burton J.R. et al., 1985] è possibile definire tali frazioni (Tabella 6.3 e Tabella 6.4), che portano, mediante elaborazione con i dati riportati in Tabella 6.2, alla definizione dei quantitativi in ingresso al sistema di digestione anaerobica e al sistema termico riportati (Tabella 6.5).

Ripartizione % umido		Ripartizione % secco*	
Organico	95 %	Organico	5 %

Ripartizione % umido		Ripartizione % secco*	
Carta	12 %	Carta	88 %
Plastica	12%	Plastica	88 %
* oltre alle tre frazioni riportate saranno presenti tutte le restanti frazioni secche			

Tabella 6.3: Separazione meccanica per processo dry

Ripartizione % umido		Ripartizione % secco*	
Organico	95 %	Organico	5 %
Carta	95 %	Carta	5 %
Plastica	12%	Plastica	88 %
* oltre alle tre frazioni riportate saranno presenti tutte le restanti frazioni secche			

Tabella 6.4: Separazione meccanica per processo wet

Digestione anaerobica dry			Digestione anaerobica wet		
	%	t/anno		%	t/anno
Secco	72	338.400 +70.000	Secco	51	239.700 + 70.000
Umido	28	131.600	Umido	49	230.300

Tabella 6.5: Quantitativi in ingresso

Analogamente è stata definita la composizione merceologica delle due frazioni (secco/umido) sempre a seconda della tipologia di digestione, in funzione di quanto riportato nelle Tabelle 6.2, 6.3 e 6.4.

Digestione dry	Frazione umida	Frazione secca
Carta	11 %	32 %
Cartone	-	9 %
Tessili	-	7 %
Legno	-	1 %
Plastica	8 %	25 %
Vetro e inerti	-	13 %
Metalli	-	4 %
Organico	81 %	2 %
Sottovaglio	-	7 %

Tabella 6.6: Composizione merceologica frazioni umido e secco (digestione anaerobica dry)

Digestione wet	Frazione umida	Frazione secca
Carta	49 %	3 %
Cartone	-	13 %
Tessili	-	10 %
Legno	-	2 %
Plastica	5 %	35 %
Vetro e inerti	-	19 %
Metalli	-	6 %
Organico	47 %	3 %
Sottovaglio	-	9 %

Tabella 6.7: Composizione merceologica frazioni umido+carta e secco (digestione anaerobica wet)

Una volta definiti i parametri in ingresso si è proceduto al calcolo della CO_2.

Per effettuare tale bilancio si sono valutati separatamente i seguenti impianti:

- separatore meccanico. Per valutare la CO_2 emessa in conseguenza all'impiego dell'impianto è stata effettuata la seguente valutazione: il trattamento di separazione meccanica richiede un quantitativo di energia elettrica pari a 100 kWh/t [Politecnico di Torino, 2008]. Conoscendo la CO_2 emessa per ogni kWh prodotto (675 gCO_2/ kWh, come riportato in Tabella 6.13) è possibile calcolare il quantitativo di CO_2 emesso per il trattamento di selezione meccanica, che risulta pari a 67,5 kg CO_2/t rifiuto;
- incenerimento. Per il flusso di secco avviato a incenerimento si è ipotizzato, come già fatto in precedenza per gli scenari A, B e C, che tutto il carbonio contenuto nel rifiuto sia ossidato a CO_2;
- digestione anaerobica. Per ciò che riguarda la digestione anaerobica si considerano in uscita dal digestore due flussi: il biogas ed il digestato. Si è ipotizzato che tutto il metano presente nel biogas prodotto (e pari al 60% in peso, Tabella 6.8) venga ossidato a CO_2. Per quanto riguarda il digestato, si è escluso di poterlo destinare ad uso agronomico per via di rigorosi requisiti di qualità imposti dalla normativa vigente che non sono in genere rispettati dal prodotto derivante da frazione organica selezionata meccanicamente. L'unica destinazione pensabile per il digestato è dunque la discarica in quanto i flussi generati, come riportato in Tabella 6.15, sono cospicui e richiederebbero, nel caso di avvio a trattamento termico, la costruzione di un ulteriore impianto. Il costruendo impianto del Gerbido non potrebbe infatti ricevere un flusso così cospicuo così come difficilmente tale flusso potrebbe essere assorbito da esistenti forni a griglia per biomasse vegetali. Oltre a tali ragioni la destinazione termica è da escludersi anche in virtù a considerazioni di carattere termotecnico. Il flusso di digestato presenta un contenuto d'acqua considerevole e andrebbe a peggiorare sensibilmente le condizioni di combustione; si presenterebbe in questo caso la necessità di un pretrattamento di essiccazione. La collocazione del digestato in discarica comporta che una percentuale di carbonio pari al 10% [Boldrin A. et al., 2009][Moller J. et al., 2009] venga trattenuta dal terreno e il restante quantitativo di carbonio in esso contenuto sia ossidato a CO_2. Nelle Tabelle 6.8 e 6.9 vengono riportati i parametri utilizzati per il calcolo della CO_2 emessa.

Composizione percentuale del biogas	
CO_2	40 %
CH_4	60 %

Tabella 6.8: Composizione percentuale del biogas

Tecnologia di digestore anaerobico	Produzione biogas (% sull'organico in ingresso al digestore)	Produzione di digestato (% sull'organico in ingresso al digestore)
ArrowBio elaborati da [CST S.p.A.]	19	81
OWS – Dranco elaborati da[Gestione de los residuos en la comunidad de Madrid][Agència de Residus del Catalunya]	20	80
Valorga elaborato da [Juniper, 2005][De Baere L. et al.]	15	85
BTA elaborato da [Provincia del Medio Campidano Assessorato all'Ambiente, 2008]	10	90

Tabella 6.9: Produzione di biogas per le varie tecnologie

6.4 Calcolo dell'energia prodotta e della CO_2 evitata

Per la definizione dell'energia prodotta si è fatto ricorso all'utilizzo dello strumento del bilancio energetico.

I parametri utilizzati per la redazione di tale bilancio variano a seconda dello scenario considerato.

Per tutti gli scenari si è considerato un assetto cogenerativo (produzione sia di energia elettrica sia di energia termica).

Per lo scenario A e C i parametri energetici considerati sono riportati in Tabella 6.10, tali parametri sono quelli propri del Gerbido. Per ciò che riguarda lo scenario B sono stati utilizzati i parametri riportati in Tabella6.10 per il flusso avviato ad incenerimento mentre per ciò che riguarda il flusso avviato a gassificazione si sono considerati gli stessi parametri fatta eccezione per il rendimento energetico di gassificazione stimato pari a 80 %.

Parametro	Valore
PCI rifiuto tal quale [MJ/kg]	11,5
Ore funzionamento [h/a]	7.800
Rendimento energetico combustione	90 %
Rendimento energetico gassificazione	80 %
Efficienza di produzione energia elettrica [%]	19% [TRM, 2006]
Efficienza di produzione energia termica [%]	51% [TRM, 2006]

Tabella 6.10: Parametri utilizzati per il calcolo dell'energia prodotta da incenerimento e gassificazione

Per ciò che riguarda lo scenario D sono stati utilizzati per il flusso avviato ad incenerimento i parametri riportati in Tabella 6.10, a meno del valore del potere calorifico inferiore, che in base alla composizione merceologica del secco calcolata e riportata nelle Tabelle 6.6 e 6.7 è stato calcolato essere pari a 13,7 MJ/kg nel caso di digestione anaerobica dry e pari a 14,4 MJ/kg nel caso di digestione anaerobica wet. Per il flusso avviato a digestione anaerobica sono stati utilizzati, nel calcolo della produzione di energia, i parametri riportati in Tabella 6.11 che tengono conto della potenziale produzione di energia termica ed elettrica per Nm^3 di biogas.

Parametro	Valore [kWh/Nm^3 biogas]	efficienza [%]
Produzione energia termica	2,5 [Canovai A., 2009]	42
Produzione energia elettrica	1,9 [Canovai A., 2009]	32

Tabella 6.11: Parametri utilizzati per il calcolo dell'energia prodotta da digestione anaerobica

Osservando quanto riportato in Tabella 6.11 le efficienze di generazione energetica (dal punto di vista dell'energia trasferibile) considerate risultano maggiori, almeno per ciò che riguarda la parte elettrica, rispetto alle stesse considerate per i sistemi termici. Questa migliore efficienza termodinamica è dovuta al fatto che nel caso della digestione anaerobica viene bruciato un gas mentre nel caso dell'incenerimento viene bruciato un solido.

In ragione di tali percentuali di efficienza considerate per il calcolo dell'energia trasferibile prodotta da biogas (riportate in Tabella 6.12) occorre evidenziare che, fermo restando che la produzione termica lorda risulterà sempre superiore negli scenari che considerano solo incenerimento (Tabella 6.10), l'energia totale potrà risultare maggiore negli scenari alternativi.

In Tabella 6.12 vengono riportate le potenze termiche relative agli scenari considerati al netto delle perdite termiche.

	SCENARIO A	SCENARIO B	SCENARIO C	SCENARIO D			
				ArrowBio	OWS	Valorga	BTA
Potenza termica netta [MW]	199	195	199	167	194	162	156

Tabella 6.12: Potenza termica al netto delle perdite termiche

La produzione e la cessione di una certa quota di energia elettrica e termica sostituisce la stessa quota prodotta da combustibili tradizionali ipotizzando un riversamento totale (ipotesi certamente vera per l'elettrico e assunta per il termico). Conoscendo i fattori di emissione dell'anidride carbonica, vale a dire conoscendo quanto grammi di CO_2 sono emessi per la produzione di un kWh elettrico e di un kWh termico (Tabella 6.13) è possibile calcolare la CO_2 evitata, in ciascuno dei quattro scenari esaminati, in virtù della produzione di energia elettrica e termica.

Parametro	Valore
CO_2 evitata recupero elettrico [g CO_2/kWh]	675 [GSE][Politecnico di Torino et al., 2006]
CO_2 evitata recupero termico [gCO_2/kWh]	210 [Politecnico di Torino et al., 2006][Astrup T. et al., 2009]

Tabella 6.13: Parametri utilizzati nel calcolo della CO_2 evitata

6.5 Risultati del calcolo

Nelle tabelle che seguono si riportano i risultati del calcolo relativamente ai parametri considerati.

	SCENARIO A	SCENARIO B	SCENARIO C	SCENARIO D			
				ArrowBio	OWS	Valorga	BTA
Totale Energia prodotta [MWh]	1.087.619	1.062.779	1.087.619	966.543	1.092.159	927.570	878.852
Totale CO_2 prodotta [t]	841.812	841.812	841.812	853.522	866.408	850.501	846.725
Produzione di CO_2 per unità di rifiuto trattata [t CO_2 / t rif]	1,56	1,56	1,56	1,58	1,60	1,58	1,57
Produzione di CO_2 per unità di energia prodotta [t CO_2 / MWh]	0,77	0,79	0,77	0,88	0,79	0,92	0,96
Totale CO_2 evitata [t]	365.673	357.321	365.673	338.773	375.504	322.762	302.749
Produzione di CO_2 per unità di rifiuto trattata* [t CO_2 / t rif.]	**0,88**	**0,90**	**0,88**	**0,95**	**0,91**	**0,98**	**1,01**
Produzione di CO_2 per unità di energia prodotta* [t CO_2 / MWh]	**0,44**	**0,46**	**0,44**	**0,53**	**0,45**	**0,57**	**0,62**

*Il calcolo tiene conto della CO_2 evitata per via della produzione di energia elettrica e termica

Tabella 6.14: Bilancio della CO_2

La Tabella 6.15 riporta, per i quattro scenari esaminati, il quantitativo di rifiuti da destinare a ciascun impianto e il fabbisogno di discarica; in particolare per lo scenario D viene indicata la quota di rifiuti che viene trattata nel digestore anaerobico, la quota da inviare a incenerimento (che include il secco selezionato meccanicamente e i sovvalli) e, relativamente al fabbisogno di discarica, si fa una distinzione tra ceneri volanti (da destinare a discariche per rifiuti pericolosi), scorie da incenerimento e digestato (entrambe le tipologie trovano collocazione in discariche per rifiuti non pericolosi).

Si ritiene necessaria la distinzione tra scorie da incenerimento e digestato in ragione del fatto che le due tipologie di rifiuti sono notevolmente differenti in quanto a stabilità biologica: mentre le scorie sono in sostanza inerti, il digestato potrebbe ancora manifestare una certa attività e sarebbe ancora potenzialmente in grado di produrre del metano.

Per le scorie si è considerato, in via prudenziale, un fabbisogno di discarica pari al 22% del rifiuto in ingresso all'impianto sia per l'incenerimento sia per la gassificazione; per le ceneri volanti si è considerato un fabbisogno di discarica pari al 4% del rifiuto in ingresso agli impianti di trattamento termico. Sulla base di questi dati e del quantitativo di digestato prodotto per le varie tecnologie di TMB è stato possibile stimare il fabbisogno di discarica annuo per i quattro scenari esaminati (Tabella 6.15).

	SCENARIO A	SCENARIO B	SCENARIO C	SCENARIO D			
				Arrow Bio	OWS	Valorga	BTA
Termovalorizzatore Gerbido [t/anno]	420.000	420.000	540.000	309.700	408.400	309.700	309.700
II Termovalorizzatore [t/anno]	120.000	-	-	-	-	-	-
Gassificatore [t/anno]	-	120.000	-	-	-	-	-
Separatore meccanico [t/anno]	-	-	-	470.000	470.000	470.000	470.000
Digestore anaerobico [t/anno]	-	-	-	230.300	131.600	230.300	230.300
Fabbisogno discarica (per scorie) [t/anno]	118.800	118.800	118.800	68.134	89.848	68.134	68.134
Fabbisogni discarica (per ceneri volanti) [t/anno]	21.600	21.600	21.600	12.388	16.336	12.388	12.388
Fabbisogno discarica (per digestato) [t/anno]	-	-	-	186.543	105.280	195.755	207.270
Fabbisogno discarica totale [t/anno]	**140.400**	**140.400**	**140.400**	**267.065**	**202.776**	**276.277**	**287.792**

Tabella 6.15: Fabbisogno impiantistico di discarica

6.6 Definizione della CO_2 biogenica

La semplificazione spesso adottata negli studi LCA (Life Cycle assessment), in base alla quale il ciclo della CO_2 biogenica è nullo, ovvero la CO_2 prodotta dal trattamento di fine vita delle biomasse è compensata dalla CO_2 assorbita nella fase di accrescimento vegetativo [Politecnico di Torino, 2008][NovAmbiente], non è accettabile nel caso in cui si consideri l'analisi comparata di diversi scenari di smaltimento dei rifiuti; infatti in alcuni casi ad un atomo di C nella sostanza organica biogenica entrante nel sistema corrisponde in uscita un atomo di carbonio ripartito in forme diverse (tipicamente C presente nel metano oltre a quello presente nell'anidride carbonica).

Per chiarire meglio il concetto, nel caso di incenerimento di biomasse l'ipotesi che il ciclo biogenico del carbonio sia neutro può essere, in prima approssimazione, accettato, dato che corrispondono la CO_2 presente in uscita e quella immobilizzata nel materiale biogenico in ingresso; invece nel caso di smaltimento a discarica delle biomasse, di compostaggio o di digestione anaerobica, poiché l'emissione di 1 kg di metano ha un potenziale serra 23 volte superiore a quello di 1 kg di CO_2, e il carbonio esce parzialmente in tale forma, l'ipotesi di neutralità non è più accettabile ma occorre predisporre un bilancio dei gas serra di origine biogenica.

Nel nostro caso per il motivo di cui sopra, non è stato predisposta un'analisi LCA ma più correttamente un bilancio del carbonio. L'obiettivo di tale bilancio è stato la definizione della CO_2 totale prodotta dai diversi scenari considerati e per far ciò sono state formulate alcune considerazioni di base:

- per gli scenari che prevedono esclusivamente trattamenti termici (scenario A, B e C) si è ipotizzato che tutto il carbonio contenuto nel rifiuto in ingresso sia ossidato a CO_2;
- per lo scenario D si è considerata la CO_2 derivante dalla separazione meccanica, la CO_2 derivante dall'incenerimento e la CO_2 derivante dalla digestione anaerobica. Nello specifico per ciò che riguarda la digestione anaerobica si sono considerati in uscita dal digestore due flussi: il biogas ed il digestato. Si è ipotizzato che tutto il metano presente nel biogas prodotto venga ossidato a CO_2. Anche per il digestato si è ipotizzato che tutto il carbonio presente, al netto della quota percentuale trattenuta dal suolo, venga ossidato a CO_2.

Ai fini del calcolo, dovendo definire il flusso di carbonio derivante dalle soluzioni impiantistiche corrispondenti ai diversi scenari, appare fondamentale tenere conto del fatto che la definizione della quota di CO_2 biogenica e di quella di CO_2 fossile dipende esclusivamente dalla composizione del rifiuto in ingresso agli stessi scenari e non dai sistemi di gestione in essi adottati, e questo a prescindere dalla forma in cui il carbonio viene generato dai differenti sistemi.

Per verificare tale affermazione si è proceduto con un calcolo di verifica: per i diversi scenari sono state valutate le due quote di CO_2 prodotta (biogenica e fossile) e i rispettivi fattori di emissione derivanti (tCO_2/t rifiuto e tCO_2/MWh) relativi alla sola quota di CO_2 fossile.

I risultati dell'analisi effettuata sono riportati nella sottostante tabella.

Confrontando i risultati ottenuti con quelli riportati in Tabella 6.15 è verificata la bontà dell'affermazione precedentemente riportata, infatti seppur con valori numerici differenti il rapporto e quindi il significato dei risultati ottenuti rimane costante.

	SCENARIO A = SCENARIO C	SCENARIO B	SCENARIO D (OWS)
Totale CO_2 biogenica prodotta [t]	520.720	520.720	516.211
Totale CO_2 fossile prodotta [t]	321.093	321.093	350.197
Energia prodotta [MWh]	1.087.619	1.062.779	1.092.159
Produzione di CO_2 fossile per unità di rifiuto trattata [tCO_2/t rifiuto]	**0,59**	**0,59**	**0,65**
Produzione di CO_2 fossile per unità di energia prodotta [tCO_2/MWh]	**0,30**	**0,30**	**0,32**
Totale CO_2 fossile evitata [t]	365.673	357.321	375.504
Produzione di CO_2 fossile per unità di rifiuto trattata* [tCO_2/t rif]	**- 0,08**	**- 0,07**	**- 0,05**
Produzione di CO_2 fossile per unità di energia prodotta* [tCO_2/MWh]	**- 0,04**	**- 0,03**	**- 0,02**

*Il calcolo tiene conto della CO_2 evitata per via della produzione di energia elettrica e termica

Tabella 6.16: Parametri utilizzati per il calcolo dell'energia prodotta da incenerimento e gassificazione

6.7 Aspetti economici

Nell'ipotesi di dover trattare circa 540.000 t/a di rifiuti di cui:

- 470.000 t/y di RUR
- 70.000 t/y di sovvalli tecnici

la stima dei costi per ciascuno dei quattro scenari è stata così condotta:

- costi di investimento: sono stati valutati solo i costi di investimento relativi all'impiantistica che si aggiunge all'inceneritore del Gerbido, quindi:
    - per lo scenario A è il costo di un inceneritore da 120.000 t/anno che insieme all'inceneritore del Gerbido da 420.000 t/anno consente di coprire il fabbisogno di incenerimento di circa 540.000 t/anno;
    - per lo scenario B è il costo di 2 gassificatori da 60.000 t/a ciascuno;
    - per lo scenario C è il costo di ampliamento del Gerbido;
    - per lo scenario D è il costo di un impianto TMB (stimato in 50 ML€ [Astrup T., 2009] per la selezione e 55 ML€ [indagine di mercato] per la digestione anaerobica.
- costo unitario di esercizio: calcolato come rapporto tra i costi operativi e il quantitativo complessivo di rifiuti trattati (540.000 t/anno) al netto dell'utile di impresa, delle compensazioni ambientali e del contributo agli enti. Tiene conto di consumo materiali, servizi, smaltimento residui, consumi energetici, costo del personale, spese generali.
    - per lo scenario A: è il costo operativo del Gerbido (81,2 €/t [TRM, 2009]) applicato a 420.000 t/anno e il costo operativo del secondo inceneritore (ricavato da [Andreatta A., 2010] attualizzato al 2009) e pari a 143,8 €/t applicato a 120.000 t/anno;
    - per lo scenario B: tiene conto del costo operativo del Gerbido (81,2 €/t [TRM, 2009]) applicato a 420.000 t/anno e del costo operativo dei gassificatori (stimato in 89,5 €/t [ATO-R, 2010]) applicato a 120.000 t/anno;
    - per lo scenario C: è il costo di esercizio di un impianto di incenerimento di circa 600.000 t/anno desunto da [Andretta A., 2010] e attualizzato al 2009;
    - per lo scenario D: si fa riferimento all'impianto OWS (il migliore tra i 4 impianti TMB esaminati) e comprende: il trattamento meccanico di 470.000 t/anno di rifiuti al costo di 32,6 €/t [Astrup T. et al., 2009], la digestione anaerobica di 131.600 t/anno di rifiuto organico al costo di 14 €/t [indagine di mercato], lo smaltimento di 105.280 t/anno di digestato al costo di 100 €/t (valore di mercato).
- ricavo energia assetto solo elettrico: per gli scenari A, B, C il quantitativo di energia elettrica al netto degli autoconsumi in MWh è stato moltiplicato per il prezzo medio di cessione dell'anno 2009 definito dall'AEEG (67,18 €/MWh [TRM, 2009]); per lo scenario D, dal momento che si assume di bruciare il biogas in motori endotermici, si avrà congiuntamente un cascame di calore che è stato valorizzato in misura di 20 € per MWh ceduto (indagine di mercato):
- ricavo da certificati verdi: calcolato secondo la seguente formula per gli scenari A,B,C:

$$\text{Ricavo CV} = EE_{INC} \times 1{,}3 \times 0{,}51 \times 88{,}66 \text{ €/MWh}$$

dove:

EE_{INC}: energia elettrica prodotta al netto degli autoconsumi (MWh);

1,3 [Finanziaria 2008]: coefficiente moltiplicativo relativo ai rifiuti biodegradabili previsto dalla Tabella 2, Legge 244/ 2007 (Finanziaria 2008);

0,51 [Finanziaria, 2008]: fattore previsto dalla Legge 244/ 2007 (Finanziaria 2008) per rifiuti urbani e CDR;

88,66 €/MWh: prezzo di offerta dei certificati verdi

calcolato secondo la seguente formula per lo scenario D:

$$\text{Ricavo CV} = EE_{INC} \times 0{,}51 \times 88{,}66\ €/MWh + EE_{DA} \times 0{,}8 \times 88{,}66\ €/MWh$$

dove:

EE_{INC}: energia elettrica prodotta da incenerimento del secco selezionato (MWh);

0,51 [Finanziaria, 2008]: fattore previsto dalla Legge 244/ 2007 (Finanziaria 2008) per rifiuti urbani e CDR;

88,66 €/Mwh: prezzo di offerta dei certificati verdi;

EEDA: energia elettrica prodotta da digestione anaerobica (MWh);

0,8 [Finanziaria, 2008]: coefficiente moltiplicativo relativo a biogas previsto dalla Tabella 2, Legge 244/ 2007 (Finanziaria 2008).

- costi esterni CO_2: calcolati moltiplicando le tonnellate di CO_2 emesse, al netto della CO_2 evitata, per il costo di ciascuna tonnellata [ExternE].

	SCENARIO A	SCENARIO B	SCENARIO C	SCENARIO D
Costo investimento integrazione Gerbido [ML €]	**120 Elaborato da [ENEA, 2010][IEFE, 2010]**	**100 [ATO-R, 2010]**	**50 [TRM, 2009]**	**105 [Astrup T., 2009]**
costo unitario esercizio [€/t]	**95,1**	**83,0**	**76,3**	**112,7**
Ricavo energia - assetto solo elettrico [€/t]	54,8	52,1	54,8	57,7
Ricavo energia da CV- assetto solo elettrico [€/t]	47,9	45,6	47,9	39,5
Totale ricavi [€/t]	**102,7**	**97,8**	**102,7**	**97,2**
Ricavi-costi	**7,6**	**14,7**	**26,4**	**-15,5**
Costi esterni CO_2 [€/t]	**16,75 Elaborato da [ExternE]**	**17,05 Elaborato da [ExternE]**	**16,75 Elaborato da [ExternE]**	**17,27 Elaborato da [ExternE]**

Tabella 6.17: Valutazione di massima di costi e ricavi relativamente ai 4 scenari

6.8 Considerazioni conclusive

La valutazione analitica dei quattro scenari di processo citati è stata fatta in base ai seguenti criteri:

- quantitativo, valutato in base a bilanci di materia;
- affidabilità delle strutture impiantistiche;
- impatto ambientale locale e globale;

- valutazione di massima dei costi di investimento ed esercizio.

Per ciò che riguarda il criterio quantitativo è risultata, applicando un sistema TMB formato da separazione secco/umido con invio dell'umido alla digestione anaerobica e del secco a incenerimento, la necessità di una grande capacità di digestione (tra 130.000 e 230.000 t/a a seconda del sistema di digestione adottato).

Per quanto concerne il flusso del secco da inviare a incenerimento, nel caso di digestione wet (ArrowBio, Valorga, BTA), e quindi di invio a digestione delle frazioni organico e carta, la capacità dell'impianto del Gerbido risulterebbe sovrabbondante (circa 420.000 t/anno rispetto alle 310.000 t da incenerire, comprensive della frazione secca derivante dalla selezione meccanica e i sovvalli tecnici); nell'ipotesi di digestione dry (OWS), quindi di invio a digestione del solo umido senza la frazione carta, la capacità del termovalorizzatore del Gerbido potrebbe risultare invece circa corrispondente alla domanda di smaltimento, da un punto di vista di quantitativi (circa 410.000 t da incenerire) ma, come si dirà più avanti, andrebbe verificata con attenzione la compatibilità da un punto di vista di carico termico una volta che si disponga della composizione merceologica reale del RUR alla data di entrata in funzione dell'impianto.

Per quanto riguarda lo smaltimento dei residui solidi, la domanda di discarica per scorie è inferiore rispetto a quella richiesta da sistemi che prevedono l'incenerimento diretto del quantitativo complessivo dei rifiuti, ma, per contro, è richiesta un'importante volumetria per la gestione del digestato e questo porta ad una necessità totale di discarica che è circa il doppio di quella richiesta dagli scenari con soli trattamento a caldo.

Vale la pena sottolineare la differenza sostanziale in termini di comportamento a medio-lungo termine che le due tipologie di residui potrebbero avere in discarica: le ceneri pesanti, che residuano dalla camera di combustione di un inceneritore per rifiuti urbani, classificabili come rifiuti speciali non pericolosi (CER 19 01 12), sono costituite principalmente da materiali inerti presenti nei rifiuti, e quindi sono per loro natura scarsamente reattive; il digestato invece, avendo ancora un cospicuo contenuto di carbonio potrebbe manifestare una certa attività biologica e sarebbe ancora potenzialmente in grado di produrre del metano.

D'altra parte l'unica destinazione realistica per il digestato, nel contesto analizzato, è il suo deposito in discarica. È infatti da escludere il suo avvio a trattamento termico: considerato che i flussi generati sono cospicui (tra 110.000 e 220.000 t/anno circa a seconda delle tecnologie utilizzate) si richiederebbe la costruzione di un impianto dedicato in quanto tale flusso non potrebbe essere assorbito dal costruendo impianto del Gerbido e difficilmente potrebbe trovare collocazione in esistenti forni a griglia per biomasse vegetali. Oltre a tali ragioni la destinazione termica è da escludersi anche in virtù a considerazioni di carattere termotecniche: il flusso di digestato presenta un contenuto d'acqua considerevole e andrebbe a peggiorare sensibilmente le condizioni di combustione; si presenterebbe in questo caso la necessità di un pretrattamento di essiccazione. Non risulta neppure percorribile l'ipotesi di un suo utilizzo agronomico per via di rigorosi requisiti di qualità imposti dalla normativa vigente (D. Lgs 217/2006), che non risultano essere rispettati dal prodotto derivante da frazione organica selezionata meccanicamente. Peraltro il D.Lgs 152/2006 e s.m.i. ha classificato il compostaggio tra le operazioni di recupero dei rifiuti, introducendo a livello nazionale la produzione di compost di qualità a partire da matrici selezionate a monte tramite la raccolta differenziata ed escludendo a tutti gli effetti la frazione organica derivante da selezione meccanica dei rifiuti indifferenziati in impianti di trattamento meccanico-biologico, che negli anni passati aveva portato alla produzione di ingenti quantitativi del cosiddetto compost grigio, un prodotto caratterizzato ancora da notevoli quantitativi di contaminanti fisici (vetri, plastiche e metalli) e che per questo non si è mai affermato come fertilizzante in campo agricolo.

Sul fronte dell'affidabilità impiantistica (intesa come garanzia di continuità di esercizio, necessità di intervento, problematiche di funzionamento, risultati del processo), si ritiene che la fase del trattamento meccanico, ovvero la separazione del secco dall'umido nel rifiuto di partenza, non comporti particolari problemi: si tratta di una pratica nota da diversi anni e oramai consolidata. Per contro la digestione anaerobica risulta un'operazione processisticamente difficile tenuto conto dei volumi in gioco e della qualità del materiale alimentato (frazione organica da selezione meccanica e non FORSU separata alla fonte).

La digestione anaerobica è un processo biologico attraverso il quale in assenza di ossigeno, la sostanza organica viene trasformata in biogas costituito principalmente da CO_2 e CH_4. Si tratta di un processo di per se complesso e delicato che comporta l'azione di diversi gruppi di microorganismi anaerobi che si differenziano sia per i substrati che per i prodotti del metabolismo; essi sono caratterizzati da basse velocità di crescita e basse velocità di reazione e quindi occorre mantenere ottimali, per quanto possibile, le condizioni dell'ambiente di reazione (pH, temperatura, concentrazione di sostanze inibenti quali metalli pesanti, sali, residui di pesticidi, ecc.).

Mentre la digestione anaerobica della FORSU o comunque di matrici provenienti da utenze selezionate (macelli, mense, ecc.) vanta sul panorama mondiale un gran numero di referenze (si vedano ad esempio Valorga e BTA), il processo ha trovato un'applicazione più ridotta alla frazione putrescibile separata dal RUR ed ha manifestato criticità di funzionamento che spesso hanno comportato delle modifiche degli impianti rispetto alla concezione originaria.

In relazione al tema dell'affidabilità complessiva di sistema va ancora rilevato che l'invio della frazione secca selezionata al termovalorizzatore del Gerbido potrebbe rappresentare un elemento di criticità qualora il potere calorifico inferiore, a seguito della separazione, assumesse dei valori troppo elevati (sulla base dei calcoli effettuati il pci della suddetta frazione risulterebbe di circa 14 MJ/kg per le quattro configurazioni impiantistiche selezionate, tenendo conto della composizione merceologica attuale della Provincia di Torino, che tuttavia potrebbe ancora modificarsi a fronte di ulteriori progressi della raccolta differenziata). Inoltre la complessità di sistemi che prevedono la separazione del rifiuto urbano residuo e la digestione anaerobica del sottovaglio comporta la realizzazione e gestione di una molteplicità di elementi impiantistici che potrebbero rappresentare un ulteriore fattore di criticità rispetto ad un'unica struttura di un impianto di incenerimento, per quanto bisognosa di un'accurata gestione e un attento controllo; peraltro tale impianto comunque risulta necessario anche negli scenari che prevedono un trattamento meccanico-biologico.

Per ciò che riguarda il criterio impatto ambientale va fatta una distinzione tra l'impatto locale e l'impatto globale.

Dal punto di vista locale la maggiore criticità è sicuramente rappresentata dalle emissioni dell'inceneritore, al cui contenimento è destinata una struttura costruita secondo le BAT e la cui idoneità è ritenuta acquisita. Partendo da questo presupposto l'utilizzo dell'incenerimento per il rifiuto tal quale o per il secco derivante da pretrattamento non si ritiene comporti differenze apprezzabili. Nello scenario che prevede il TMB gli elementi impiantistici aggiuntivi da considerare risultano quindi due: l'impianto di separazione e il digestore, tra questi quello potenzialmente più impattante è il separatore, a causa delle emissioni odorigene, mentre per il digestore si ritiene che con una struttura impiantistica idonea ed efficiente gli impatti possano essere contenuti.

Da un punto di vista quantitativo sono già state evidenziate le considerazioni in merito ai volumi di scorie e di digestato. Da un punto di vista qualitativo per ciò che riguarda il flusso di scorie non si hanno differenze tra i vari scenari mentre per ciò che riguarda la gestione del digestato la sua immissione in discarica, senza ulteriori operazioni di stabilizzazione, potrebbe comportare aspetti di impatto locale a causa di fenomeni di volatilizzazione.

Da un punto di vista di impatto globale ci si riferisce in particolare alle emissioni di CO_2.

Dai calcoli effettuati non emergono vantaggi a favore dei processi di trattamento meccanico-biologico: per tre dei processi selezionati i parametri sono peggiorativi rispetto allo scenario che prevede l'incenerimento diretto, tranne per OWS che risulta sostanzialmente in linea con esso. Con riferimento ad una tonnellata di rifiuto di partenza il sistema TMB (OWS – Dranco) dà una prestazione sostanzialmente paragonabile, in termini di emissione di CO_2, a quella degli scenari con trattamento solo termico. Stesso risultato si ottiene considerando la produzione di 1 MWh di energia.

Per quanto riguarda gli aspetti economici vale la pena confrontare il trattamento meccanico-biologico, in particolare la tecnologia OWS, che tra le 4 analizzate è risultata essere la più adeguata agli obiettivi dello studio, con ciascuno dei 4 scenari termici. Il costo di investimento, calcolato come costo aggiuntivo di ciascuno scenario rispetto all'inceneritore del Gerbido, risulta più contenuto per lo scenario che prevede l'ampliamento del termovalorizzatore del Gerbido (scenario C) com'era peraltro facilmente intuibile. La realizzazione di due gassificatori da 60.000 t/anno ciascuno (scenario B) è più conveniente rispetto alla costruzione di un inceneritore di piccola taglia (120.000 t/anno - scenario A. Lo scenario D (trattamento meccanico di 470.000 t/anno di rifiuto urbano residuo e digestione anaerobica della frazione organica selezionata dal rifiuto tramite tecnologia OWS) ha un costo di investimento grosso modo confrontabile con quello dei due gassificatori.

Sul fronte dei costi di esercizio (calcolati tenendo conto di consumo materiali, servizi, smaltimento residui, consumi energetici, costo del personale, spese generali e al netto dell'utile di impresa, delle compensazioni ambientali e del contributo agli enti) valgono considerazioni analoghe a quelle fatte per i costi di investimento relativamente agli scenari termici: l'effetto scala risulta premiante per il termovalorizzatore del Gerbido ampliato fino a 540.000 t/anno (Scenario C) e tra i due scenari termici A e B quello dei due gassificatori sembrerebbe preferibile. Per lo scenario D l'aggiunta, a monte della termovalorizzazione, di un'ulteriore step di trattamento comporta inevitabilmente un sensibile incremento dei costi operativi rispetto agli scenari solo termici.

Occorre infine considerare che dal punto di vista del ricavo energetico questo potrà essere maggiore negli scenari termici di incenerimento per effetto anche dei certificati verdi.

Il costo esterno della CO_2 per i 4 scenari riflette esattamente l'andamento delle emissioni di CO_2 al netto della CO_2 evitata.

CONCLUSIONI

La situazione sia nazionale sia internazionale per la definizione del sistema integrato di gestione finale dei rifiuti solidi urbani vede, oggigiorno, pur tra cospicue differenze, una significativa affermazione del sistema di raccolta differenziata finalizzata alla realizzazione di sistemi di riuso e produzione di materiali secondari.

A valle di ciò, esiste tuttavia un flusso importante di rifiuto raccolto in modo indifferenziato il quale deve trovare idonee prospettive di smaltimento. Tale flusso, che rispetto alla produzione lorda del rifiuto è comunque una percentuale cospicua, ha una composizione che risulta privata delle frazioni meglio valorizzabili e che appare costituita fondamentalmente da una frazione combustibile, una frazione organica umida, una frazione sostanzialmente inerte.

Vista tale composizione, e visto l'interesse per la produzione di energia di tipo termico e termoelettrico da fonti non fossili, si prospetta una valorizzazione energetica di questa frazione, con il duplice obiettivo di dare uno sbocco al flusso raccolto, e contemporaneamente di produrre energia da destinare alla valorizzazione sul territorio.

Con il termine incenerimento viene di norma identificata la combustione diretta dei rifiuti con utilizzo del calore sensibile dei fumi per produrre vapore e da questo ottenere energia elettrica, anche se, coerentemente con quanto enunciato all'art. 2 del D. Lgs. 133/05, nell'accezione di incenerimento sono inclusi anche "… altri procedimenti di trattamento termico, quali ad esempio la pirolisi, la gassificazione ed il processo al plasma, a condizione che le sostanze risultanti dal trattamento siano successivamente incenerite". In altre parole, anche gli impianti basati su processi termici operanti in condizioni parzialmente ossidative (gassificazione) o in atmosfera inerte (pirolisi), dal punto di vista normativo sono equiparati alla combustione diretta dei rifiuti. In realtà, sotto l'aspetto tecnico, la pirolisi e la gassificazione possono differire sostanzialmente dall'incenerimento, sia per quanto riguarda il differente grado di maturità commerciale delle tecnologie, sia per quanto riguarda le condizioni operative e le modalità di recupero energetico sui prodotti intermedi da essi derivabili. Infatti la pirolisi e la gassificazione comportano la conversione del rifiuto in combustibile gassoso (o di gas e di una frazione liquida) con successiva valorizzazione energetica del prodotto ottenuto.

Capitolo 7 – Conclusioni

L'incenerimento dei rifiuti urbani è un processo di ossidazione del rifiuto, nel quale gli elementi fondamentali costituenti le sostanze organiche contenute vengono ossidati, dando origine a molecole semplici e sostanzialmente allo stato gassoso in condizioni ambiente (fumi); il carbonio organico, variamente legato nelle molecole costituenti il rifiuto, viene ossidato ad anidride carbonica (CO_2), l'idrogeno ad acqua (H_2O), lo zolfo a biossido di zolfo (SO_2), ecc.; la parte inorganica del rifiuto in genere non subisce reazioni ed esce dal processo come residuo solido da smaltire e/o recuperare (cenere o scoria). Poiché il processo è di tipo ossidativo, è necessaria la presenza di ossigeno per le reazioni: normalmente viene inviata aria, in eccesso rispetto allo stechiometrico per facilitare le reazioni chimiche, in quanto il sistema opera con uno schema di contatto solido-gas, e pertanto risultando fortemente eterogeneo richiede idonee condizioni di turbolenza.

La definizione "tecnologia innovativa" è in realtà impropria, in quanto si tratta di tecniche che operano con principi noti fin dal diciottesimo secolo: i primi gassificatori per carbone furono costruiti in Germania dalla Bischof (1839) e dalla Siemens (1861), principalmente per alimentare i forni dell'industria pesante. A partire dai primi del 1900 la tecnologia della gassificazione si era sviluppata a tal punto da essere in grado di trattare ogni tipologia di residuo a matrice cellulosica (noccioli di oliva, paglia, gusci di noci), per produrre combustibile da utilizzare nei motori a combustione interna per la molitura e altri utilizzi legati all'attività agricola. Il vero impulso per la tecnologia della gassificazione fu dato dalle carenze di carburante durante la seconda guerra mondiale, quando gassogeni a legna furono utilizzati in Europa per fornire energia ai veicoli a motore. Dunque l'aspetto "innovativo" delle suddette tecnologie non è tanto nel processo, quanto nella sua applicazione a una matrice inevitabilmente variabile e fortemente disomogenea, come quella di un rifiuto indifferenziato. Nell'intento di ricercare una valida alternativa alla combustione convenzionale e allo scopo di migliorare le performance impiantistiche relative agli aspetti energetici ed ambientali, queste tecnologie sono da tempo oggetto di indagine e approfondimento. La scommessa rimane tuttora quella di rendere affidabilmente eseguibile nel quotidiano il trattamento del rifiuto, aspetto non banale da un punto di vista chimico e termochimico.

Nel gruppo delle tecnologie innovative di trattamento termico alternative all'incenerimento rientrano: gassificazione convenzionale, gassificazione al plasma, pirolisi e sistemi che utilizzano una combinazione delle tecnologie citate. Nel lavoro svolto sono state approfondite, oltre all'incenerimento tradizionale, la gassificazione e la pirolisi.

La gassificazione è un processo di trattamento termico, in cui un combustibile solido viene trasformato in un combustibile gassoso (syngas) in condizioni di parziale ossidazione, attraverso l'utilizzo di un agente gassificante (aria, ossigeno puro, vapore). I principali componenti del syngas sono idrogeno, monossido di carbonio, biossido di carbonio e metano, in composizione variabile a seconda delle condizioni di processo.

Il processo di pirolisi consiste invece nella degradazione termica di un materiale, in assenza di aria, tramite l'azione di energia fornita dall'esterno, di norma attraverso la combustione di parte dei prodotti ottenuti. L'azione del calore comporta la rottura delle molecole complesse con produzione di un gas, di una frazione liquida a temperatura ambiente (olio) e di un residuo solido ancora combustibile (char o pyrocoke), le cui caratteristiche e quantità dipendono, oltre che dal tipo di materiale trattato, dalle condizioni operative alle quali viene condotto il processo.

I principali vantaggi / svantaggi che emergono da una prima analisi di dette tecnologie sono i seguenti.

Incenerimento, vantaggi:

- tecnologia adatta a trattare rifiuti di svariate dimensioni e strutture senza necessità di pretrattamento;

- considerevole riduzione del volume dei rifiuti trattati;
- recupero di risorse energetiche.

Incenerimento, svantaggi o aspetti da approfondire

- struttura ottimale della camera di combustione e migliore definizione delle condizioni operative;
- ricerca di soluzioni migliori per il recupero energetico;
- valutazione delle caratteristiche delle scorie pesanti e possibilità per il recupero;

Gassificazione/pirolisi, vantaggi:

- aumento della resa di produzione di energia elettrica mediante l'uso di motori a gas;
- possibile riduzione della quantità di fumi rispetto agli inceneritori tradizionali se il syngas viene utilizzato in dispositivi di recupero energetico ad alta efficienza;
- possibile recupero do materia (metanolo, idrogeno, ecc.);
- possibile inertizzazione delle scorie.

Gassificazione / pirolisi, svantaggi o aspetti da approfondire:

- richiedono che il materiale alimentato subisca quanto meno un processo di triturazione;
- sono tanto più svantaggiosi, in termini energetici e conseguentemente economici, quanto più il materiale da trattare è umido e/o ha un contenuto elevato di sostanze non combustibili.

7.1 Lavoro svolto

Sulla base di quanto sopra esposto l'obiettivo del lavoro è un'attenta analisi dei sistemi di trattamento termico (e quindi di valorizzazione energetica) dei rifiuti ma anche di altre matrici quali, in particolare, le biomasse (intese come biomasse legnose) ed i fanghi derivanti dalla depurazione delle acque reflue. Lo studio è volto all'analisi sia dei sistemi di trattamento termico "tradizionali" (combustione diretta in impianti di incenerimento) sia dei sistemi di trattamento termico "innovativi" (in particolare gassificazione e pirolisi). A tale scopo dopo una profonda analisi della letteratura scientifica che ha consentito la ricostruzione di una solida base di riferimento teorica e tecnologica su detto argomento, ed un'attenta analisi relativa allo stato dell'arte, le diverse tipologie di trattamento termico sono state analizzate singolarmente nel dettaglio. Tale analisi di dettaglio, condotta sia da un punto di vista analitico sia da un punto di vista sperimentale, ha riguardato l'approfondimento delle seguenti tematiche:

- valutazione delle prestazioni;
- confronto tra le tecnologie di trattamento termico tradizionali e le tecnologie di trattamento termico innovative;
- confronto tra scenari di gestione del rifiuto che prevedono un trattamento solo termico e scenari di gestione del rifiuto che prevedono l'accoppiamento di un trattamento meccanico biologico e di un trattamento termico.

In particolare per ciò che riguarda le tecnologie termiche tradizionali si sono valutati gli effetti di tali trattamenti sulle tre differenti tipologie di materiale esaminato con lo scopo di creare una casistica di applicazione quanto più possibile esemplificativa.

In tale contesto il primo caso studio affrontato si riferisce alla gestione del rifiuto urbano residuale alla raccolta differenziata mediante un impianto di trattamento termico in una zona di media estensione. L'attuale organizzazione del sistema di gestione dei rifiuti nella zona esaminata prevede che gli stessi siano inviati in discarica. A causa dell'esaurimento della discarica stessa , dell'evoluzione normativa (D. Lgs. 36/2003 che pone dei vincoli alla messa in discarica del rifiuto senza pretrattamenti) avvenuta, e delle caratteristiche del rifiuto (in particolare presenza di frazioni valorizzabili energeticamente) si è ricercata, per tale zona, una soluzione che oltre alla gestione comporti una valorizzazione energetica del rifiuto stesso.

Il secondo caso studio esamina, da un punto di vista energetico ed ambientale, la realizzazione in un piccolo comune piemontese di un impianto di generazione energetica da biomasse, avente la finalità di operare in condizioni di cogenerazione. Allo scopo di verificare la accettabilità, da un punto di vista ambientale, della proposta, si è eseguita una valutazione della modificazione dei flussi emissivi che nell'ipotesi di attivazione dell'impianto sarebbero previsti sul territorio comunale. Infine, il terzo caso studio affrontato si riferisce alla ricerca di un'idonea modalità di gestione e smaltimento del fango di depurazione delle acque reflue prodotte da un grosso impianto torinese. Fino ad alcuni anni fa i fanghi prodotti erano totalmente smaltiti in discarica. Attualmente l'attenzione ad un recupero sia energetico che economico ha spinto il gruppo ad impegnarsi nella ricerca di soluzioni alternative ed in particolare ad affrontare il problema da un punto di vista della gestione mediante impianti di trattamento termico per conseguire nel contempo sia una destinazione finale sia una valorizzazione energetica del fango stesso.

Per ciò che riguarda le tecnologie termiche innovative, a differenza di quanto fatto per le tecnologie di incenerimento tradizionali, si è deciso di studiare per via analitica il processo mettendo a punto un modello di calcolo (che si basa in particolare su bilanci di energia, di materia e sugli aspetti termodinamici di equilibrio, che si traducono con le due principali reazioni chimiche che governano il sistema: la reazione di conversione del gas d'acqua e la reazione di metanazione).

Tale scelta è basata sull'evidenza che mentre il processo di incenerimento è un processo maturo e consolidato, il processo di gassificazione, almeno per ciò che riguarda la sua applicazione alla matrice rifiuto, non è ancora ben consolidato.

Il modello messo a punto consente di stimare la produzione (quantitativa e qualitativa) del syngas ed il rendimento energetico del processo stesso. Il modello è stato testato considerando un'alimentazione costituita da RSU (rifiuto solido urbano) e CDR (combustibile derivato da rifiuto). Sono state inoltre valutate diverse possibilità di agente gassificante (aria, aria arricchita con ossigeno, aria arricchita con anidride carbonica e aria arricchita con vapore).

E' stato inoltre condotto, come detto in precedenza, un confronto da un punto di vista energetico, di impatto ambientale ed economico, tra tecnologie di trattamento termico "tradizionali" e tecnologie di trattamento termico "innovative".

Infine, per completezza di trattazione, nell'ultimo capitolo è stato condotto un confronto tra scenari di gestione del rifiuto che prevedono una valorizzazione energetica del flusso residuale la raccolta differenziata (senza ulteriori pretrattamenti) e scenari di gestione che prevedono la proposizione di sistemi di separazione meccanica a valle della raccolta (e quindi individuazione di tre flussi, secco, umido e residuo minerale, come già citato in precedenza, da mandare a specifici sistemi di trattamento).

Nel paragrafo seguente vengono sintetizzati i principali risultati ottenuti nel lavoro di ricerca condotto.

7.2 Risultati del lavoro svolto

Esaminiamo nel dettaglio, in questo paragrafo, i risultati applicativi ottenuti dalle elaborazioni svolte.

Analisi dei risultati relativi all'applicazione delle tecnologie di trattamento termico tradizionali

Iniziamo ad analizzare i risultati ottenuti dall'approfondimento della tematica tecnologie di trattamento termico tradizionali. Come detto, lo scopo di questa prima parte del lavoro è la valutazione delle prestazioni di tale tecnologia sulle tre matrici: RSU, biomassa legnosa e fanghi di depurazione delle acque reflue.

Per quanto riguarda la matrice RSU, il lavoro condotto nasce dall'esigenza di trovare una soluzione per la gestione dei rifiuti per una zona di media estensione, dove ad oggi lo smaltimento si basa per lo più sulla discarica, destinata, a breve, all'esaurimento. La soluzione ricercata deve essere compatibile con i vincoli normativi e con le criticità proprie della zona analizzata, legate alla carenza di nuovi siti da destinare a discarica e alle problematiche di natura igienico-sanitarie e ambientali derivanti dalla discarica stessa.

La soluzione proposta prevede la realizzazione di un termovalorizzatore e la bonifica, mediante tecnica del Landfill Mining (la tecnica del Landfill Mining, LFM, prevede che i rifiuti depositati in discarica siano scavati e che il materiale ottenuto sia inviato ad un trattamento meccanico, grazie al quale si separa una frazione riutilizzabile da una residua da ridepositare in discarica in modo controllato, secondo i concetti di discarica sostenibile), della discarica. Al termovalorizzatore giungerà quindi una quota di "rifiuto fresco", ossia effettivamente prodotto, ed una quota di rifiuto derivante dalla bonifica. Una tal soluzione prevede oltre ai vantaggi tipici della termovalorizzazione, legati principalmente ad una soluzione definitiva, per un periodo di tempo più o meno esteso (quantificabile in non meno di 25 anni), relativa allo smaltimento dei rifiuti ed al recupero energetico derivante, la soluzione delle problematiche di carattere igienico-sanitario ed ambientali legate alla discarica, nonché la riqualificazione dell'area.

Lo svolgimento di prime analisi definibili "preliminari" intese a valutare le caratteristiche quantitative, merceologiche ed il potere calorifico inferiore dell'alimentazione all'impianto hanno evidenziato l'effettiva idoneità della soluzione proposta.

Dopo un'attenta analisi tecnologica si è giunti alla conclusione che per la situazione analizzata sia indicato un termovalorizzatore con le seguenti caratteristiche:

- sezione di combustione: tecnologia di forno a griglia;
- sezione di trattamento fumi: elettrofiltro – reattore a secco con iniezione di reagente a secco – economizzatore – reattore a secco con iniezione di carbone attivo – filtro a maniche – SCR – scambiatore finale (tale sezione è compatibile con quanto previsto dalle Best Available Technologies – BAT).

Largo spazio è stato dato alle delicate questioni legate alla localizzazione dell'impianto e agli impatti ambientali. Dopo un'attenta analisi di vari aspetti tra cui il fondamentale della compatibilità rispetto al trasporto atmosferico il sito scelto, in prima analisi, per l'ubicazione dell'impianto proposto risulta essere quello dove è attualmente ubicato il centro regionale di trattamento degli RU e assimilati. Dal punto di vista dell'impatto ambientale, le analisi svolte mostrano come tale ubicazione collochi gli impatti ambientali derivanti entro limiti di compatibilità. Per valutare l'entità dell'impatto prodotto dall'impianto, in relazione all'ubicazione individuata, si è ricorso all'implementazione di modelli di dispersione e ricaduta degli inquinanti. La valutazione effettuata mette in luce come, allo stato attuale delle conoscenze, l'accumulo inquinante risulti essere molto limitato, pur avendo considerato, nell'elaborazione effettuata, scenari molto conservativi (assenza di fenomeni di degradazione e

dissipazione). In conclusione, per ciò che riguarda gli impatti ambientali, si evidenzia che, grazie all'adozione delle migliori tecnologie presenti sul mercato, all'ubicazione scelta ed al recupero energetico ottenibile (mediante il quale si stima di riuscire a servire, con il teleriscaldamento, circa 5.000 abitazioni) essi peseranno, come aggravio sulla situazione attuale, per una quota percentuale minima (pochi punti percentuale). E' inoltre sensato ritenere che per i quartieri più prossimi all'impianto (quelli effettivamente allacciabili con il teleriscaldamento) sarà possibile un certo miglioramento della qualità dell'aria. Analizzando la situazione in un'ottica costi-benefici (analisi condotta in maniera qualitativa) il bilancio si chiude quindi positivamente.

Lo studio svolto si ritiene presenti valore ed interesse sia dal punto di vista particolare, sia, più in generale, da un punto di vista metodologico, in quanto la proceduta adottata, che ha portato, sostanzialmente, all'individuazione della localizzazione più idonea per il sistema di incenerimento, nonché alla scelta della tecnologia di incenerimento e del sistema di depurazione dei fumi, si può ritenere ripetibile anche per altre situazioni relative alla ricerca ottimale di un sistema termico di gestione del rifiuto.

Nel caso specifico, il principale elemento di innovatività consiste nell'accoppiamento del sistema di incenerimento con la bonifica della discarica ad oggi esistente (previa verifica di compatibilità per il Landfill Mining) e successivo invio anche di detta quota al trattamento termico di incenerimento.

Il secondo caso studio affrontato è relativo alla valutazione della compatibilità da un punto di vista ambientale di un impianto di generazione energetica da biomasse da realizzarsi in un piccolo comune piemontese. La valutazione di compatibilità ambientale è stata effettuata utilizzando tre strumenti:

- strumento del bilancio ambientale, al fine di definire l'influenza dell'impianto sulla qualità dell'aria a livello di emissioni al camino;
- strumento della valutazione delle esternalità, al fine di definire il peso o la miglioria, da un punto di vista dei costi esterni, prodotti in seguito all'entrata in funzione dell'impianto stesso;
- strumento dei modelli di dispersione e ricaduta degli inquinanti, al fine di definire la modificazione della qualità dell'aria.

Da un punto di vista del bilancio ambientale la principale conclusione a cui si è giunti è che, su scala locale, tutti i parametri inquinanti subiscono, a causa dell'entrata in funzione dell'impianto a biomassa, un peggioramento più o meno cospicuo. Al contrario, su scala globale, in linea di massima si ha un miglioramento in termini di polveri e di anidride carbonica (grazie, sostanzialmente, al recupero energetico, in particolare di energia elettrica praticato. Da un punto di vista dell'anidride carbonica si ritiene che tali impianti siano sempre vantaggiosi: la quota di anidride carbonica emessa durante la combustione è bilanciata da quella assorbita dalle piante, dalle biomasse stesse, durante il loro accrescimento).

Da un punto di vista della valutazione dei costi esterni i risultati rispecchiano, sostanzialmente, quelli ottenuti con l'applicazione del bilancio ambientale.

Da un punto di vista della dispersione atmosferica la modellizzazione, applicata nel caso di un impianto con assetto cogenerativo (e su scala locale) ha evidenziato un reale miglioramento della qualità dell'aria in termini di polveri, diversamente da ciò che è risultato dal semplice bilancio ambientale (questo perché il rapporto numerico tra la concentrazione inquinante in ambiente e il flusso emissivo relativo ad un unico grosso impianto con punto di emissione posto ad altezza rilevante, e quindi con relative emissioni disperse ad una quota maggiore rispetto a quelle derivanti dalle caldaie domestiche, è differente ed in particolare in genere inferiore rispetto al corrispettivo dato da più piccoli impianti che emettono ad una quota più bassa). Al contrario, per quanto riguarda gli ossidi di azoto si ha un peggioramento della qualità dell'aria nelle zone di emissione e per gli ossidi di zolfo si registra, invece, un generale peggioramento esteso a tutto il comune oggetto di studio.

Capitolo 7 – Conclusioni

L'analisi effettuata ha consentito di trovare una metodologia (costituita dall'applicazione sequenziale dei tre strumenti: bilancio ambientale, valutazione delle esternalità e applicazione dei modelli di dispersione e ricaduta degli inquinanti) ripetibile idonea alla valutazione della compatibilità ambientale degli impianti a biomassa (ed anche di altre tipologie di impianti). Infatti l'applicazione di detta metodologia consente di esaminare tutti i principali aspetti necessari per giungere ad una valutazione di questo tipo.

Relativamente al terzo caso studio condotto, risultava necessaria una analisi preliminare dei fanghi al fine di giungere ad una loro caratterizzazione necessaria per formulare prime valutazioni preliminari necessarie alla valutazione progettuale dello schema impiantistico. I risultati ottenuti evidenziano che la caratterizzazione energetica dei fanghi di depurazione ha portato ad un'indicazione di massima sull'ordine di grandezza della quantità di calore messa in gioco dalle reazioni di ossidazione in un ipotetico impianto di incenerimento. Il metodo calorimetrico adottato per la determinazione del potere calorifico si è dimostrato solido e ben confacente alle esigenze di analisi e alla tipologia di materiale esaminato. L'apparecchiatura strumentale, la bomba di Mahler, seppur presentando dei limiti di precisione e, a volte, difficoltà di gestione, ha pienamente soddisfatto le aspettative di utilizzo.

Maggiori difficoltà si sono riscontrate nel determinare la concentrazione di cloruri nei campioni di fango. Si è cercato di ottenere la ripetibilità del dato analitico svolgendo un gran numero di prove sugli stessi campioni e con metodiche di preparativa e di analisi diverse. La iniziale perplessità sorta fin dalle prime analisi dalla inattesa variabilità di concentrazione con cui i diversi campioni di fango essiccato si sono presentati, si è poi dissolta con le successive analisi che hanno confermato i dati apparentemente così discordanti tra fango dello stesso tipo.

Sui due campioni di fango essiccato su cui si è concentrata l'indagine sui fumi di combustione si sono potute trarre delle considerazioni in termini di bilancio: i risultati ottenuti hanno dimostrato che i cloruri contenuti nel fango di partenza, dopo la combustione, si ripartiscono in parte tra i gas generati dalle reazioni di ossidazione, e in parte restano inglobati tra i residui delle ceneri. Le condizioni in cui avverrebbe la combustione in un impianto di incenerimento a scala reale sarebbero però alquanto diverse da quelle riprodotte in questo lavoro con l'impiego della bomba di Mahler; inoltre le valutazioni fatte sulle analisi dei fumi hanno dimostrato che i dati ottenibili da questi metodi analitici sono piuttosto sottostimati che sovrastimati. Pertanto è stata fatta l'ipotesi che tutto il quantitativo di cloro presente nel fango combustibile si possa ritrovare nel flusso gassoso in uscita dall'impianto di combustione, ponendoci così nella condizione più gravosa dal punto di vista della valutazione ambientale.

Il confronto con i dati reperibili in letteratura e le analisi eseguite su alcuni campioni di fango proveniente dall'impianto centralizzato studiato, ha permesso di confermare i dati da noi ottenuti e considerarli ammissibili. I poteri calorifici inferiori da noi misurati sui campioni di fango essiccato si allineano ai valori segnalati per la stessa tipologia di materiale. La concentrazione di ioni cloro sui campioni prelevati in impianto si è rivelata variabile in un ampio range di misura, anche tra campioni della stessa tipologia, tanto da non potere stabilire un valore medio rappresentativo di tutto il fango. I dati reperiti in letteratura si sono dimostrati anch'essi incostanti.

Le caratteristiche energetiche del fango, come materiale combustibile, hanno confermato che l'ipotesi di un impianto di incenerimento, in particolare quello con tecnologia a letto fluido, come possibile soluzione finale per la gestione dei fanghi di depurazione acque, sia la scelta ottimale anche da un punto di vista impiantistico. Altri aspetti non secondari rendono questa opzione la più idonea a soddisfare le esigenze economiche, gestionali ed energetiche:

- tecnologia affidabile e basso impatto ambientale;
- aspettativa di funzionamento a lungo termine (> 25 anni);

- impianto energeticamente autosufficiente (richiesto combustibile ausiliario solo in fase di start up);
- recupero energetico ad uso interno (elettrico e termico);
- riduzione del trasporto di materiale (solo ceneri).

Questa prima fase dello studio, relativa nel dettaglio all'analisi di una tecnologia ben consolidata come è l'incenerimento, ha evidenziato l'effettiva applicabilità della tecnologia stessa a diverse matrici quali: RSU, biomassa legnosa, fanghi derivanti dalla depurazione delle acque reflue, individuando delle procedure ripetibili rispettivamente per:

- nel caso dei RSU, la scelta e la verifica della corretta tecnologia;
- nel caso della biomassa, la verifica di compatibilità ambientale degli impianti stessi,
- nel caso dei fanghi di depurazione, la definizione di un'idonea procedura per la determinazione del parametro cloro, parametro fondamentale per l'esecuzione dei bilanci relativi alla definizione progettuale dello schema impiantistico.

Analisi dei risultati relativi allo studio delle tecnologie di trattamento termico innovative

Da un punto di vista delle tecnologie di trattamento termico definite innovative ciò che è stato fatto consiste in un approfondito studio del processo stesso. A tale scopo utilizzando i bilanci di massa, di energia e gli aspetti termodinamici di equilibrio che si traducono con le due principali reazioni chimiche che governano il sistema è stato costruito un modello numerico che, pur con cospicue semplificazioni, consente di fornire una valutazione preliminare della composizione del syngas in uscita al gassificatore e conseguentemente del rendimento di gassificazione stesso. Il modello è stato applicato, al fine di valutarne la significatività, sia ad un rifiuto urbano tal quale (residuale alla raccolta differenziata) sia ad un rifiuto urbano trasformato, mediante una serie di pretrattamenti, in combustibile derivato da rifiuto.

In linea generale i risultati ottenuti evidenziano che per quanto riguarda il rendimento di gassificazione, a prescindere dalla tipologia di rifiuto in ingresso, esso aumenta al diminuire della temperatura e della portata d'aria in ingesso (analizzando i risultati relativi la composizione del syngas si osserva che esso risulta essere costituito per buona parte, circa il 60 % da azoto derivante dall'aria utilizzata come agente gassificante, diminuendo la portata d'aria in ingresso ne deriva che diminuirà anche tale contenuto qualitativo).

Considerando che, generalmente, si lavora ad una temperatura prefissata variando la portata d'aria in ingresso (secondo le esigenze), in base ai risultati ottenuti emerge che il CDR offre un rendimento di gassificazione molto più elevato del rifiuto tal quale.

Successivamente utilizzando il modello di gassificazione creato è stata valutata la composizione chimica del gas di sintesi formatosi dal processo di gassificazione al variare dell'agente gassificante introdotto, e al variare della temperatura.

Tra tutte le casistiche analizzate, quella che presenta un rendimento maggiore di gassificazione è quella che prevede di utilizzare come agente gassificante aria arricchita con vapore. In questo caso si ottengono rendimenti che raggiungono punte dell'83%, per una temperatura di 1200 °C.

Il modello messo a punto è utile al fine di effettuare una valutazione preliminare delle caratteristiche del syngas attese a partire dai dati sull'alimentazione, tali valori sono fondamentali in quanto in base ad essi è possibile determinare il p.c.i del gas, il rendimento di gassificazione e quindi la quantità di energia sia elettrica sia termica che si può produrre.

Capitolo 7 – Conclusioni

Analisi dei risultati relativi al confronto tra le tecnologie di trattamento termico tradizionali e le tecnologie di trattamento termico innovative

L'interesse nei confronti delle tecnologie innovative di trattamento termico è determinato essenzialmente dalle potenzialità che esse offrono in termini di incremento del recupero energetico dai rifiuti.

I processi di gassificazione e pirolisi consentono di produrre il syngas, che può essere utilizzato per la produzione di energia elettrica secondo vari schemi:

- combustione diretta in una camera di ossidazione secondaria; il calore dei fumi è utilizzato per generare vapore in pressione che, espandendosi in turbina, genera energia elettrica (con rendimenti energetici lordi del 18-27%);
- combustione in motori a combustione interna, previa depurazione spinta con un'efficienza nettamente superiore rispetto al sistema con turbina a vapore (37-41%);
- utilizzo, previa depurazione spinta, in un ciclo combinato turbo-gas turbo-vapore (IGCC, Integrated Gasification Combined Cycle), con efficienze di recupero del 45-50%;
- produzione di idrogeno ed alimentazione di celle a combustibile, con rese energetiche potenziali superiori al 60% (soluzione, per il momento, ancora molto "futuristica").

Va rilevato che le configurazioni impiantistiche che potrebbero consentire elevati rendimenti energetici (motori endotermici, IGCC e celle a combustibile) non trovano ad oggi applicazione, anche in ragione del fatto che risulta tecnologicamente difficile ottenere una depurazione del syngas tale da consentire il funzionamento degli stessi.

Il syngas viene combusto immediatamente senza interventi di depurazione preventiva; quest'ultima viene poi effettuata, analogamente agli impianti tradizionali, sui prodotti finali di combustione del syngas; si tratta pertanto prevalentemente di processi che non consentono di ottenere ad oggi alcun miglioramento dell'efficienza di produzione di energia elettrica rispetto ai tradizionali impianti di incenerimento.

Ulteriori motivi di interesse nei confronti di queste tecnologie sono determinati essenzialmente dai potenziali vantaggi ambientali, in termini di riduzione dei contaminanti nelle emissioni in atmosfera e delle portate di effluenti gassosi da sottoporre a trattamenti depurativi, nonchè di miglioramento della qualità dei residui solidi.

In termini di concentrazioni nell'effluente gassoso dall'indagine emerge per gli impianti a tecnologia innovativa un tenore emissivo ben al di sotto dei limiti normativi, ma sostanzialmente in linea con i moderni inceneritori che adottino le migliori tecniche disponibili, come definite nei documenti di riferimento. In relazione al volume dei fumi va detto che i processi di "gassificazione", producono volumi di gas certamente più contenuti rispetto ad un inceneritore convenzionale (fumi di combustione), per le caratteristiche intrinseche del processo; infatti, mentre per far avvenire la combustione in un inceneritore si necessita di eccessi d'aria consistenti, i processi termochimici operano in totale assenza di aria o in presenza di quantitativi contenuti di agente ossidante.

Tuttavia, in ragione del fatto che il principale destino del syngas rimane la combustione in caldaia con produzione di vapore, l'aggiunta di aria a valle della produzione del syngas è necessaria, per cui, di fatto, il trattamento viene a configurarsi come un incenerimento in due stadi. Quindi, nel complesso, il quantitativo di fumi da trattare a valle del recupero energetico è confrontabile con quello di un impianto di combustione tradizionale, in termini di volume prodotto per tonnellata di rifiuto trattato (6.000-7.000 Nm^3/t).

I fumi sono successivamente sottoposti a trattamento di depurazione, secondo configurazioni

impiantistiche tipiche degli impianti di combustione convenzionale.

Probabilmente, sulla base delle conoscenze attuali, una progettazione mirata e particolarmente attenta a questo aspetto porterebbe ad una riduzione della produzione specifica di fumi per unità di rifiuto trattato da impianti di pirolisi/gassificazione. Certo è che, l'emissione da impianti di gassificazione/pirolisi, potrebbe essere di volume più contenuto e di qualità migliore, se si depurasse il syngas prima della sua combustione; si avrebbero in questo modo, certamente, minori concentrazioni di cloro e zolfo e probabilmente di TOC.

Circa le diossine invece, risulta veramente molto difficile fare delle valutazioni affidabili, relativamente ai livelli di concentrazione a monte dei dispositivi di abbattimento; è possibile che in genere tutti i sistemi di pirolisi o gassificazione, bruciando in fase gas, formino meno diossine nei gas grezzi, rispetto a quelle che si formano nella combustione del solido; tuttavia, rispetto a questo stadio dei gas grezzi, c'è poi l'intervento di depurazione del carbone attivo, comunemente usato tanto negli impianti di incenerimento, quanto negli impianti di pirolisi/gassificazione, che fa sì che le emissioni al camino non siano significativamente diverse nelle due tipologie di impianti.

In definitiva, sia dal punto di vista energetico, sia dal punto di vista di impatto qualitativo e quantitativo, è certamente migliorativo e promettente il sistema gassificazione - depurazione del syngas - combustione - trattamento finale, ma oggi esso non appare una soluzione industriale consolidata.

Per quanto riguarda i residui solidi prodotti dagli impianti a tecnologia innovativa è necessario fare una distinzione tra i processi di gassificazione (e tra questi includiamo anche la gassificazione con torcia al plasma) ed i processi di pirolisi.

I processi di gassificazione a medie temperature (700 - 800°C) danno origine a delle scorie (bottom ash), sostanzialmente simili come aspetto e composizione a quelle di un inceneritore.

I sistemi di gassificazione a fusione diretta delle scorie hanno invece la peculiarità di generare delle scorie vetrificate, con evidenti miglioramenti delle loro caratteristiche e una maggiore facilità di riutilizzo;

Il processo di pirolisi produce invece, come residuo solido, un carbone tipo coke (pyrocoke) di colore nero, inodore e di discreto pci (circa 9 MJ/kg), avendo ancora un discreto contenuto di carbonio (30%).

Necessitano di ulteriore approfondimento gli aspetti economici legati alle tecnologie innovative; acquisire informazioni sugli aspetti economici relativi alle diverse tecnologie innovative di trattamento termico dei rifiuti risulta abbastanza complesso. È possibile disporre di informazioni attendibili e precise sui costi di investimento e di esercizio solo quando un impianto è già stato costruito ed è pienamente operativo, ma i fornitori della tecnologia e i gestori degli impianti, per ragioni commerciali, sono poco disponibili a divulgare i dati economici.

<u>Analisi dei risultati relativi al confronto tra scenari di gestione del rifiuto con soli trattamenti termici e scenari di gestione del rifiuto con accoppiamento di sistemi TMB e sistemi di trattamento termico</u>

La valutazione analitica degli schemi di processo esaminati è stata fatta in base ai seguenti criteri:

- quantitativo, valutato in base a bilanci di materia;
- affidabilità delle strutture impiantistiche;
- impatto ambientale locale e globale;

- valutazione di massima dei costi di investimento ed esercizio.

Si ritiene infatti che una valutazione finale debba tener conto in modo bilanciato dei criteri sopra esposti. Si ritiene che ognuno dei criteri porti ad una quantizzazione singolarmente affidabile mentre la loro combinazione e il peso da attribuire ad ognuno di essi non può che discendere da scelte di ordine programmatico. Nello specifico per ciò che riguarda il criterio quantitativo è risultata, applicando un sistema TMB la necessità di una grande capacità di digestione (in quanto il flusso do organico risultane dalla separazione meccanica risulta essere cospicuo).

Per quanto concerne il flusso del secco da inviare a incenerimento, nel caso di digestione wet la capacità dell'impianto di termovalorizzazione risulterebbe sovrabbondante, nell'ipotesi di digestione dry la capacità del termovalorizzatore potrebbe risultare invece circa corrispondente alla domanda di smaltimento, da un punto di vista di quantitativi.

Per quanto riguarda lo smaltimento dei residui solidi, la domanda di discarica per scorie è inferiore rispetto a quella richiesta da sistemi che prevedono l'incenerimento diretto del quantitativo complessivo dei rifiuti, ma, per contro, è richiesta un'importante volumetria per la gestione del digestato e questo porta ad una necessità totale di discarica che è circa il doppio di quella richiesta dagli scenari con soli trattamento a caldo.

Sul fronte dell'affidabilità impiantistica si ritiene che la fase del trattamento meccanico non comporti particolari problemi. Per contro la digestione anaerobica risulta un'operazione processisticamente difficile tenuto conto dei volumi in gioco e della qualità del materiale alimentato (frazione organica da selezione meccanica e non FORSU separata alla fonte).

In relazione al tema dell'affidabilità complessiva di sistema va ancora rilevato che l'invio della frazione secca selezionata al termovalorizzatore potrebbe rappresentare un elemento di criticità qualora il potere calorifico inferiore, a seguito della separazione, assumesse dei valori troppo elevati (superiori a 15,5 MJ/kg).

Per ciò che riguarda il criterio impatto ambientale va fatta una distinzione tra l'impatto locale e l'impatto globale.

Dal punto di vista locale la maggiore criticità è sicuramente rappresentata dalle emissioni dell'inceneritore, al cui contenimento è destinata una struttura costruita secondo le BAT. Nello scenario che prevede il TMB gli elementi impiantistici aggiuntivi da considerare risultano quindi due: l'impianto di separazione e il digestore, tra questi quello potenzialmente più impattante è il separatore, a causa delle emissioni odorigene. Da un punto di vista di impatto globale ci si riferisce in particolare alle emissioni di CO_2.

Dai calcoli effettuati non emergono vantaggi a favore dei processi di trattamento meccanico-biologico.

Infine, per quanto riguarda gli aspetti economici, lo scenario più vantaggioso risulterebbe essere lo scenario C (cioè lo scenario che prevede l'ampliamento del termovalorizzatore, quindi, complessivamente, un solo grosso impianto di trattamento termico di incenerimento) sia per ciò che riguarda l'analisi del costo di investimento e di esercizio, sia per ciò che riguarda i costi esterni dovuti alla CO_2.

7.3 Considerazioni conclusive

Il lungo lavoro di ricerca e analisi effettuato ha consentito uno studio approfondito dei sistemi di trattamento termico applicati a differenti matrici. Lo studio consente dunque la ricostruzione di un ampio e dettagliato quadro di dette tecnologie andando a colmare numerose lacune presenti in letteratura.

Capitolo 7 – Conclusioni

I principali risultati ottenuti possono essere così sintetizzati:

- creazione, grazie allo studio ed all'attenta analisi di letteratura effettuata, di un importante e completo supporto bibliografico relativo ai trattamenti termici in generale;
- da un punto di vista dei processi tradizionali (incenerimento):
    - consolidamento di una procedura relativa alla scelta e alla verifica della corretta tecnologia di trattamento termico dei RSU;
    - definizione di una procedura per la definizione della compatibilità ambientale degli impianti a biomassa (e non solo);
    - identificazione di una procedura di laboratorio per la definizione del contenuto di cloro nei fanghi e definizione progettuale dello schema impiantistico.
- da un punto di vista dei processi innovativi (gassificazione/pirolisi):
    - definizione di un modello di calcolo predittivo per il processo di gassificazione
- da un punto di vista del confronto tra processi tradizionali ed innovativi:
    - definizione delle principali differenze tra i tre sistemi analizzati mediante analisi, prove di laboratorio e applicazione dei bilanci di massa e di energia.
- da un punto di vista del confronto tra scenari di gestione del rifiuto solo termici e scenari di gestione del rifiuto TMB + termici:
    - individuazione di una procedura utile per la valutazione e il confronto da un unto di vista dell'impatto ambientale e della valutazione degli aspetti economici.

Il lavoro svolto è stato quindi articolato in una serie di analisi, ricerca degli aspetti non ancora conosciuti e applicazioni specifiche al territorio, tutto questo per giungere a decisioni che competeranno certamente all'ente politico ma che, in questo modo, ha tutti gli strumenti per poter formulare la decisione stessa.

BIBLIOGRAFIA

Agència de Residus del Catalunya, Pla Territorial Sectorial d'Infraestructures de Gestiò de residus municipals de Catalunya, Annex 3 Part A, Estudi de Technologies;

Albertazzi S., Basile F., Brandin J., Einvall J., Hulteberg C., Fornasari G., Rosetti V., Sanati M., Trifirò F., Vaccari A., The technical feasibility of biomass gasification for hydrogen production. Catalysis Today, 106 (2005), pp. 297-300;

Andretta A., Analisi prezzi medi impianti Anno 2009. Le tariffe per il recupero e lo smaltimento dei rifiuti urbani per tipologia e caratteristiche degli impianti, gennaio 2010;

APAT, Rapporto rifiuti 2003;

Arena U., Mastellone M. L., Gassificazione a letto fluido di CDR e imballaggi post-consumo Un biennio di sperimentazione del progetto di ricerca Amra-Conai, AMRA S.c.ar.l.,2009;

Arena U., Mastellone M.L., Processi di gassificazione dei rifiuti solidi: aspetti tecnologici e di processo. Gassificazione e pirolisi tecnologie innovative per la valorizzazione energetica dei rifiuti, 18 giugno 2010, Aosta;

Arpa Piemonte, Campagna di monitoraggio della qualità dell'aria con utilizzo del laboratorio mobile – anno 2008. Relazione tecnica;

ASTM Standard test Method D 240-87, Heat of combustion of liquid hydrocarbon fuels by bomb calorimeter, American Society for Testing and Materials, 1987;

Astrup T., Moller J., Ernergoard T., Incineration and co-combustion of waste: accounting of green house gases and global warming contributions, Waste Management & Research, 27 (2009), pp. 789-799;

ATO-R, Il termovalorizzatore della Zona Nord della provincia di Torino, novembre 2006;

ATO-R, Politecnico di Torino, Verifica della fattibilità di un impianto di trattamento termico dei rifiuti a tecnologia innovative nella provincia di Torino, Ingegneria Ambientale, Quaderno 51, 2010;

ATO-R, Politecnico di Torino, Valutazione sull'applicabilità dei trattamenti meccanico-biologici nel ciclo integrato dei rifiuti urbani della Provincia di Torino, Ingegneria Ambientale, Quaderno 53, 2010;

Babou L.P.L.M., Biomass tar recycling and destruction in a CFB gasifier, Fuel 84 (2005), pp. 577–581;

Baggio P., Baratieri M., Grigiante M., Ragazzi M., Gassificazione di fanghi da depurazione, Valorizzazione energetica dei fanghi di depurazione, quaderni del dipartimento SAN 5, p. 19-32, Università degli Studi di Trento, Dipartimento di Ingegneria Civile e Ambientale, Novembre 2006;

Baldi G., Bernardi M., Valorizzazione energetica dei rifiuti: nuove soluzioni. Incontro AEIT, 22 maggio 2008, Torino, Italia;

Bamag GmbH, Example for sludge inceneration, HKW Mühlhausen, Stuttgart, Butzbach (GER), 2011;

Bébar L., Stehlik P., Havlen L., Oral J., Analysis of using gasification and incineration for thermal processing of wastes, Applied Thermal Engineering, 25 (2005), pp. 1045-1055;

Belgiorno V., De Feo G., Della Rocca C., Napoli R.M.A., Energy from gasification of solid wastes, Waste Management 23 (2003), pp. 1–15;

Berghoff R., Kim J.G., Thermal treatment methods for waste recycling in Germany, International Symposium Resource Recycling R&D Center / Chemistry Engineering Association in Korea;

Bidlingmaier W., Sidaine J., Papadimitriou E.K., Separate collection and biological waste treatment in the European Community, Reviews in Environmental Science & Bio/Technology, 2004;

Boldrin A., Andersen K.J., Moller J., Christensen T.H., Composting and compost utilization accounting of greenhouse gases and global warming contributions, Waste Management and Research, 27 (2009), pp. 800-812;

Boman U.R., Turnbull J.H., Integrated biomass energy systems and emissions of carbon dioxide. Biomass and Bioenergy, 13 (1997), pp. 333 – 343;

Brambilla M., Ponti P., Fondamenti di microeconomia, appunti del corso, anno accademico 2008-2009, disponibile a: http://www.traspol.polimi.it/documenti/Ponti%20-%20Economia%20Ambientale%20-%20microintro09.pdf, accesso del 11/12/2011;

Bridgwater A.V., The technical and economic feasibility of biomass gasification for power generation. Fuel, 74 (2005), pp. 631-653;

Brisi C., Chimica applicata, 2 ed.,Torino, Libreria Editrice Universitaria Levrotto & Bella, 1982;

Brunner C.R., Handbook of Incineration Systems, McGraw-Hill Inc, Virginia (1991);

Burton J.R., Poll A.J., Wabb M., Whalley L., Waste sorting and RDF – Production in Europe, Elsevier Applied Science Publishers, 1985;

Canovai A., Consorzio Italiano Compostatori, La proposta operativa: modello tecnico-economico impiego sistema UMICA, workshop, Salerno 18 marzo 2009;

Caputo A.C., Palumbo M., Pelagagge P.M., Scacchia F.: Economics of biomass energy utilization in combustion and gasification plants: effects of logistic variables. Biomass and Bioenergy, 28 (2005), 35 – 51;

Carlton C. Wiles, Municipal solid waste combustion ash: state-of-the-knowledge, Journal of Hazardous Materials, 47 (1995), pp. 325-344;

Cestaro S. e Rossetti D., Landfill Mining: Tecnologia e costi. Atti del Seminario per la riduzione degli impatti e la bonifica delle discariche, Montegrotto Terme (Padova), 7-9 Giugno 2006;

Chandler A.J., Eighmy T.T., Hartlén J., Hjelmar O., Kosson D.S., Sawell S.E., Van der Sloot H.A. and Vehlow J., Municipal Solid Waste Incinerator Residues, Studies in Environmental Sciences, 67 (2007), pp. 974–979;

Chimenos J.M., Segarra M., Fernández M.A., Espiell F., Characterization of the bottom ash in municipal solid waste incinerator, Journal of Hazardous Materials, 33 (1999), pp. 1110-1115;

Coase R., The problem of social cost, Journal of Law and Economics, 1960;

Commissione Europea – DG XII, 1998. ExternE, Externalities of Energy, Volume 7: Methodology 1998 Update (EUR 19083 EN), Bruxelles;

Cossu R., La tecnica del Landfill Mining Atti del Seminario di aggiornamento La Bonifica delle Vecchie Discariche, 10-12 Giugno 2002;

CST SpA, Arrow Bio, Il processo per il trattamento ecologico dei rifiuti solidi urbani;

Cuoci A., Faravelli T., Frassoldati A., Grana R., Pierucci S., Ranzi E., Sommariva S., Mathematical modelling of gasification and combustion of solid fuels and wastes, Chemical Engineering Transactions, 18, 2009, pp. 989-994;

DAHLMAN, Website http://www.renewableenergy.nl/index.php?pageID=3216&n=544&s=410, accesso del 14/09/2010;

De Baere Luc and Boelens Jan (OWS), Rest or mixed waste sorting – digestion – separation for the recovery of recyclables and energy, disponibile sul sito: http://www.ows.be, accesso del 12 luglio 2010;

De Stefanis P., Sviluppi tecnologici dei trattamenti termici dei rifiuti, Convegno: Per una gestione sostenibile dei rifiuti: tecnologie a confronto, Bologna, 9 luglio 2007;

De Stefanis P., Il ruolo del recupero energetico nel ciclo integrato di gestione dei rifiuti urbani, Convegno: La gestione integrata dei rifiuti: ricerche,tecnologie e aspetti gestionali, Latina, 28 maggio 2009;

Decreto Legislativo 11 maggio 2005 n. 133, Attuazione della direttiva 2000/76/CE in materia di incenerimento dei rifiuti, Gazzetta Ufficiale n. 163 del 15 luglio 2005;

Decreto Legislativo 3 aprile 2006, n. 152, Norme in materia ambientale, Gazzetta Ufficiale n. 88 del 14 aprile 2006, SO n. 96;

Decreto Ministeriale 25 agosto 2000, Aggiornamento dei metodi di campionamento, analisi e valutazione degli inquinamenti, ai sensi del Decreto del Presidente della Repubblica 24 maggio 1986, n°203, allegato 2, emanato dal Ministro dell'Ambiente, pubblicato in Gazzetta Ufficiale n°223 del 23 settembre 2000;

DEFRA, Advanced Thermal Treatment of Municipal Solid Waste, Deparment for Envronment Food and Rural Affairs, 2007;

Dijkgraaf, E., Vollerberg, H.R.J., Burn or bury? A social cost comparison of final waste disposal methods, Ecological Economics, 50 (2004), pp. 233 – 247;

Dornburg V., Van Dam J., Faaij A., Estimating GHG emission mitigation supply curves of large – scale biomass use an a country level. Biomass and Bioenergy, 31 (2007), pp. 46 – 65;

Dotti D., Trattamento meccanico biologico dei rifiuti residui da RD: tecnologie, evoluzione del contesto e caso pratico, Tesi di Laurea in Ingegneria per l'Ambiente e il Territorio, Università di Bologna, 2008;

ENEA, ENEA e le tecnologie per la gestione sostenibile dei rifiuti, Workshop 18 giugno 2008, Roma;

ENEA, Valutazione del costo di investimento del termovalorizzatore di Acerra, gennaio 2010;
Energos, Energos, Relazione esplicativa, tecnologia di gassificazione, 2009;

EPA Method 9250, Chloride (colorimetric, automated ferricyanide AAI), USA, US Environmental Protection Agency, 1986;

Eshet T., Ayalon, O., Shechter, M., Valuation of externalities of selected waste management alternatives: A comparative review and analysis, Resources, Conservation and Recycling, 46 (2006), pp. 335 – 364;

Ettouney R.S., El-Rifai M.A., El-Behairy S.A., Control of thermally integrated incineration – waste heat recovery systems, a case study, Applied Thermal Engineering, 25 (2005), pp. 1195-1205;

European Commission, Externalities of Energy, Methodology 2005 Update, Eur 21951, 2005;

Externalities of Energy Methodology 2005 Update, Institut für Energiewirtschaft und Rationelle Energieanwendung – IER Universität Stuttgart – Germany, ISBN: 92 – 79 – 00423 – 9, 2005;

Favoino E., Confalonieri E., Il trattamento meccanico-biologico, quadro strategico e prospettive, ARPA Rivista N. 2 marzo-aprile 2007;

Fichtner Consulting Engineers limited, The viability of advanced thermal treatment of MSW in the UK, marzo 2004;

Fracastoro G.V. et al., Politecnico di Torino: Requisiti tecnici per impianti a cippato superiori a 350 kW, http://www.fire-italia.it/forum/pellet/all_oltre_350.pdf, accessed 15 July 2009;

Genon G., Brizio E., Application of the ECOSENSE model to a real case and valuation of the influence of estimated mixing height on the model results, Environmental Modelling & Software, 20 (2005), pp. 917 – 933;

Genon G., Brizio E., Perspectives and limits for cement kilns as a destination for RDF, Waste Management, 28 (2008), pp. 2375-2385;

Genon G., Torchio F. Marco, Poggio A., Poggio M., Energy and environmental assessment of small district heating systems: global and local effects in two case-studies, Energy Conversion and Management, 50 (2009), pp. 522 – 529;

Gestione de los residuos en la comunidad de Madrid, http://www.rcir.es/pdf/folletos/folleto_rcir_gestion200708.pdf;

GME – Gestore Mercati Energetici. Sito web: http://www.mercatoelettrico.org/It/Default.aspx;

Gómez-Barea A., Vilches L.F., Leiva C., Campay M., Fernández-Pereira C., Plant optimization and ash recycling in fluidized bed waste gasification, Chemical Engineering Journal, 146 (2009), pp. 227-236;

Greater London Autorithy, Costs of incineration and non-incineration, Energy from waste technologies, gennaio 2008;

Grieco E., Bernardi M., Baldi G., Styrene-butadiene rubber pyrolysis: Products, kinetics, modelling, Journal of Analytical and Applied Pyrolysis, 82 (2008), pp. 304 – 311;

Holt E., Raivio P., Use of gasification residues in compacted concrete paving blocks, Cement and Concrete Research, 36 (2006), pp. 441-448;

Huhtala, A., 1999. How much do money, inconvenience and pollutant matter? Analysis household demand for large – scale recycling and incineration, Journal of Environmental Management, 55 (1999), pp. 27 – 38;

IEFE – Centre for Research and Energy and Environmental Economics and Policy – La gestione integrata dei rifiuti urbani: analisi economica di scenari alternativi, Research Report n. 4, marzo 2010;

Integrated Pollution Prevention and Control – Reference Document on the Best Available Techniques for Large Combustion Plant, May 2005;

Integrated Pollution Prevention and Control – Reference Document on the Best Available Techniques for Waste Incineration, August 2006;

ISPRA, Rapporto rifiuti, Gestione dei rifiuti urbani, capitolo 2, 2010;

Istituto di Ricerca sulle Acque del Consiglio Nazionale delle Ricerche, Metodi analitici per le acque. Cloruri, quaderno IRSA n°11, vol. II, metodo B – Metodo di Volhard, Roma, 1972;

Istituto di Ricerca sulle Acque del Consiglio Nazionale delle Ricerche, Metodi analitici per i fanghi. Potere calorifico, quaderno IRSA n°64, vol. II metodo 4, Roma, 1988;

Johnke B., Waste incineration – an important element of the integrated waste management system in Germany, Waste Management & Research, 10 (1992), pp. 303-315;

Juniper, Mechanical – Biological – Treatment: A guide for decision makers. Processes, Policies & Markets, 2005;

Juniper, Gasification Processes for Generating Syngas, 1 settembre 2008;

Kamka F., Jochm A., Development Status of BGL-Gasification- ann SVZ Schwarze Pumpe, Germany International Freiberg Conference on IGCC & XtL Technologies 16-18 Giugno, 2005;

Laraia R., Chiampo F., Krüger J., Analisi e comparazione delle tecnologie più idonee per il secondo impianto di trattamento area nord dei rifiuti urbani, assimilati e fanghi della provincia di Torino, giugno 2006;

Limerick/Clare/Kerry waste management authority, Feasibility study of thermal waste treatment / recovery options in the Limerick/Clare/Kerry region, 2005;

Legge 244/2007 (Finanziaria 2008);

Malkow T., Novel and innovative pyrolysis and gasification technologies for energy efficient and environmentally sound MSW disposal, Waste Management, 24 (2004), pp. 53 – 79;

Maniatis K.: Progress in Biomass Gasification: An Overview, 2002;

Milne T.A., Evans R.J., Biomass Gasifier Tars: Their Nature, Formation, and Conversions, National Renewable Energy Laboratory, Golden, CO. NREL/TP-570-25357, 1998;

Mirandce, M.L., Hale, B., Waste not, want not: the private and social costs of waste-to-energy production, Energy Policy, 25 (1997), pp. 587 – 600;

Møller J., Boldrin A., Christensen T.H., Anaerobic digestion and digestate use: accounting of greenhouse gases and global warming contribution, Waste Management and Research, 27 (2009), pp. 813-824;

Nelson L. Seaman, Meteorological modeling for air-quality assessments, Atmospheric Environment, 34 (2000), pp. 2231 – 2259;

Niederbacher M., Sfruttamento efficiente della biomassa tramite gassificazione, 2009, TS-energygroup;

NovAmbiente
http://www.novambiente.it/index.php?option=com_content&view=article&id=677%3Alca-rifiuti&Itemid=71;

Osservatorio Rifiuti Provincia Torino. Rapporto sullo stato del sistema di gestione dei rifiuti, luglio 2008;

Panepinto D., Genon G., Combustione di biomasse: Recupero energetico e compatibilità ambientale, 2009;

Panepinto D., Genon G., Verifica tecnologica e compatibilità di un nuovo sistema di incenerimento dei rifiuti, workshop Criteri e strumenti per la valorizzazione dei rifiuti ed il recupero ambientale e funzionale dei siti inquinanti, Taormina 23 – 24 ottobre 2009;

Panepinto D., Genon G., Bilancio ambientale comune di Voltaggio, 2010;

Panepinto D., Genon G, Solid waste and biomass gasification: fundamental processes and numerical simulation., ICheaP-10 10th International Conference on Chemical and Process Engineering, 8 - 11 maggio 2011, Firenze;

Panepinto D., Genon G., Waste gasification: process description and numerical simulation., ECCE 2011 - 8th European Congress of Chemical Engineering, 25 - 29/09/2011, Berlino;

Perry R. H., Green D. W., Perry's chemical engineers' handbook, Maloney J.O., 7 ed., USA, McGraw-Hill, 1998;

Plasco Energy Group, 2008 Annual Progress Report, 30 marzo 2009;

Politecnico di Torino, Zimatec, Studio comparativo fra i sistemi di trattamento e smaltimento dei rifiuti in Valle d'Aosta – Impatti sul territorio – Documento D, ottobre 2006;

Politecnico di Torino (Blengini Gian Andrea, Genon Giuseppe), LCA del sistema integrato dei RSU nella Provincia di Torino – Analisi energetico ambientale con metodologia LCA ed analisi economica dell'attuazione del Piano Provinciale di Gestione dei Rifiuti alla luce dei nuovi obiettivi di Raccolta Differenziata introdotti dal D. Lgs. 152/06, luglio 2008;

Politecnico di Torino, Atti del Convegno Tecnologie per la valorizzazione energetica dei rifiuti urbani ed assimilabili, 30 giugno 2008;

Politecnico di Torino, Sottoprogramma di ricerca: Gestione dei fanghi di depurazione delle acque reflue. Relazione sullo stato di avanzamento dei lavori, a cura del Politecnico di Torino, Dipartimento di Ingegneria del Territorio, dell'Ambiente e delle Geotecnologie, Gennaio 2011;

Powell, J.C., The evaluation of waste management options, Waste Management and Research, 14 (1996), pp. 515 – 526;

Provincia del Medio Campidano Assessorato all'Ambiente, Rapporto sulla gestione dei rifiuti urbani nel medio Campidano, 2008;

Rabl, A., Spadaro, J.V., Mc Gavran, P.D., Health Risk of Air Pollution from Incineration: a Perspective, Waste Management and Research, 16 (1998), pp. 365 – 388;

Rabl, A., Spadano, J.V., Health Impacts of Waste Incineration, Issues in Environmental Science and Technology, Vol. 18, Environmental Impact of Solid Waste Management Activities, Royal Society of Chemistry, UK, 2002, pp. 171 – 193;

Rabou L.P.L.M., Zwart R.W.R., Vreugdenhil B.J., and Bos A., Tar in biomass producer gas, the Energy research Centre of the Netherlands (ECN) experience: an enduring challenge, Energy & Fuels, vol. 23, 2009, pp. 6189-6198;

Ragazzi M., Rada E.C., Cocarta D., Venturi M., Mallocci E., Bianchi M., Crescimanno A., Combustione diretta e indiretta di fanghi, Valorizzazione energetica dei fanghi di depurazione, quaderni del dipartimento SAN 5, p. 45-55, Università degli Studi di Trento, Dipartimento di Ingegneria Civile e Ambientale, Novembre 2006;

Ragazzi M., Fedrizzi S., Foresti A., Lo Cicero C., Pavelka G., Acqua e Aria n. 6, 2010;

Società Voltaggio Energia s.r.l., VE.DU.PT.01 – Progetto tecnico, 2007;

Stehlik P., Puchlyr R., Oral J., Simulation of processes for thermal treatment of wastes, Waste Management, 20 (2000), pp. 435-442;

Themelis N., Thermal treatment review, Waste Management World July, 2007;

Tornavacca A., Fontanella P., Paladino O., Risso O., Solari M., Sacco C., Relazione conclusiva dei lavori della Commissione per il supporto tecnico scientifico nelle valutazioni connesse alla

realizzazione di un impianto per il trattamento dei rifiuti organici e di un impianto per il trattamento della frazione finale residua post raccolta differenziata dei rifiuti (DGC di Genova n. 288/2008), giugno 2009;

Travan I., Lidelöw S., Andreas L., Tham G., Lagerkvist A., Assessing the environmental impact oh ashes used in a landfill cover construction, Waste Management, 29 (2009), pp. 1336-1346;

TRM S.p.A., Impianto di termovalorizzazione dei rifiuti della provincia di Torino – Italia. Bilanci termici e di massa, 2006;

TRM S.p.A., Piano economico finanziario TRM, Gerbido, 4 dicembre 2009;

UNI EN 12457-2:2004, Caratterizzazione dei rifiuti - Lisciviazione - Prova di conformità per la lisciviazione di rifiuti granulari e di fanghi - Parte 2: Prova a singolo stadio, con un rapporto liquido/solido di 10 l/kg, per materiali con particelle di dimensioni minori di 4 mm (con o senza riduzione delle dimensioni), Milano, UNI Ente Nazionale Italiano di Unificazione, 2004;

UNI 10802:2004, Rifiuti - Rifiuti liquidi, granulari, pastosi e fanghi - Campionamento manuale e preparazione ed analisi degli eluati, Milano, UNI Ente Nazionale Italiano di Unificazione, 2004;

UNI EN 15170:2009, Caratterizzazione dei fanghi-determinazione del potere calorifico, , Milano, UNI Ente Nazionale Italiano di Unificazione, 2009;

US Environmental Protection Agency, Bomb preparation method for solid waste, EPA Method 5050, USA, 1994;

US Environmental Protection Agency, Inorganic anions by ion chromatography, EPA Method 9056A, USA, 2007;

Van Den Broek R., Faa Ij A., Van Wick A.: Biomass combustion for power generation. Biomass and Bioenergy, 11 (1996), pp. 271 – 281;

Website ExternE, Externalities of Energy a Research Project of the European Commission, http://www.externe.info;

Whiting, Gasification as an Advanced Conversion Technology (ACT), 2008;

Yang Y., Xiao Y., Voncken J.H.L., Wilson N., Thermal treatment and vitrification of boiler ash from a municipal waste incinerator, Journal of Hazardous Materials, 154 (2008), pp. 871-879.

APPENDICE

Elenco della produzione scientifica

Articolo su rivista

In stampa PANEPINTO D., GENON G., Biomass Thermal Treatment: Energy Recovery, Environmental Compatibility and Determination of External Costs, WASTE AND BIOMASS VALORIZATION, DOI: 10.1007/s12649-011-9099-x;

2012 PANEPINTO D., GENON G., Perspectives for MSW (Municipal Solid Waste) energetic destination, JOURNAL OF ENVIRONMENTAL SCIENCE AND ENGINEERING, B1 (2012), ISSN: 1934 - 8932;

2011 GENON G., PANEPINTO D., NOVARINO D., Gassificazione di RSU: prospettive per la tecnologia nel contesto dei sistemi di valorizzazione energetica, INGEGNERIA AMBIENTALE, 6 (2011), pagine da 456 a 459, ISSN: 0394 – 5871;

2010 PANEPINTO D., GENON G., Modeling of Po river water quality in Torino (Italy), WATER RESOURCES MANAGEMENT, pp. 22, 2010, pagine da 2937 a 2958, ISSN: 0920-4741, DOI: 10.1007/s11269-010-9588-x;

2010 PANEPINTO D., GENON G., Valorizzazione energetica dei rifiuti urbani: prospettive nel quadro italiano, ECO -TECNOLOGIE PER L'AMBIENTE BONIFICHE E RIFIUTI, pp. 4, 2010, Vol. 10, pagine da 30 a 33;

2010 GENON G., PANEPINTO D., TEDESCO V., URSO P., Applicabilità dei trattamenti meccanico-biologici nel ciclo integrato dei rifiuti urbani della provincia di Torino, INGEGNERIA AMBIENTALE. INQUINAMENTO E DEPURAZIONE. QUADERNI, pp. 88, 2010, pagine da 1 a 88, ISSN: 1125-1271.

Articolo su libro

2010 PANEPINTO D., GENON G., ZANETTI M.C., L'attuale gestione dei rifiuti in Piemonte, In: Trattamenti e smaltimento dei rifiuti urbani e dei fanghi di depurazione, Ranieri E., Sirini P., McGraw - Hill, pp. 18, 2010, pagine da 75 a 93, ISBN: 9788838662454;

2008 PANEPINTO D, GENON G., Verifica tecnologica e compatibilità di un nuovo sistema di incenerimento dei rifiuti., In: Criteri e strumenti per la valorizzazione dei rifiuti, il recupero ambientale e funzionale di siti inquinati e il monitoraggio e la tutela dell'ambiente, VAGLIASINDI F.G.A., CSISA (ITA), pp. 28, 2008, pagine da 485 a 512, ISBN: 8878500046;

Proceedings

2011 GENON G., BRIZIO E., PANEPINTO D., Environmental compatibility of energetic production plants: criteria and case studies, Third International Conference on Applied Energy, Perugia (Italia) 16 - 18 Maggio 2011, pp. 19, 2011, pagine da 273 a 292;

2011 PANEPINTO D., GENON G., Perspectives for biomass and MSW energetic destination, In: Book of abstracts, Summer school: biological and thermal treatment of municipal solid waste, Napoli 2 - 6 Maggio 2011, pp. 2, 2011, pagine da 63 a 64;

2011 PANEPINTO D., GENON G., Solid waste and biomass gasification: fundamental processes and numerical simulation, In: Chemical engineering transactions, AIDIC, ICheaP-10 10th International Conference on Chemical and Process Engineering, Firenze 8 - 11 maggio 2011, pp. 6, 2011, Vol. 24, pagine da 25 a 30, ISBN: 9788895608150, DOI: 10.3303/CET1124006;

2011 PANEPINTO D., GENON G., Carbon dioxide balance and cost analysis for different scenarios of solid waste management, In: Ecosystems and sustainable development VIII, WIT Press (GBR), 8th International Conference on Ecosystems and Sustainable Development , Alicante (Spagna) 13 - 15 Aprile 2011, pp. 11, 2011, Vol. 144, pagine da 445 a 456, ISBN: 9781845645106;

2011 GENON G., PANEPINTO D., Supporto della comunità scientifica alle scelte degli enti pubblici, Tecnologie e gestione nell'incenerimento dei rifiuti. Operatori e comunità scientifiche a confronto, Cassino (FR) 23 - 24 /06 /2011, 2011;

2011 PANEPINTO D., GENON G., Environmental balance study for the construction of a biomass plant in a small town in Piedmont (Nothern Italy), In: Energy and sustainability III, WIT Press (GBR), 3rd International Conference on Energy and Sustainability, Alicante (Spagna) 11 - 13 Aprile 2011, pp. 11, 2011, Vol. 143, pagine da 279 a 290, ISBN: 9781845645083;

2011 PANEPINTO D., GENON G., Waste gasification: process description and numerical simulation, ECCE 2011 - 8th European Congress of Chemical Engineering, Berlino 25 - 29/09/2011, 2011;

2011 GENON G., PANEPINTO D., BRIZIO E., Technological removal of atmospheric pollutants and air quality effects: equilibrium between operational costs and externality advantages , ECCE 2011 - 8th European Congress og Chemical Engineering 25 - 29/09/2011, 2011;

2011 GENON G., BRIZIO E., PANEPINTO D., RUSSOLILLO D., BECCHIS F., Production of green energy from co-digestion: perspectives for the province of Cuneo, energetic balance and environmental sustainability , The Second International Conference on Bioenvironment, Biodeversity and Renewable Energies – BIONATURE 2011, Venezia - Mestre (Italia) 22 - 27 Maggio 2011, pp. 6, 2011;

2011 BRIZIO E., GENON G., PANEPINTO D., RUSSOLILLO D., Biomethane production from anaerobic co-digestion of manure and energy crops: a feasibility and cost-benefit analysis , ECCE 2011 - 8th European Congress of Chemical Engineering, Berlino 25 - 29/09/2011, 2011;

2010 GENON G., PANEPINTO D., Sustainability in energetic production: possibilities and prospects, International Symposium on Establishing Green University, Beijing (China) 27 - 28/10/2010, pp. 8, 2010;

2010 PANEPINTO D., GENON G., Perspectives for MSW energetic destination: problems and technological improvements, Cisa Publisher, Venice 2010, Third International Symposium on Energy from Biomass and Waste, Venezia (IT) 8-11/11/2010, pp. 8, 2010, Vol. cd rom, ISBN: 9788862650083;

2010 PANEPINTO D., GENON G, ZANETTI MARIACHIARA, L'attuale gestione dei rifiuti in Piemonte, In: Trattamenti e Smaltimento dei Rifiuti Urbani e dei Fanghi di Depurazione, cd-rom, II Corso di aggiornamento in Ingegneria Sanitaria Ambientale: Trattamenti e Smaltimento dei Rifiuti, Taranto/Bari 19-20/04/2010, pp. 19, 2010;

2010 PANEPINTO D., GENON G., Biomass thermal treatment: energetic recovery and environmental compatibility, Cisa Publisher, Venice 2010, Third International Symposium on Energy from Biomass and Waste, Venezia (IT) 8-11/11/2010, pp. 11, 2010, Vol. cd rom, ISBN: 9788862650083;

2010 PANEPINTO D., GENON G., Perspectives for MSW energetic destination, In: Summaries of paper, Process Engineering Publisher, CHISA2010, Praga 28/2/2010 - 1/9/2010, 2010, Vol. Unico;

2009 PANEPINTO D., RUFFINO B, ZANETTI M.C, GENON G, A standardized procedure for a pre-evaluation of the IPPC istance, In: Proceedings of the 11th International Conference on Environmental Science and Technology, T.D. Lekkas (GRC), 11 th International Conference on Environmental Science and Technology, Chania, Greece 3-5/09/2009, 2009, pagine da 1 a 8, ISBN: 9789607475466;

2009 GENON G, PANEPINTO D., Municipal solid waste thermal treatment: problems and technological improvements, In: Proceedings of the Second Conference on Environmental, Management, Engineering, Planning and Economics and SECOTOX Conference, A. Kungalos, K. Aralossis, A. Karagiannidis, P. Sa (GRC), CEMEPE 2009, Mykonos Island, Greece 21 - 26/6/2009, 2009, ISBN: 9789606865091;

Altro

2011 PANEPINTO D., GENON G., La compatibilità ambientale locale degli impianti a biomassa, Convegno: Sostenibilità ed efficienza dell'energia da biomasse in Piemonte, Torino, 17 novembre 2011;

2008 PANEPINTO D., RUFFINO B, ZANETTI M.C, GENON G, Applicazione di una procedura standardizzata per la pre-valutazione delle istanze A.I.A., Convegno: L'introduzione delle BAT per l'ambiente e la salute pubblica. Le esperienze in Italia e in Europa delle aziende IPPC al 30 ottobre 2008, Torino, 30-31 ottobre 2008.