

POLITECNICO DI MILANO

Facoltà di Ingegneria Industriale

Corso di Laurea in Ingegneria Energetica



Analisi modellistica del sistema di gestione
rifiuti urbani della Calabria Sud

Relatore: Prof. Federico VIGANO'

Co-relatore: Prof. Giuseppe GENON

Tesi di Laurea di:

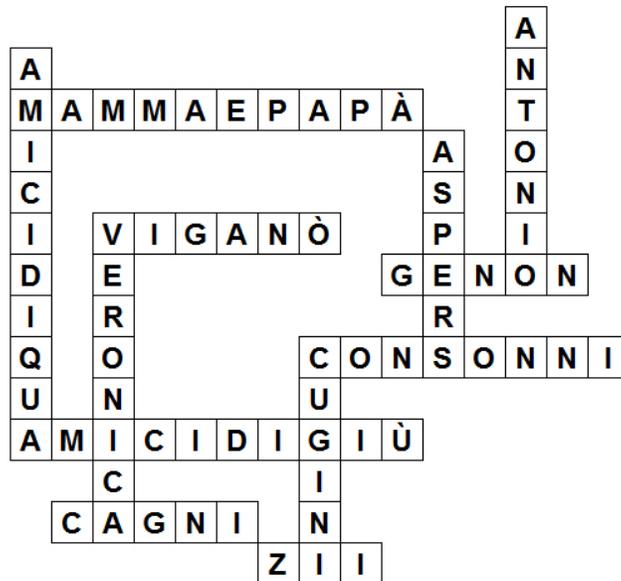
Salvatore SPERANZA Matr: 764490

Anno Accademico 2011-2012

RINGRAZIAMENTI

Questa tesi, ma soprattutto il mio percorso di studio, è stato possibile grazie all'aiuto di molti.

Grazie.



Orizzontali

- 3 Per avermi sempre sostenuto in tutte le mie scelte. A voi è dedicato il presente lavoro.
- 5 Per avermi costantemente seguito e avermi dato tutte le indicazioni necessarie.
- 6 Per la cortese collaborazione alla correlazione della tesi.
- 7 Per gli spunti forniti volti a migliorare il lavoro.
- 8 Per esserci sempre stati, ad ogni mia partenza e ad ogni mio ritorno.
- 9 Per aver reso unici questi anni al Poli. Grazie Lore.
- 10 Per non essere solo parenti, ma tutti membri di una sola grande famiglia.

Verticali

- 1 Per essere mio fratello.
- 2 Per avermi fatto sempre sentire a casa mia.
- 4 Per aver condiviso questo percorso con me. Per essere diventati sinceri amici. Per essere pochi, ma buoni.
- 5 Per avermi pazientemente sopportato e supportato.
- 7 Per rendere questa grande famiglia unica.

Indice

	ABSTRACT	7
1	IL TEMA RIFIUTI	9
1.1	Generazione di rifiuti	11
1.1.1	Il contesto europeo	11
1.1.2	Il contesto italiano	13
1.1.3	Il contesto calabrese	16
1.2	Il recupero di materia	17
1.2.1	Il contesto europeo	18
1.2.2	Il contesto italiano	19
1.2.3	Il contesto calabrese	24
1.3	Il recupero energetico	25
1.3.1	Il contesto europeo	25
1.3.2	Il contesto italiano	27
1.3.3	Il contesto calabrese	29
1.4	Le normative riguardanti la combustione di CDR	30
2	IL TRATTAMENTO MECCANICO BIOLOGICO	33
2.1	Impianti MBT	33
2.1.1	Impianti a flussi separati	33
2.1.2	Impianti a flusso unico	35
2.1.3	Impianto di riferimento	37
2.2	Bioessicazione del rifiuto	38
2.2.1	Modellizzazione del processo di bioessicazione del RSU	40
2.2.2	Risultati del modello di bioessicazione	47
2.3	Trattamento meccanico del bioessicato	59
2.3.1	Vagliatura	59
2.3.2	Separazione metallica	72
2.3.3	Triturazione	75
2.3.4	Vagliatura secondaria	81
2.3.5	Risultati del modello di trattamento meccanico	82

3	TERMOVALORIZZAZIONE DEL CDR	109
3.1	Impianti per il recupero energetico	109
3.1.1	Co-combustione del CDR	109
3.1.2	Combustione dedicata del CDR	110
	Combustore a griglia	110
	Combustore a letto fluido	112
3.2	Impianto di riferimento	113
3.2.1	Il modello GS	116
3.2.2	Assunzioni termodinamiche-impiantistiche	119
	Combustione	121
	Riscaldamento acqua di alimento	122
	Temperatura dei fumi all'uscita dell'economizzatore	122
	Linea trattamento fumi	122
	Trattamento ceneri	122
	Perdite termiche negli scambiatori	123
	Perdite termiche per incombusti	123
3.2.3	Ausiliari di impianto	123
	Circolazione dell'acqua di alimento	124
	Refrigerazione del condensatore	124
	Ventilatori	124
	Movimentazione CDR	125
	Movimentazione scorie	127
	Ausiliari ulteriore trattamento flussi	128
	Ausiliari funzionamento impianto	128
3.2.4	Perdite di carico	129
	Circuito aria fumi	129
	Circuito acqua	130
3.3	Analisi risultati simulazione	130
3.3.1	Condizioni di progetto	131
3.3.2	Prestazioni medie annue	132
3.3.3	Analisi di sensitività	135
4	CONCLUSIONI	163
	PRINCIPALI ACRONIMI UTILIZZATI	175

ABSTRACT

L'oggetto della presente tesi è la modellazione del sistema di gestione rifiuti Calabria Sud, che prevede il trattamento del rifiuto solido urbano (RSU) in impianti con processi di natura meccanica e biologica aventi lo scopo di ottenere un prodotto classificabile come Combustibile Derivato da Rifiuti (CDR) alimentabile al termovalorizzatore di Gioia Tauro. Lo studio svolge un'analisi parametrica al fine di valutare le diverse prestazioni dell'intero sistema, sia nella fase di ottenimento del CDR che nella successiva fase di conversione energetica. Sono stati considerati i parametri caratterizzanti i principali processi di trattamento del rifiuto: la bioessiccazione e la vagliatura primaria. L'analisi condotta è stata motivata dall'interesse nel miglioramento del sistema di gestione rifiuti in essere nella nostra Nazione e nello specifico contesto calabrese, contrassegnato da diverse criticità. Lo studio si basa sulla definizione ed il calcolo dei bilanci massici ed energetici del sistema, toccando solo marginalmente gli aspetti ambientali ed economici. Dopo una descrizione dello scenario europeo, italiano e calabrese riguardo la gestione degli RSU, con particolare attenzione al tema della conversione energetica, sono descritti i vari processi che compongono la filiera di produzione del CDR ed i rispettivi modelli, applicati allo specifico contesto calabrese. Infine, le prestazioni del termovalorizzatore, riprodotto mediante il software GS, sono valutate al variare del CDR precedentemente ottenuto.

Parole chiave bioessiccazione, combustibile derivato da rifiuti, sistema gestione rifiuti solidi urbani, trattamento meccanico e biologico, vagliatura;

This dissertation models the Municipal Solid Waste (MSW) management system "Calabria Sud", composed of Mechanical Biological Treatment plants for the production of Solid Recovered Fuel (SRF) according to the national regulation to feed the Waste to Energy (WtE) plant of Gioia Tauro. The study carries out a parametric analysis with the aim of evaluating the performances of the whole system, both in the first phase of waste treatment and in the latter of energy recovery. The parameters considered are those of the most significant MSW treatment processes: bio-drying and primary screening. The present study finds its roots in the need of understanding and improving the current MSW management of our country and in the specific context of the Calabria region, characterized by several critical aspects. The analysis is carried out by defining and solving the mass and energy balances of the system, considering only marginally the environmental and economic aspects. The first chapter presents data and information about the MSW management, with particular focus on energy recovery, in three different context: Europe, Italy and the Calabria region. The second chapter describes and models the different processes of which SRF production plants are made up, with a particular reference to the context of the Calabria region. In the third chapter the performances of the WtE plant of Gioia Tauro are evaluated by means of the simulation software GS. Thus, the effects of different characteristics of the SRF fed to the plant are quantified.

Keywords bio-drying, mechanical and biological treatment plant, municipal solid waste management, screening, solid recovered fuel;

Capitolo 1

IL TEMA RIFIUTI

La gestione dei rifiuti solidi urbani è certamente uno dei temi più dibattuti degli ultimi anni e rappresenta un classico esempio di necessaria applicazione di abile mediazione politica. La molteplicità e l'eterogeneità degli stakeholders coinvolti infatti, rende il processo decisionale complesso e interattivo, e richiede una piena conoscenza dell'argomento da parte del decisore.

I vincoli che agiscono sul sistema sono di varia natura, difficilmente ordinabili da un punto di vista gerarchico, ma comunque raggruppabili in tre macro aree:

- *vincoli economici*: il crescente rigore in termini di rispetto dei bilanci da parte delle amministrazioni locali richiede soluzioni economicamente efficienti e efficaci. La TIA¹ (o TARSU² a seconda della città) è inoltre una delle imposte maggiormente gravanti sui cittadini, ed il suo valore varia con la realtà geografica considerata. La dispersione dei dati è molto evidente se si confrontano le cinque province con l'imposta più alta con le cinque province più "economiche". In Tabella 1.1 vengono riportati gli importi medi annui relativi ad un nucleo familiare composto da tre persone residente in una abitazione di 100 mq.

Provincia	Importo medio anno 2011 [€]	Provincia	Importo medio anno 2011 [€]
Napoli	508	Viterbo	160
Salerno	421	Pordenone	153
Siracusa	407	Brescia	134
Catania	396	Matera	128
Caserta	393	Isernia	122

Tabella 1.1: Capoluoghi di provincia con tariffa smaltimento rifiuti più cara o più economica. Fonte [1].

¹Tariffa di Igiene Ambientale, introdotta dal Decreto Ronchi nel 1997.

²Tassa sui Rifiuti Solidi Urbani, istituita negli anni '40.

Regione	Importo medio anno 2011 [€]	Variazione 2007-2011 [
Abruzzo	217.5	+11
Basilicata	191	+11
Calabria	204	+19.6
Campania	378	+44.3
Emilia R.	242	+13.6
Friuli V.G.	229	+7
Lazio	262	+16.7
Liguria	252	+19.4
Lombardia	202	+9.8
Marche	195	+14
Molise	146.5	+16.7
Piemonte	249	+12.2
Puglia	269	+8
Sardegna	263	+3.1
Sicilia	294	+7.3
Toscana	271	+12.9
Trentino	196.5	+12
Umbria	265.5	+18.8
Valle d'Aosta	230	+12.2
Veneto	223	+10.9

Tabella 1.2: Importo medio annuo per regione, riferito al 2011, della tassa sullo smaltimento dei rifiuti solidi urbani e sua variazione percentuale rispetto il 2007. Fonte [1].

- *vincoli ambientali*: l'obbligo di ridurre l'impatto ambientale delle attività umane, è imposto da norme nazionali e comunitarie. Il maggiore coinvolgimento dei cittadini ,come singoli o in forma associativa, rispetto tali tematiche, impone talvolta l'esclusione di determinate soluzioni a priori, anche a causa di una mancata conoscenza o disinformazione riguardo gli stessi.
- *vincoli sociali*: la gestione ed il trattamento dei rifiuti solidi urbani sono tematiche molto aderenti al tessuto sociale locale e non possono prescindere dalle necessità della comunità alla quale appartengono. Il principale fattore di influenza dell'intero sistema è inoltre l'insieme di abitudini dei cittadini, che con la loro propensione alla produzione di rifiuti, riuso e riciclo, condizionano i bilanci massici globali del sistema stesso.

Dalle precedenti premesse, è facile notare come gli indicatori dell'intero sistema di gestione e trattamento dei rifiuti solidi urbani, siano anche indicatori rappresentativi dello stato di crescita e benessere di un Paese.

Le norme introdotte dalla Comunità Europea [2, 3] hanno definito una classificazione gerarchica delle attività di gestione dei rifiuti solidi urbani, come

descritto in Figura 1.0.1. Le soluzioni vengono elencate in base alla loro preferibilità: la priorità principale della gestione dei rifiuti è la prevenzione, il riutilizzo ed il riciclaggio di materiali dovrebbero preferirsi alla valorizzazione energetica dei rifiuti.

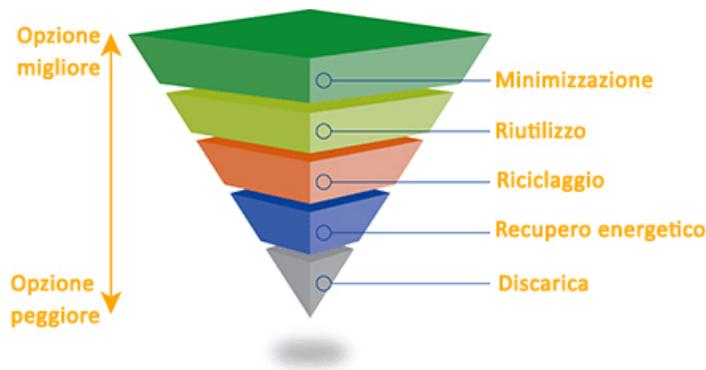


Figura 1.0.1: Approccio virtuoso della norma europea [2] alla gestione dei rifiuti solidi urbani.

Nel resto del capitolo vengono descritte la situazione europea, italiana e calabrese rispetto tre primarie tematiche del sistema di gestione dei rifiuti solidi urbani: la generazione di rifiuti, il recupero di materia ed il recupero energetico.

1.1 Generazione di rifiuti

La prima grandezza con la quale confrontarsi nell'ambito della gestione dei rifiuti solidi urbani è sicuramente l'entità della risorsa considerata. L'indicatore descrittivo della quantità di rifiuti solidi urbani generati da una determinata realtà è la produzione annua di tali rifiuti normalizzata sulla popolazione considerata. In diverse realtà, così come il nostro contesto nazionale, si osserva una forte correlazione tra quantitativi totali di rifiuti prodotti ed i principali indicatori di natura economica.

Questa correlazione, che vede aumentare i rifiuti prodotti al crescere dei consumi di una nazione è sicuramente non più sostenibile. L'assestamento dei valori degli ultimi anni è in gran parte attribuibile alla crisi finanziaria globale, che si è abbattuta sui consumi dei cittadini e ha conseguentemente ridotto i quantitativi di rifiuti prodotti. Tra le strategie precedentemente menzionate, quelle di riduzione e riutilizzo del rifiuto hanno lo scopo di minimizzare il quantitativo prodotto a parità di consumi effettuati dalla popolazione.

1.1.1 Il contesto europeo

Lo scenario europeo è contrassegnato da realtà molto differenti tra loro. La Figura 1.1.1 riassume i dati Eurostat riguardanti la produzione pro-capite di

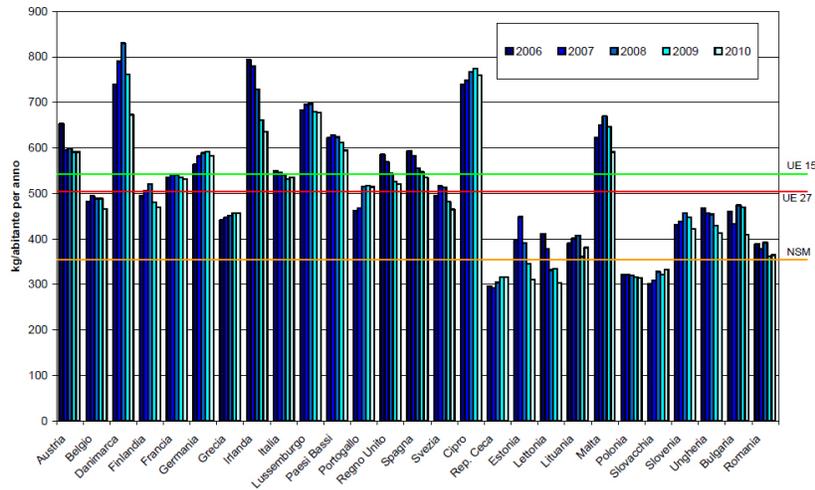


Figura 1.1.1: Produzione pro-capite di rifiuti solidi urbani negli stati europei. Le rette verde, rossa e arancio rappresentano il dato medio del 2010 rispettivamente per i Paesi dell' EU15, i paesi dell' EU27 e per i Nuovi Stati Membri. Fonte [4].

rifiuti solidi urbani, rielaborati dall' Istituto Superiore per la Protezione e la Ricerca Ambientale (ISPRA) in [4].

Nel 2010 la produzione pro capita media dell'Europa dei 27 è stata di 503 kg/abitante, inferiore rispetto il dato relativo all'Europa dei 15 (542 kg/abitante). In Figura 1.1.2 viene invece riportato l'andamento annuo del Prodotto Interno Lordo (PIL) e della produzione di rifiuti dell'Europa dei 27, normalizzato rispetto i dati del 2001. In tale grafico è evidente l'effetto della crisi finanziaria (ed economica) degli ultimi anni, che ha comportato tra l'altro, una riduzione dei volumi di rifiuti prodotti. Nella figura è inoltre presente la curva descrittiva dei rifiuti urbani prodotti per unità di PIL, che mostra comunque come il tasso di crescita della generazione di rifiuti sia si positivo, ma inferiore rispetto al tasso di crescita della variabile economica considerata.

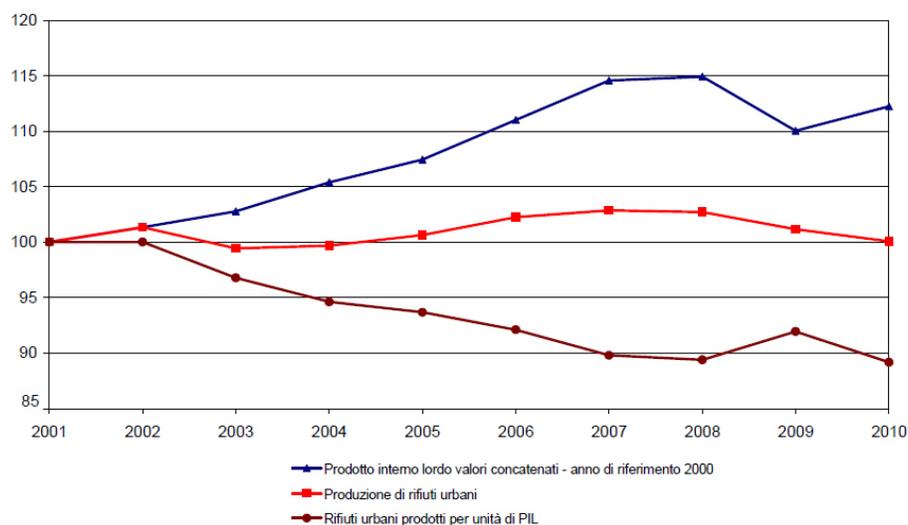


Figura 1.1.2: Andamento del PIL, della produzione di rifiuti e loro rapporto nell'Europa dei 27. Fonte [4].

1.1.2 Il contesto italiano

In Tabella 1.3 vengono riportati i dati relativi alla produzione pro-capite di rifiuti solidi urbani per le diverse regioni italiane ed il dato medio relativo alle tre macro-zone geografiche principali: Nord, Centro e Sud. I dati presentano una discreta variabilità e la regione più virtuosa (Basilicata) produce il quasi il 50% del rifiuto pro capite dell'Emilia Romagna.

Regione	Produzione pro capite anno 2010 [kg/abitante]	Variazione 2006-2010 [%]	Variazione 2009-2010 [%]
Piemonte	505	-3.4	0
Valle d'Aosta	623	+4	+0.3
Lombardia	500	-3.47	-0.2
Trentino Alto A.	491	-0.8	-2
Veneto	488	-2	+1
Friuli Venezia G.	494	0	+3
Liguria	613	+0.6	+1.3
Emilia Romagna	677	0	+1.6
<i>NORD</i>	<i>533</i>	<i>-2</i>	<i>+0.5</i>
Toscana	670	-4.8	+1
Umbria	597	-7.7	+1.1
Marche	535	-5.3	-0.3
Lazio	599	-2	+2
<i>CENTRO</i>	<i>613</i>	<i>-3.7</i>	<i>+1.5</i>
Abruzzo	507	-5	+1.3
Molise	413	+2	-3
Campania	478	-3.4	+2.3
Puglia	525	+1.5	-0.4
Basilicata	377	-6	-1.3
Calabria	468	-0.5	-0.4
Sicilia	517	-4.6	+0.2
Sardegna	492	-5	-1.8
<i>SUD</i>	<i>495</i>	<i>-2.7</i>	<i>+0.4</i>
<i>ITALIA</i>	<i>536</i>	<i>-2.5</i>	<i>+0.7</i>

Tabella 1.3: Produzione regionale di rifiuti urbani riferiti al 2010 e variazione percentuale rispetto gli anni precedenti. Fonte [4].

Il tasso di crescita della produzione di rifiuti è fluttuante ed appare molto vincolato all'andamento economico del Paese, come mostrato in Figura 1.1.3.

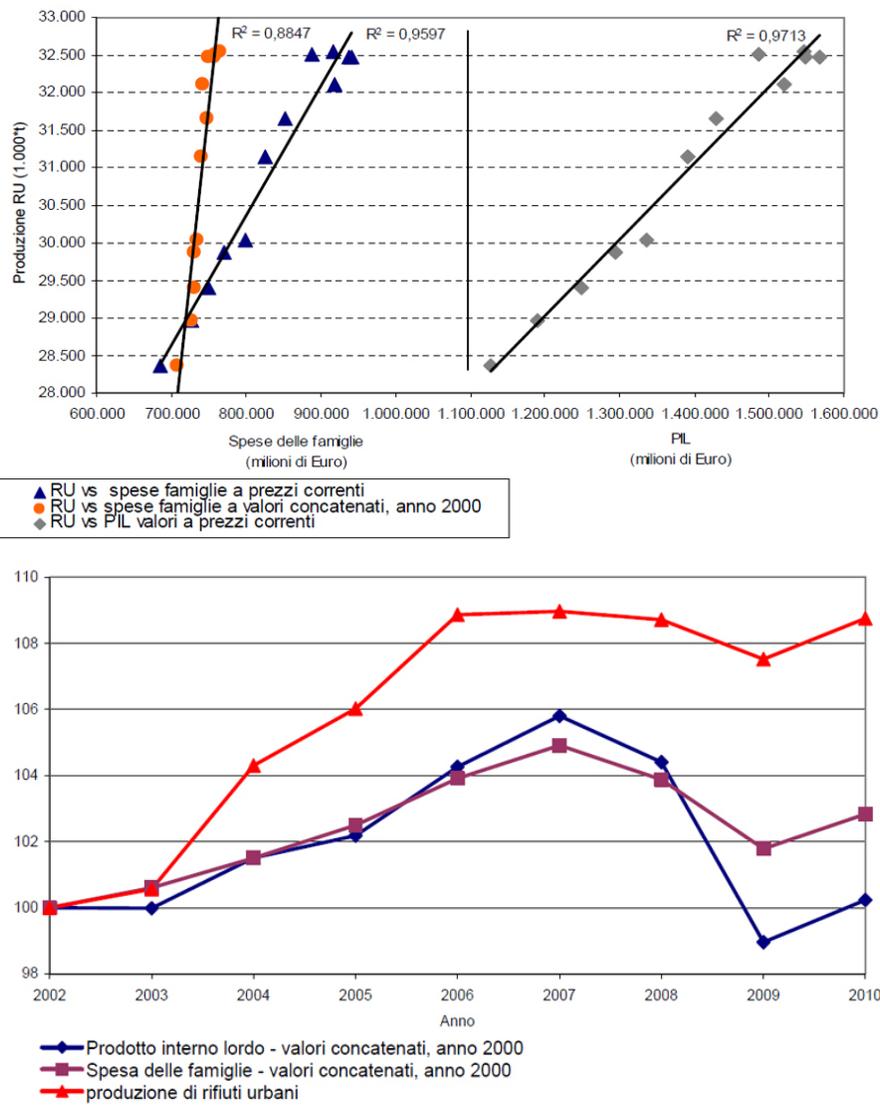


Figura 1.1.3: Correlazione tra generazione di rifiuti solidi urbani e principali indicatori di natura economica. Fonte [4].

La produzione pro.capite annua del 2010 si è attestata sui 536 kg/abitante, mentre per le macro-aree la produzione è di 533 kg/abitante nel Nord, 613 kg/abitante nel Centro e 496 kg/abitante nel Sud Italia.

1.1.3 Il contesto calabrese

Secondo il rapporto annuale degli obiettivi di servizio (RAOS) della Regione Calabria, lo scenario calabrese relativo alla gestione dei rifiuti solidi urbani “permane molto difficile, in quanto rappresenta uno dei problemi economici e ambientali di maggiore complessità, con una ricaduta, in termini di costi sociali, molto rilevante” [5]. La gestione dei rifiuti in Calabria presenta una molteplicità di attori coinvolti (cinque Ambiti Territoriali Ottimali provinciali, diverse società di natura mista, i Comuni) ed è in regime di commissariamento dal 1997³. I Piani d’Azione regionali, strutturalmente fragili a causa del mancato coinvolgimento delle popolazioni rispetto alle scelte relative allo smaltimento dei rifiuti, non hanno ricevuto i finanziamenti FAS e FESR⁴ sui quali erano costruiti [5]. La regione non dispone di un completo sistema impiantistico regionale ed il conferimento in discarica è la soluzione adottata per far fronte ad una situazione molto critica. Date queste premesse, l’andamento temporale della produzione pro-capite di rifiuti solidi urbani, è descritto in Tabella 1.4 :

Provincia	Produzione pro capite anno 2010 [kg/abitante]	Variazione 2009-2010 [%]
Cosenza	449.7	-0.3
Catanzaro	516.1	+1.4
Reggio Calabria	453.9	-0.2
Crotone	507.3	-2.6
Vibo Valentia	452	-2.6
<i>CALABRIA</i>	468.2	-0.4
<i>SUD</i>	495	-2.7
<i>ITALIA</i>	536	-2.5

Tabella 1.4: Produzione regionale calabrese pro-capite di rifiuti urbani, riferiti al 2010, e variazione percentuale rispetto l’anno precedente. Fonte [4].

Dato lo specifico contesto di analisi del presente lavoro, si riportano rispettivamente in Tabella 1.5 e in Figura 1.1.4 i quantitativi assoluti di rifiuti solidi urbani prodotti nelle cinque province calabresi e la produzione di rifiuti solidi urbani nell’intera regione Calabria durante gli ultimi dieci anni.

³Secondo L’ OPCM n° 3731 del 16/01/2009 al Commissario delegato sono conferite le attività di progettazione, approvazione e affida per la realizzazione di discariche per i rifiuti urbani e per gli impianti tecnologici per il trattamento degli stessi.

⁴Fondi per le Aree Sottoutilizzate (FAS) e fondi Europei di Sviluppo Regionale (FESR).

Provincia	Produzione anno 2010 [ton]	Variazione 2009-2010 [%]
Cosenza	330 343	-0.4
Catanzaro	190 243	+1.4
Reggio Calabria	257 379	+0.05
Crotone	88 574	-2
Vibo Valentia	75 286	-2.8
<i>CALABRIA</i>	941 825	-0.3
<i>SUD</i>	10 347 766	+0.4
<i>ITALIA</i>	32 479 112	+1.1

Tabella 1.5: Produzione regionale calabrese di rifiuti urbani, riferiti al 2010, e variazione percentuale rispetto l'anno precedente. Fonte [4].

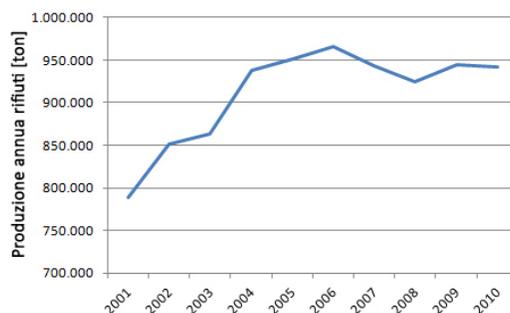


Figura 1.1.4: Andamento temporale della produzione annua di rifiuti solidi urbani della regione Calabria.

1.2 Il recupero di materia

Tra i vari metodi di trattamento a cui può essere destinato il rifiuto solido urbano una volta prodotto, il recupero di materia è ritenuta, assieme al riutilizzo, “l’alternativa migliore dal punto di vista ecologico” [2], ma non l’unica soluzione da perseguire nell’ambito di una significativa riduzione dell’impatto ambientale della gestione e del trattamento dei rifiuti solidi urbani. La sua corretta riuscita non può prescindere dalla sensibilizzazione della cittadinanza da parte delle amministrazioni locali. A livello europeo l’indicatore rappresentativo di tale strategia è la percentuale di rifiuti *recuperati* rispetto il totale prodotto, mentre a livello nazionale si valuta la penetrazione della raccolta differenziata sul totale dei rifiuti solidi urbani prodotti.

1.2.1 Il contesto europeo

La più recente classificazione Eurostat [6] considera come recupero di materia tutte quelle operazioni il cui risultato principale è quello di evitare la produzione e l'utilizzo di nuovi materiali attraverso il recupero dei rifiuti. Tra le possibili soluzioni figurano:

- riciclaggio di materiali organici e non
- compostaggio e digestione anaerobica
- processi industriali per il recupero / rigenerazione di materiali quali solventi, acidi, basi e altri
- ricopertura di terreni con finalità di recupero paesaggistico

Non vengono computati in questa sezione i flussi di rifiuti il cui recupero comporta una valorizzazione energetica.

In Tabella 1.6 vengono ordinate le nazioni europee rispetto alla percentuale di rifiuti urbani sottoposti a recupero di materia:

Nazione	RU recuperato [%]	Nazione	RU recuperato [%]
EU 27	40	Italia	33
Austria	70	Polonia	26
Belgio	66	Estonia	23
Germania	62	Ungheria	22
Paesi Bassi	61	Cipro	20
Svezia	50	Portogallo	19
Lussemburgo	46	Grecia	18
Danimarca	42	Rep. Ceca	16
Slovenia	41	Malta	13
Irlanda	39	Lettonia	10
Regno Unito	39	Slovacchia	9
Francia	35	Lituania	6
Spagna	33	Romania	1
Finlandia	33	Bulgaria	0

Tabella 1.6: Recupero di materia nelle varie nazioni europee, percentuale sul totale, anno 2010. Fonte Eurostat.

In Figura 1.2.1 viene descritta la ripartizione percentuale dei metodi di trattamento dei rifiuti urbani in Europa nel 2010. E' interessante notare come il recupero di materia sia molto più spinto in quelle nazioni che puntano anche sul trattamento termico quale via di smaltimento⁵. Si ricorda che i dati sono

⁵La frazione di *incenerimento* è descrittiva dello smaltimento per via termica del rifiuto, indipendentemente dal recupero energetico effettuato sui fumi di combustione. Il recente scorporamento tra incenerimento semplice e incenerimento con recupero energetico, ha permesso di classificare quest'ultima alternativa come "operazione di recupero".

relativi ai quantitativi di rifiuti trattati, che non sempre coincidono con il totale dei rifiuti prodotti da una nazione ⁶.

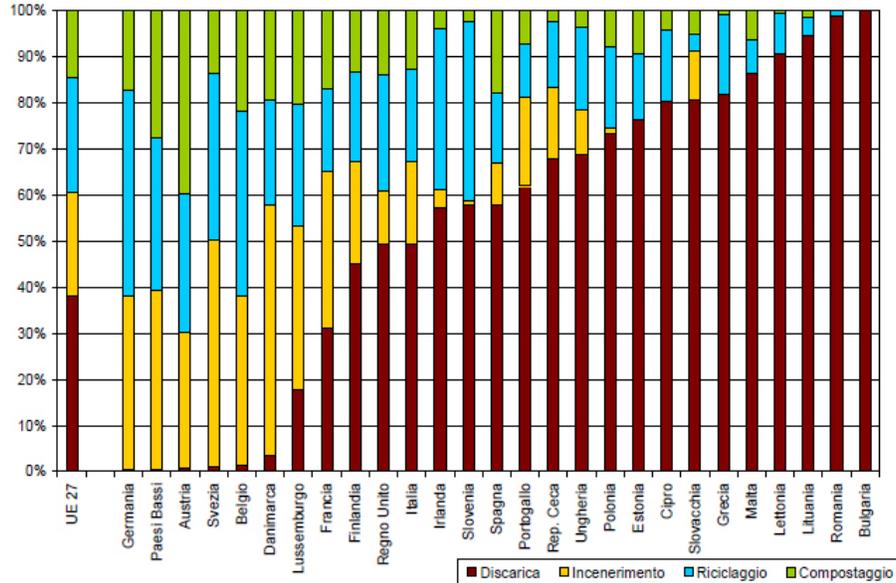


Figura 1.2.1: Composizione percentuale della gestione dei rifiuti urbani in Europa, anno 2010. Fonte [4].

1.2.2 Il contesto italiano

L'indicatore descrittivo del recupero di materia nel nostro contesto nazionale è la percentuale di raccolta differenziata sul totale dei rifiuti solidi urbani prodotti. Il decreto legislativo [7] definisce la raccolta differenziata in modo "ampio, che non elenca i materiali da raccogliere separatamente, non individua le pratiche con cui effettuarla, non precisa modalità e norme tecniche che la regolamentano" [8]. L'ISPRA propone la seguente definizione, con lo scopo di normalizzare i dati calcolati con differenti metodologie provenienti dalle diverse regioni:

$$RD = \frac{\sum_i RD_i}{\sum_i RD_i + RU_{ind} + I + S_{RD}} * 100$$

dove:

- $\sum_i RD_i$ è la sommatoria dei flussi che compongono la raccolta differenziata (tipicamente: frazione organica, imballaggi, apparecchiature elettriche, ingombranti a recupero)

⁶Con trattamento del rifiuto si indica in maniera generica qualsiasi forma di recupero, smaltimento e trattamento dello stesso, comprese le operazioni preliminari.

- RU_{ind} è il flusso di rifiuti urbani indifferenziati e rifiuti da spazzamento stradale
- I è il flusso di rifiuti ingombranti destinati a smaltimento
- S_{RD} è il flusso di scarti della raccolta differenziata

In Tabella 1.7 vengono riportati i dati relativi alla raccolta differenziata in Italia nell'anno 2010.

Regione	Rifiuti raccolti in modo differenziato, anno 2010 [%]	Variazione 2009-2010 [%]
Piemonte	50.7	+0.9
Valle d'Aosta	40.1	+1
Lombardia	48.5	+0.7
Trentino Alto A.	57.9	+0.1
Veneto	58.7	+1.2
Friuli Venezia G.	49.3	-0.6
Liguria	25.6	+1.2
Emilia Romagna	47.7	+2.1
<i>NORD</i>	49.1	+1.1
Toscana	36.6	+1.4
Umbria	31.9	+1.5
Marche	39.2	+9.5
Lazio	16.5	+1.4
<i>CENTRO</i>	27.1	+2.2
Abruzzo	28.1	+4.1
Molise	32.7	2.5
Campania	12.8	+3.4
Puglia	14.6	+0.6
Basilicata	13.3	+2.0
Calabria	12.4	0
Sicilia	9.4	+2.1
Sardegna	44.9	+2.4
<i>SUD</i>	21.2	+2.1
<i>ITALIA</i>	35.3	+1.7

Tabella 1.7: Percentuali di raccolta differenziata regionale. Fonte [4].

La Figura 1.2.1 mostra il dato aggregato per area geografica della percentuale di rifiuti urbani soggetti a raccolta differenziata.

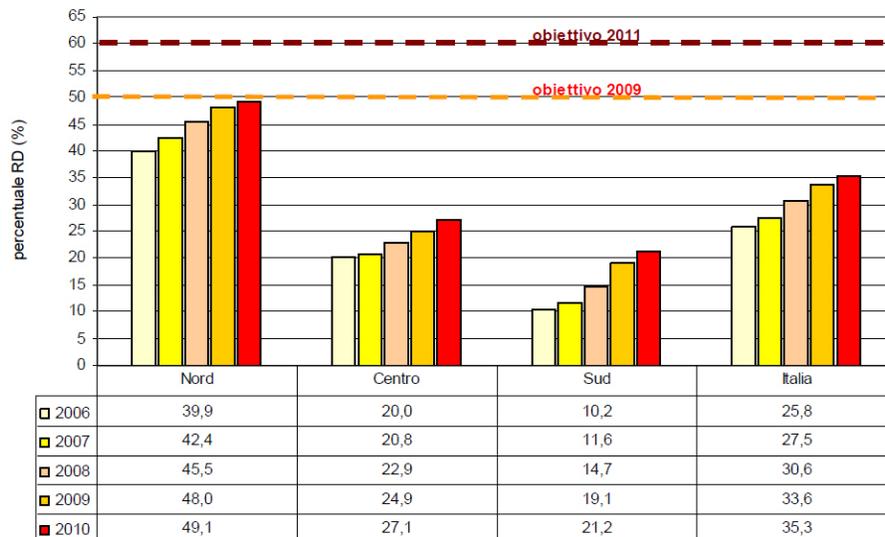


Figura 1.2.2: Raccolta differenziata dei rifiuti urbani per macro-area geografica. Fonte [4].

Confrontando i dati in possesso con alcuni indicatori ISTAT di natura prettamente sociale, si può cercare di trovare eventuali correlazioni tra questi. In Figura 1.2.3 viene descritta la frazione di rifiuti raccolta per via differenziata in relazione al tasso di disoccupazione per ogni provincia italiana. Escludendo i virtuosi outliers rappresentati dalla provincia di Salerno e dall'intera regione Sardegna, si nota come all'aumentare del tasso di disoccupazione si riduca la frazione di rifiuti raccolti e trattati in maniera differenziata.

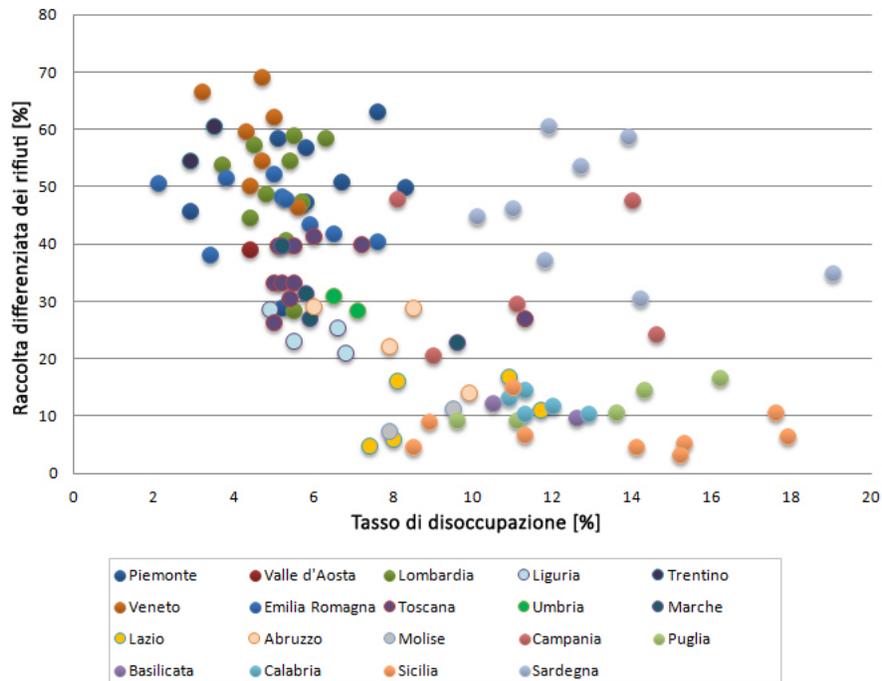


Figura 1.2.3: Relazione tra tasso di disoccupazione e raccolta differenziata provinciale. Dati riferiti all'anno 2009.

Nessuna apparente correlazione viene invece riscontrata tra il livello di istruzione della popolazione e la frazione di rifiuti raccolta per via differenziata, come mostrato dai seguenti grafici in Figura 1.2.4. I risultati sono qualitativamente simili al variare della fascia di età considerata.

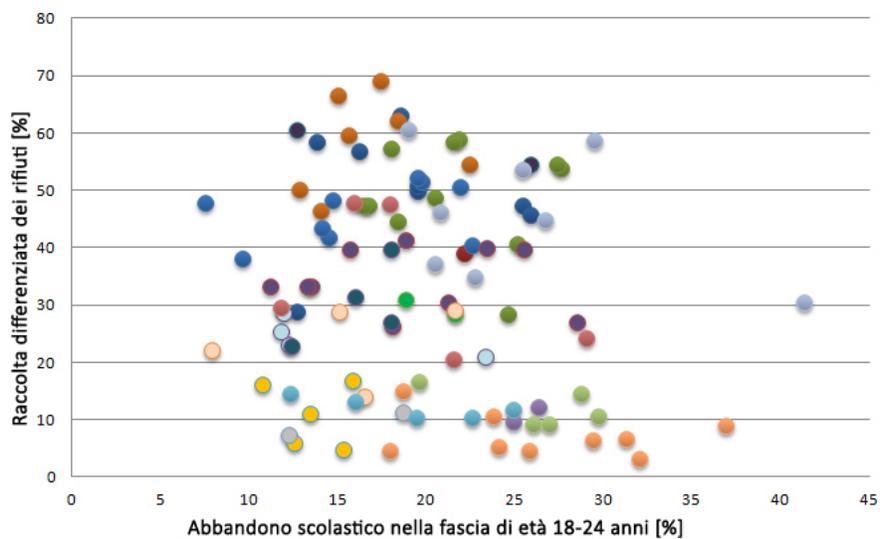
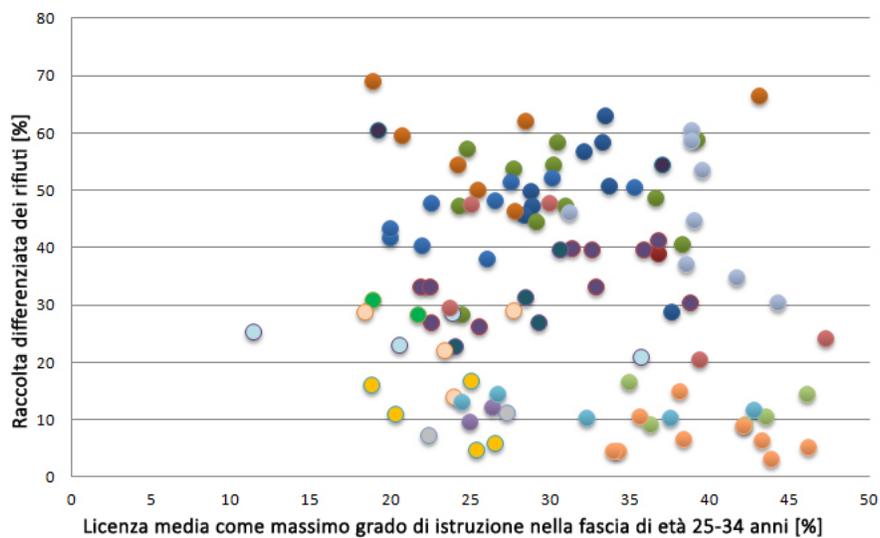


Figura 1.2.4: Relazione tra grado di istruzione e raccolta differenziata provinciale. Dati riferiti all'anno 2009.

1.2.3 Il contesto calabrese

Per la Calabria, i dati relativi alla percentuale di rifiuti raccolti per via differenziata ed il tasso di crescita rispetto l'anno precedente sono descritti in Tabella 1.8.

Provincia	Rifiuti raccolti in modo differenziato, anno 2010 [%]	Variazione 2009-2010 [%]
Cosenza	14.1	+6.8
Catanzaro	12.7	-13
Reggio Calabria	10.9	+3.8
Crotone	11	-6.7
Vibo Valentia	11.4	+9.6
<i>CALABRIA</i>	12.4	0
<i>SUD</i>	21.2	+10.9
<i>ITALIA</i>	35.3	+5

Tabella 1.8: Percentuali di raccolta differenziata per le province della regione Calabria. Fonte [4].

La percentuale di raccolta differenziata è uno degli indicatori descrittivi l'Obiettivo di Servizio III della Regione Calabria, relativo alla "tutela e al miglioramento della qualità dell'ambiente, in relazione al sistema di gestione dei rifiuti urbani" [5]. Il raggiungimento dei target prefissati per il 2013 comporta l'assegnazione di risorse economiche (meccanismo premiale) assumendo come baseline i valori rilevati dall'ISPRA nell'anno 2005. In Tabella viene riportata la frazione di rifiuti raccolti per via differenziata in Calabria nel periodo 2005/2010 ed il relativo target al 2013.

Indicatore S.08: % di RD	Valore base 2005	2006	2007	2008	2009	2010	Target 2013
Calabria	8.6	8	9.1	12.7	12.4	12.4	40

Tabella 1.9: Andamento dell'indicatore S.08 per la regione Calabria . Fonte [5].

Si osserva come i livelli attuali di raccolta differenziata siano nettamente inferiori ai target fissati.

Tra gli obiettivi di servizio Figura anche il compostaggio, la cui pratica viene valutata attraverso l'indicatore che misura la percentuale di frazione umida trattata tramite compostaggio sulla frazione umida contenuta nel rifiuto urbano. L'andamento di tale indicatore nel periodo 2005/2009 e il target al 2013 sono descritti nella seguente tabella:

Indicatore S.09 % di frazione umida trattata	Valore base 2005	2006	2007	2008	2009	Target 2013
Calabria	0.8	10.1	8.1	11.9	15.4	20

Tabella 1.10: Andamento dell'indicatore S.09 per la regione Calabria. Fonte [5].

Anche questo target non è stato ancora raggiunto, stando alle ultime statistiche disponibili. Dai dati contenuti in [5] riguardo la potenzialità impiantistica in essere alla regione Calabria per il trattamento del rifiuto organico, si evince come il problema della bassa quantità di rifiuto trattato sia principalmente attribuibile alla scarsa raccolta differenziata della frazione umida. L'elevato contenuto di frazione organica nel rifiuto è peraltro uno degli elementi di criticità della conversione energetica operata in regione, come descritto nel resto del presente lavoro.

1.3 Il recupero energetico

Il recupero energetico avviene sfruttando l'energia chimica contenuta nei rifiuti e liberata durante la combustione. Il rifiuto può essere smaltito *tal quale* in impianti di incenerimento, oppure essere trattato preliminarmente per ottenere il Combustibile Derivato da Rifiuti (CDR) da alimentare in co-combustione in centrali a carbone o in cementifici, oppure in mono-combustione in appositi impianti di potenza. La pratica del recupero energetico del rifiuto si è prepotentemente imposta come naturale evoluzione del semplice incenerimento, avente come scopo primario il trattamento termico del rifiuto per ridurre la pericolosità ed il volume occupato, in modo da ottenere un prodotto inerte da conferire in discarica. Attraverso la conversione energetica del rifiuto è dunque possibile soddisfare i bisogni della società e della comunità locale sia in termini di smaltimento del rifiuto urbano che di produzione di energia elettrica.

1.3.1 Il contesto europeo

Incenerimento e recupero energetico figurano in maniera separata nella classificazione europea dei possibili trattamenti dei rifiuti solidi urbani⁷. In accordo a questo criterio, l'incenerimento viene considerato un recupero energetico [6], se:

- Lo scopo principale del trattamento termico effettuato è l'utilizzo del rifiuto come mezzo per produrre energia, permettendo il risparmio di una alternativa fonte di energia primaria

⁷Il criterio di classificazione è stato introdotto nel Dicembre 2010, presente nel *Manual on waste statistics* pubblicato da Eurostat nel 2010. Prima di tale introduzione, il recupero energetico e il semplice incenerimento venivano considerate una unica voce e rendeva poco comparabili i dati relativi a nazioni diverse.

- L'energia generata e recuperata dal processo di combustione deve essere superiore al quantitativo energetico consumato durante il processo stesso di combustione
- Il surplus energetico conseguito deve essere realmente utilizzato, sfruttando il contenuto energetico dei fumi prodotti alternativamente per produrre elettricità o sopperire a fabbisogni di natura termica
- La gran parte del rifiuto trattato deve essere consumato durante la fase di combustione e la gran parte di energia prodotta deve essere recuperata ed utilizzata

Oltre agli impianti di incenerimento che soddisfano questi criteri, il recupero energetico viene conseguito attraverso la combustione del CDR in co-combustione in impianti in cui vi è già alimentato un altro combustibile, o in mono-combustione in impianti dedicati. E' inoltre possibile convertire energeticamente particolari tipologie di rifiuti all'interno di cementifici (ad esempio copertoni, oli esausti o solventi). Data la recente introduzione del criterio di classificazione degli impianti di incenerimento, solo i dati Eurostat relativi al 2010 presentano una distinzione tra recupero energetico e semplice trattamento termico⁸.

In Tabella 1.11 viene mostrata la percentuale di rifiuti solidi urbani trattati per via termica, pratica generalmente classificata come *incenerimento* e la percentuale di rifiuti inceneriti con successivo recupero energetico.

Nazione	RU incenerito [%]	Recupero energetico [%]	Nazione	RU incenerito [%]	Recupero energetico [%]
EU 27	22	77.8	Slovacchia	10	93.4
Danimarca	54	100	Ungheria	10	100
Svezia	49	100	Spagna	9	100
Paesi Bassi	39	100	Irlanda	4	99
Germania	38	38	Polonia	1	0
Belgio	37	99	Slovenia	1	90
Lussemburgo	35	100	Cipro	0	0
Francia	34	95	Grecia	0	0
Austria	30	100	Estonia	0	0
Finlandia	22	100	Malta	0	0
Portogallo	19	100	Lettonia	0	0
Italia	18	99.6	Lituania	0	0
Rep. Ceca	16	99.5	Romania	0	0
Regno Unito	12	99.8	Bulgaria	0	0

Tabella 1.11: Frazione di rifiuti solidi urbani inceneriti nell' Europa dei 27, anno 2010. Fonte Eurostat.

⁸Data la recente introduzione del criterio di differenziazione tra incenerimento con o senza recupero energetico, in Italia e in molti altri Paesi l'applicazione della Direttiva è in corso, ed i dati presentati si riferiscono a stime Eurostat.

1.3.2 Il contesto italiano

La principale criticità relativa all'analisi della conversione energetica del rifiuto sul territorio nazionale riguarda la corretta allocazione dei quantitativi prodotti e smaltiti nell'ambito dello stesso contesto regionale. Il CDR infatti, una volta prodotto viene classificato come rifiuto speciale e non è soggetto all'obbligo di smaltimento nell'ambito dell'ATO di produzione (ma non oltre i confini nazionali). L'ottenimento di CDR è possibile grazie a trattamenti di natura biologica e meccanica del rifiuto: Tale pratica è ampiamente utilizzata (ha interessato nel 2010 quasi 9 milioni di tonnellate di rifiuti solidi urbani su un totale di circa 33 milioni di tonnellate prodotte, corrispondenti al 27% del totale), sia nella filiera produttiva del Combustibile Derivato da Rifiuti, che come pretrattamento al conferimento in discarica. Si osserva come questa seconda pratica sia possibile in deroga delle prescrizioni Comunitarie che vietano lo smaltimento in discarica di materiali con Potere Calorifico Inferiore (PCI) superiore a 13 MJ/kg^9 .

Lo scenario italiano è caratterizzato da 50 impianti operativi di incenerimento, di cui 35 con recupero energetico elettrico, 10 con recupero sia termico che elettrico (cogenerazione) e 5 impianti di solo incenerimento. In Tabella 1.12 viene descritta la situazione impiantistica italiana al 2010.

⁹Il divieto di ammissibilità in discarica di tali rifiuti è slittato al 1 Gennaio 2013, in base al DL. 216/2011 "Milleproroghe" approvato dal CdM il 23 dicembre 2011 .

Regione	N°impianti (operativi)	Recupero energetico elettrico	Recupero energetico e termico	Solo incenerimento
Piemonte	2 (2)	2		
Valle d'Aosta	0 (0)			
Lombardia	13 (13)	10	3	
Trentino Alto A.	1 (1)		1	
Veneto	4 (3)	3		
Friuli Venezia G.	1 (1)	1		
Liguria	0			
Emilia Romagna	8 (8)	5	3	
<i>NORD</i>	29 (28)	21	7	
Toscana	8 (8)	6		2
Umbria	1 (0)			
Marche	1 (1)			1
Lazio	4 (4)	4		
<i>CENTRO</i>	14 (13)	10		3
Abruzzo	0			
Molise	1 (1)	1		
Campania	1 (1)	1		
Puglia	2 (2)		1	1
Basilicata	2 (1)		1	
Calabria	1 (1)	1		
Sicilia	1 (1)			1
Sardegna	2 (2)	1	1	
<i>SUD</i>	10 (9)	4	3	2
<i>ITALIA</i>	53 (50)	35	10	5

Tabella 1.12: Impianti di trattamento termico del rifiuto solido urbano, suddivisione regionale. Fonte [4].

I dati riportati in [4] indicano che la capacità totale autorizzata degli impianti di conversione termica è di 7.172.141 tonnellate/anno per una potenza elettrica nominale di 584 MW. La suddivisione per macro-aree vede il nord essere sede del 69.5% della totale capacità autorizzata di smaltimento, il centro l'11% ed il sud la restante parte (19.5%). Tra le regioni virtuose capeggia la Lombardia (circa 42% del totale) al nord e la Campania al sud (10% del totale, grazie alla messa in esercizio del tanto dibattuto impianto di Acerra).

Limitatamente al combustibile derivato da rifiuti, nel 2010 se ne sono convertite energeticamente 902.947 tonnellate.

Infine si segnala la presenza di alcuni impianti di recupero energetico da digestione anaerobica della frazione organica del rifiuto. I 22 impianti operativi (21 siti al nord ed uno in Sardegna) hanno trattato 563.634 tonnellate nel 2010 di frazione organica raccolta per via differenziata.

1.3.3 Il contesto calabrese

La regione Calabria presenta un unico impianto di termovalorizzazione del rifiuto solido urbano, con potenzialità attualmente autorizzata di 120.000 tonnellate/anno. L'impianto, composto da una turbina a vapore alimentata da due linee di combustione e trattamento fumi parallele, è in fase di raddoppio della potenzialità, ed è predisposto per la sola combustione del Combustibile Derivato da Rifiuti, prodotto dai diversi impianti di trattamento meccanico e biologico (MBT) dislocati sull'intero territorio regionale. Dai dati disponibili in [5] relativi al 2008, "la dotazione regionale di impianti MBT ha una potenzialità autorizzata di 457.650 tonnellate/anno", quindi potenzialmente in grado di trattare il 50% del totale dei rifiuti solidi urbani prodotti in regione.

Gli impianti MBT regionali sono elencati e raggruppati a livello provinciale nella Tabella 1.13:

Impianto	Potenzialità autorizzata [ton/anno]
Lamezia Terme	120.000
Catanzaro Alli	93.000
<i>Catanzaro</i>	213.000
Rossano	40.000
<i>Cosenza</i>	40.000
Crotone	58.650
<i>Crotone</i>	58.650
Gioia Tauro	40.000
Sambatello	60.000
Siderno	46.000
<i>Reggio Calabria</i>	146.000
<i>Vibo Valentia</i>	0
Totale	457.650

Tabella 1.13: Impianti di trattamento MBT presenti nella regione Calabria.

Tra questi impianti, quelli di Rossano e Catanzaro, seppur operativi, non hanno prodotto CDR nell'anno 2010 in quanto il CDR ottenuto non è stato conforme ai requisiti di legge descritti nella sezione 1.4 in termini di contenuto energetico minimo e/o umidità residua massimo. Questo ha comportato lo smaltimento di tale "mancato" CDR come rifiuto non pericoloso prodotto dal trattamento meccanico dei rifiuti.

Nell'ambito della produzione e valorizzazione del CDR, la società Termo Energia Calabria (TEC S.p.A.) si occupa della gestione di 5 impianti MBT, per una capacità totale pari a 244.650 tonnellate all'anno, e del termovalorizzatore (impianto WtE, Waste to Energy) di Gioia Tauro.



Figura 1.3.1: Dislocamento regionale degli impianti MBT e WtE in capo alla TEC S.p.A.

Il CDR prodotto nei cinque impianti viene prioritariamente inviato all'impianto WtE di Gioia Tauro, mentre la quota non gestibile dal termovalorizzatore viene conferita in discarica, assieme alla Frazione Organica Stabilizzata (FOS) ottenuta dal processo di trattamento meccanico e agli inerti o simil-inerti sempre prodotti dai processi MBT. Nel 2010 sono stati conferiti in tali impianti, grazie a speciali deroghe accordate dal Commissario, rifiuti solidi urbani per 326.831 tonnellate, superando notevolmente la capacità autorizzata, dal quale si è ottenuto un flusso di CDR pari a 97.384 tonnellate, valore inferiore alla capacità di smaltimento annua del termovalorizzatore di Gioia Tauro. Nello stesso anno inoltre, l'impianto di Rossano, pur avendo trattato circa 64 mila tonnellate di rifiuti, non ha prodotto CDR conforme alla normativa italiana, dunque non accettabile dall'impianto di Gioia Tauro stante l'attuale vincolo normativo.

1.4 Le normative riguardanti la combustione di CDR

Tra le normative di carattere nazionale che determinano i requisiti prescritti per poter definire il prodotto di una processo MBT come CDR, quella italiana è una delle più stringenti. Il decreto legislativo 152/2006, sulla base delle norme tecniche UNI 9903-1, stabilisce due diverse categorie di Combustibile Derivato da Rifiuti:

- CDR di qualità normale
- CDR-Q di qualità elevata

Il CDR viene classificato come rifiuto speciale ed in quanto tale è assoggettato alla normativa sui rifiuti.

In Tabella 1.14 vengono riportati i valori soglia per poter considerare il materiale ottenuto da un processo MBT conforme ai requisiti di legge, ovvero CDR.

Caratteristica		CDR	CDR-Q
Umidità	[% _{tg}]	<25	<18
PCI	[MJ/kg]	>15	>20
Contenuto di ceneri	[% _{ss}]	<20	<15
As	[mg/kg _{ss}]	<9	<5
Cd + Hg	[mg/kg _{ss}]	<7	<3
Cl totale	[% _{tg}]	<0.9	<0.7
Cr	[mg/kg _{ss}]	<100	<70
Cu solubile	[mg/kg _{ss}]	<300	<50
Mn	[mg/kg _{ss}]	<400	<200
Ni	[mg/kg _{ss}]	<40	<30
Pb volatile	[mg/kg _{ss}]	<200	<100
S	[% _{tg}]	<0.6	<0.3

Tabella 1.14: Valori soglia per la conformità del CDR e del CDR-Q. Fonte [7].

Gli impianti di combustione di CDR emettono fumi in atmosfera il cui controllo è disciplinato da diversi decreti legislativi (che recepiscono le direttive europee in materia di incenerimento di rifiuti) e materiali di scarto quali ceneri volanti e scorie pesanti che vanno opportunamente smaltite e/o recuperate. Il principale co-prodotto della filiera produttiva del CDR è la Frazione Organica (FO), generata nella fase di trattamento meccanico e biologico del rifiuto. Ottenuta durante la fase di vagliatura del bioessicato, è perlopiù composta da frazione fine, di matrice organica e non. Le sue caratteristiche la rendono inadatta ad impieghi quale il recupero paesaggistico e dunque viene smaltita in discarica. La forte componente organica presente nella FO è in netto contrasto con le normative di carattere regionale che impongono limiti sulla putrescibilità del materiale avviato a discarica, e dunque si richiede una conversione della FO in Frazione Organica Stabilizzata (FOS) attraverso un lungo processo di stabilizzazione.

A livello Comunitario non esiste ancora un sistema di classificazione del CDR, ma la sua approvazione sembra prossima grazie al lavoro svolto dal Comitato Tecnico Europeo per la Standardizzazione in tema di Combustibili Derivati da Rifiuti (CEN/TC 343). La proposta di classificazione qui esposta è tratta dalla bozza di tale proposta [9].

I motivi alla base di una classificazione europea sono molteplici:

- uniformare a livello comunitario i permessi necessari all'esercizio di un impianto WtE
- creare un semplice mercato europeo del CDR

Il sistema di classificazione si basa su un limitato numero di proprietà, che dopo una iniziale fase di scrematura, è passato da sette a tre:

- Potere Calorifico Inferiore
- contenuto di Cloro
- contenuto di Mercurio

I tre parametri sono rappresentativi di tre aspetti differenti della conversione energetica del rifiuto, rispettivamente economico, tecnologico e ambientale. La commissione ha optato per la definizione di cinque classi prestazionali, in ordine decrescente di qualità. La seguente tabella descrive la classificazione proposta da parte del gruppo di lavoro durante l'ultima sessione di Settembre 2004.

Proprietà		Classe				
		1	2	3	4	5
Potere Calorifico Inferiore	[MJ/kg]	≥ 25	≥ 20	≥ 15	≥ 10	≥ 3
Contenuto di Cloro	[% _{ss}]	≤ 0.2	≤ 0.6	≤ 1.0	≤ 1.5	≤ 3.0
Contenuto di Mercurio	[mg/kg _{ss}]	≤ 0.02	≤ 0.03	≤ 0.08	≤ 0.15	≤ 0.5

Tabella 1.15: Valori soglia per la conformità del CDR e del CDR-Q. Fonte [7].

Per la determinazione del Potere Calorifico e del contenuto di cloro la commissione suggerisce l'utilizzo del valor medio su un totale di 10 campionamenti consecutivi del CDR ottenuto. Per quanto riguarda il contenuto di Mercurio sullo stesso numero di campionamenti si preferisce l'indicazione data dalla mediana¹⁰.

¹⁰Alla base della grandezza statistica utilizzata c'è la differente funzione di distribuzione delle tre proprietà campionate: normale per il PCI e il contenuto di Cloro e asimmetrica per il contenuto di Mercurio.

Capitolo 2

IL TRATTAMENTO MECCANICO BIOLOGICO

Gli impianti preposti all'ottenimento di combustibile derivato da rifiuto, operano processi di raffinazione di natura biologica e meccanica che, a fronte di una riduzione in massa del rifiuto trattato, permettono di conseguire un miglioramento qualitativo dello stesso. Esistono due principali filosofie impiantistiche degli impianti MBT (mechanical-biological treatment plant), a seconda che il processo di bioessiccazione venga effettuato sull'intera quantità di rifiuto trattato, o venga applicato alla sola frazione umida. Il primo sistema viene chiamato a *flusso unico*, il secondo a *flusso separato*.

Dopo una descrizione delle configurazioni di impianto e dei processi relativi all'ottenimento del CDR, nel presente capitolo verrà modellizzato un impianto a flusso unico e si analizzeranno i risultati relativi al trattamento del rifiuto urbano rappresentativo della regione Calabria.

2.1 Impianti MBT

L'ottenimento di CDR avviene in impianti MBT che trattano il rifiuto secondo la filosofia a flusso unico o a flussi separati.

2.1.1 Impianti a flussi separati

Il rifiuto conferito in impianto viene dapprima sottoposto a lavorazione di natura meccanica. Attraverso un processo di vagliatura, la frazione fine, a più basso contenuto energetico, viene separata dalle frazioni merceologiche di dimensioni maggiori, a maggior contenuto energetico. Il primo flusso, detto *frazione umida*, è il principale scarto di processo dell'impianto MBT e viene avviato a biostabilizzazione al fine di ridurre l'attività biologica della matrice organica in esso contenuto e poter successivamente essere conferito in discarica. Le dannose

conseguenze di una matrice organica ancora attiva nel rifiuto sono molteplici: produzione di biogas, percolazione di acque ricche in contenuto di materia organica, formazione di cattivi odori, attrattività per animali, condizioni più favorevoli di autocombustione. Il secondo flusso invece, detto *frazione secca*, dopo essere stato raffinato dalla frazione metallica, viene inviato ad impianto di conversione energetica sotto forma di CDR. In Figura 2.1.1 viene rappresentato lo schema di processo di un impianto a flussi separati.

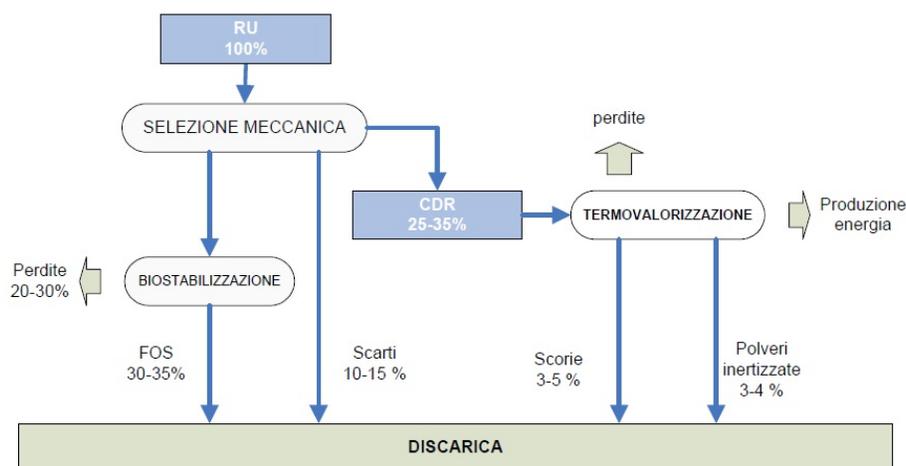


Figura 2.1.1: Schema di funzionamento di un impianto MBT a flussi separati. I flussi massici sono relativi allo studio [13].

L'aspetto più critico di questa soluzione è sicuramente l'ottenimento di FOS. Essa infatti comporta un notevole dispendio energetico per la sua stabilizzazione, che non viene "premiato" da un recupero energetico, ma culmina in un conferimento in discarica. Tali consumi aumentano poi con la percentuale di frazione organica presente nel rifiuto urbano trattato, in quanto aumenta la resa del sottovaglio nel processo di separazione iniziale. A considerazioni di natura energetica, vanno poi aggiunte complicazioni di natura gestionale, a causa degli elevati tempi di stabilizzazione necessari per l'ottenimento di FOS conforme (dell'ordine delle tre settimane). In ultimo, la recente esperienza italiana ha mostrato come tale soluzione non abbia portato i risultati attesi in termini di riduzione di impatto ambientale dello smaltimento dei rifiuti, ma ha contribuito ad aggravare situazioni già di per sé molto critiche. Tale schema è utilizzato negli impianti MBT di Gioia Tauro e Rossano, ed è uno dei motivi alla base della bassa qualità del CDR ottenuto, talvolta non conforme ai requisiti di legge (come nel caso dell'impianto di Rossano).

2.1.2 Impianti a flusso unico

Rispetto la precedente configurazione, dopo essere stato blandamente tritato da una lacerasacchi il rifiuto è interamente sottoposto ad un processo di natura biologica. Il rifiuto viene disposto in cumuli all'interno di apposite biocelle, spazi confinati che possono essere chiusi ermeticamente o meno, nei quali forzare processi aerobici. Le biocelle hanno pavimento forato attraverso i quali si ha passaggio della necessaria aria di trattamento. I ventilatori possono lavorare in modalità aspirante, e quindi l'aria atmosferica viene aspirata viziata dopo aver penetrato dall'alto il cumulo di rifiuti, o in modalità premente, insufflando aria fresca all'interno dei cumuli. Il trattamento dell'aria di processo può avere una configurazione in circuito aperto o semi-chiuso: nel primo caso, l'aria viziata viene rilasciata in atmosfera dopo aver attraversato un biofiltro che permette l'abbattimento degli inquinanti aerodispersi. La seconda configurazione invece prevede un parziale ricircolo dell'aria esausta all'interno della biocella, e permette l'espulsione in atmosfera di una minore portata d'aria. Il cumulo di rifiuti all'interno della biocella viene dunque sottoposto ad un processo di trattamento aerobico attraverso il quale si consegue una riduzione dell'umidità grazie alle reazioni di ossidazione batterica nella frazione putrescibile del rifiuto.

Il bioessicato ottenuto viene sottoposto ad una serie di processi di separazione meccanica, che hanno lo scopo di separare la frazione fine del rifiuto a più basso contenuto energetico. Ad una prima fase di vagliatura, che comporta l'ottenimento della FO come sottoprodotto, segue una fase di demetallizzazione e di ulteriore vagliatura del flusso di rifiuti dal quale alla fine si otterrà il CDR. Le FO ottenute da vagliatura richiedono ulteriore stabilizzazione dell'attività biologica nella matrice organica contenuta in essi prima di essere conferite in discarica [10]; i flussi di metalli ferrosi e non richiedono invece ulteriori processi di decontaminazione prima di poter essere avviati a recupero di materi. In Figura 2.1.2 viene rappresentato lo schema di processo di un impianto a flusso unico.

I vantaggi derivanti dall'utilizzo di questa soluzione impiantistica sono molteplici:

- *bioessicazione dell'intera massa di rifiuti trattati*: l'unico trattamento di bioessicazione permette il raggiungimento di alte prestazioni del CDR in termini di potere calorifico inferiore, essendo anch'esso sottoposto a processo di trattamento biologico con conseguente riduzione dell'umidità presente. I processi aerobici necessari durante tale prima fase di trattamento sono facilitati infatti da una maggiore pezzatura del rifiuto, che permette un migliore distribuzione dell'ossigeno all'interno delle celle di bioessicazione e riduce la densità dei cumuli.
- *riduzione dei tempi di trattamento*: la necessaria *maturazione* della frazione umida ottenuta durante i processi di vagliatura¹ parte da un ridotto livello dell'attività biologica della matrice organica contenuta in esso,

¹La norma italiana vigente impone l'ottenimento di un indice di respirazione dinamico (IRD) inferiore a $1000 \text{ mg O}_2 / (\text{kgSV h})$ per il conferimento della FOS in discarica.

grazie alla parziale stabilizzazione conseguita durante la prima fase di bioessicazione.

- *maggior facilità dei processi meccanici di raffinazione*: il minor tenore di umidità delle frazioni inorganiche presenti nel flusso rende più semplici le successive fasi di trattamento meccanico del rifiuto [11].
- *riduzione dell'impatto ambientale locale*: studi [12] mostrano come l'emissione odorigena sia fortemente dipendente dal grado di stabilità biologica del rifiuto, misurato dall'indice di respirazione dinamica. Il trattamento in un unico flusso, permette di raggiungere un maggiore grado di stabilizzazione del rifiuto, peraltro in tempi di processo più inferiori e la migliore areazione previene la formazione all'interno dei cumuli di sacche anaerobiche.
- *maggior sicurezza in fase di movimentazione del CDR prodotto*: l'organico presente nel CDR è stato già parzialmente stabilizzato durante la fase di bioessicazione, comportando una riduzione dell'attività biologica dello stesso e riducendone dunque la possibilità di autocombustione.

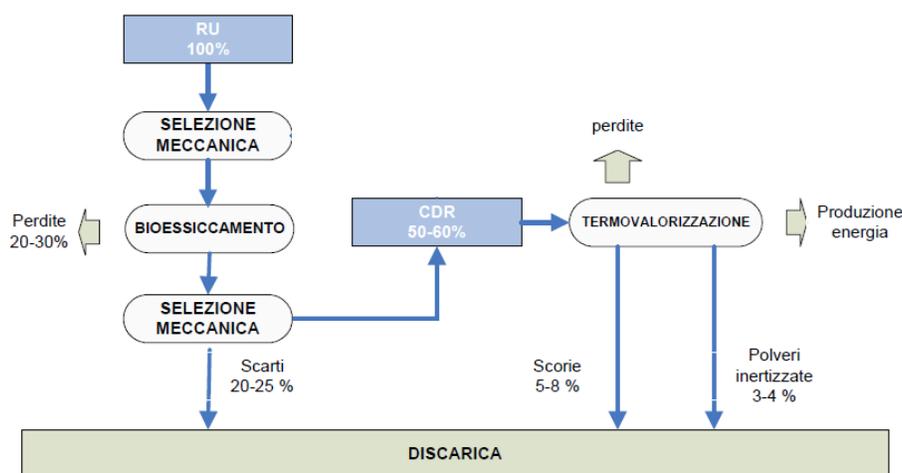


Figura 2.1.2: Schema di funzionamento di un impianto MBT a flusso unico. I flussi massici sono relativi allo studio [13].

L'impianto a flusso unico sembra quindi essere la soluzione da sviluppare e ottimizzare per migliorare il processo di ottenimento del combustibile derivato da rifiuti. Per questi motivi, lo studio condotto nel presente capitolo si riferisce ad un impianto MBT a flusso unico. Peraltro, all'interno della stessa realtà calabrese, alcuni degli impianti di trattamento a flussi separati hanno già subito un processo di revamping al fine di trasformarli in impianti a flusso unico.

2.1.3 Impianto di riferimento

La modellizzazione del processo di ottenimento del combustibile derivato da rifiuti si basa sullo schema di funzionamento dell'impianto MBT di Siderno, uno dei cinque siti di trattamento del RSU gestiti dalla TEC S.p.A. Tale impianto ha subito una recente modificazione, che ha trasformato l'impianto da un funzionamento a flussi separati, ad uno a flusso unico. In Figura 2.1.3 viene rappresentato lo schema dell'impianto.

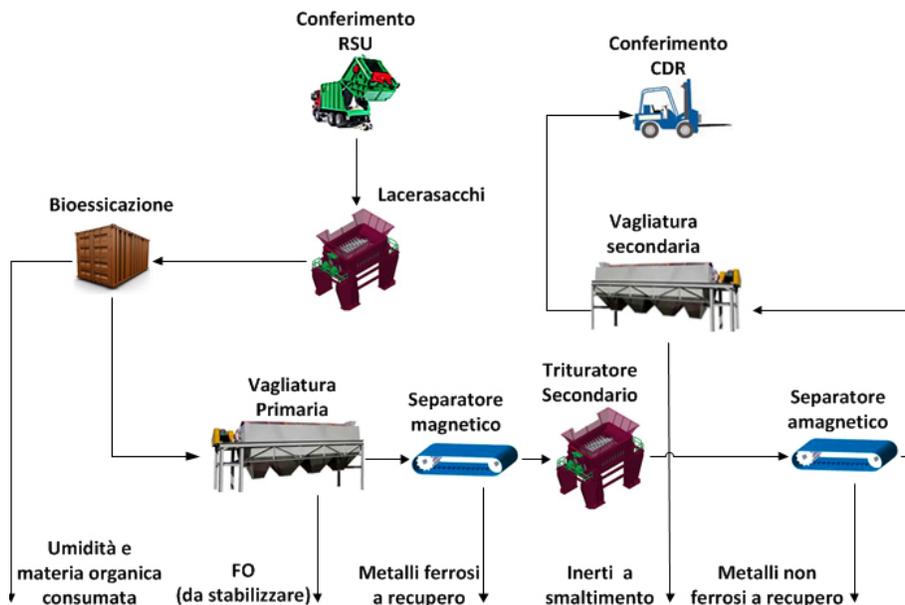


Figura 2.1.3: Schema dell'impianto MBT di Siderno.

Il rifiuto solido urbano viene conferito in una apposita zona adibita alla ricezione, per essere poi avviato al trattamento MBT. Un primo trituratore a coltelli (macchina lacerasacchi) assicura la corretta omogeneizzazione dimensionale del rifiuto, prima di essere inviato a bioessicazione/biostabilizzazione in appositi tunnel in cui si alimenta aria tramite un sistema di ventilazione a circuito aperto. Il bioessicato viene poi sottoposto ad una serie di trattamenti meccanici aventi lo scopo di aumentare il contenuto energetico specifico del CDR. La frazione di sopravaglio ottenuta in seguito a vagliatura del bioessicato, richiede ulteriori trattamenti meccanici, al fine di separare quelle frazioni merceologiche che potrebbero dare problemi in fase di combustione: metalli, inerti etc. Tra queste classi merceologiche, separate alcune sono smaltite in discarica; altre, come i metalli ferrosi e l'alluminio, vengono inviate a trattamenti di recupero di materia. I metalli ferrosi e non ferrosi sono rimossi attraverso due separatori, uno magnetico e uno a correnti indotte, intermezziati da un trituratore. Una seconda vagliatura per la separazione della frazione fine inerte precede una even-

tuale fase di di pressatura del CDR necessaria in caso di successivo trasporto, che permette una maggiore facilità e sicurezza di movimentazione del combustibile. La bioessiccazione aerobica e la vagliatura primaria sono i trattamenti che condizionano maggiormente la qualità del CDR.

2.2 Bioessiccazione del rifiuto

Dopo aver subito una prima blanda triturazione, il rifiuto viene sottoposto ad un processo biologico aerobico per ridurne il contenuto di umidità e iniziare a stabilizzarne l'attività biologica.

Il rifiuto è introdotto in biocelle di cemento armato nelle quali viene forzata l'aria di processo. Esistono due possibili configurazioni impiantistiche: se la ventilazione è premente, viene insufflata aria atmosferica necessaria per il processo di bioessiccazione; se la ventilazione è aspirante, viene estratta l'aria viziata che ha già attraversato il cumulo di rifiuti. La biocella potrebbe anche non essere chiusa ermeticamente: in tal caso essa ha una forma di vasca sormontata da un capannone che permette all'aria atmosferica di penetrare il cumulo di rifiuti dall'alto. L'attività batterica, presente a causa della frazione putrescibile del rifiuto, comporta tutta una serie di reazioni esotermiche che forniscono l'energia necessaria al sostentamento del processo. Il rifiuto si riscalda evaporando parte dell'acqua contenuta in esso sotto forma di umidità. La corretta e uniforme distribuzione dell'aria è fondamentale per la riuscita del processo, in quanto deve fornire l'ossigeno necessario ai fini dell'azione batterica: rimuovere l'umidità evaporata dal rifiuto, asportare i prodotti dell'ossidazione (principalmente CO_2 e H_2O) e mantenere una temperatura ottimale ai fini dell'azione batterica.

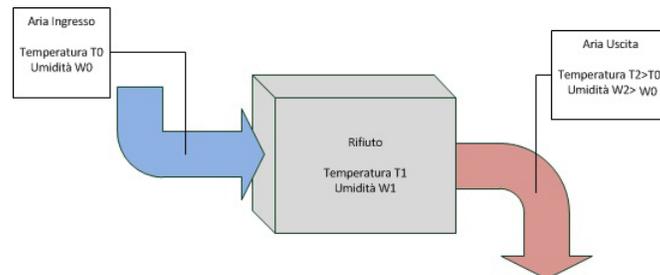


Figura 2.2.1: Bioessiccazione in impianto con ventilazione a circuito aperto.

Nella configurazione impiantistica più semplice, ovvero quella a circuito aperto, mostrata in Figura 2.2.2, l'aria viene aspirata in condizioni di saturazione e inviata ad un sistema di biofiltrazione prima della successiva espulsione in ambiente. Seppur la portata di aria viziata trattata ai biofiltri sia maggiore che nel caso a parziale ricircolazione, le prestazioni ambientali sono comunque soddisfacenti. Talvolta è attuato anche ricircolo del percolato raccolto sul fondo

della biocella per evitare il trattamento di scarichi liquidi, anche se comporta una maggior durata del processo di bioessiccazione.

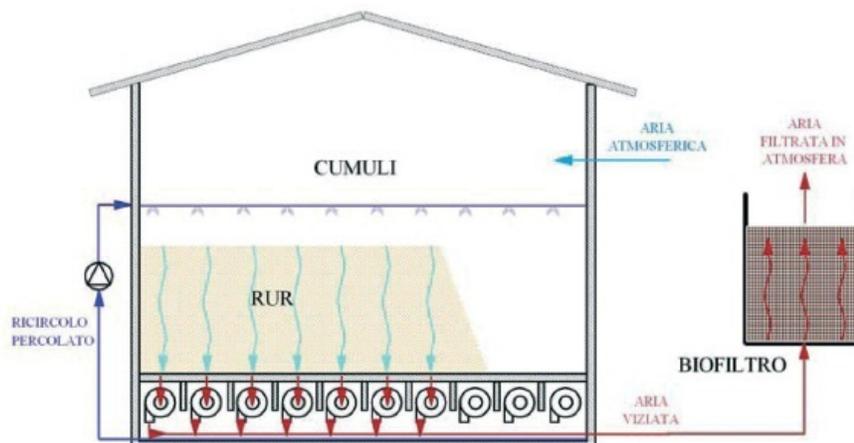


Figura 2.2.2: Schema di impianto con ventilazione a circuito aperto aspirante.

Il processo di bioessiccazione dei rifiuti è inscindibile da quello di biostabilizzazione, in quanto è la degradazione della sostanza organica contenuta nel rifiuto a fornire il calore necessario all'evaporazione dell'umidità. Talvolta raggiungere una buona bioessiccazione, non significa ottenere una buona stabilizzazione del rifiuto, in quanto l'attività batterica potrebbe assestarsi a valori molto bassi per l'assenza di condizioni favorevoli quali la mancanza di acqua. Tali considerazioni sono visibili in Figura 2.2.3, dove sono riportati gli andamenti di temperatura del rifiuto per tre diverse prove di bioessiccamento [14]. L'aggiunta di acqua al cumulo di rifiuti ormai a basse temperature, comporta una ripresa dell'attività batterica con successivo aumento delle temperature, a riprova che il materiale non era pienamente stabilizzato.

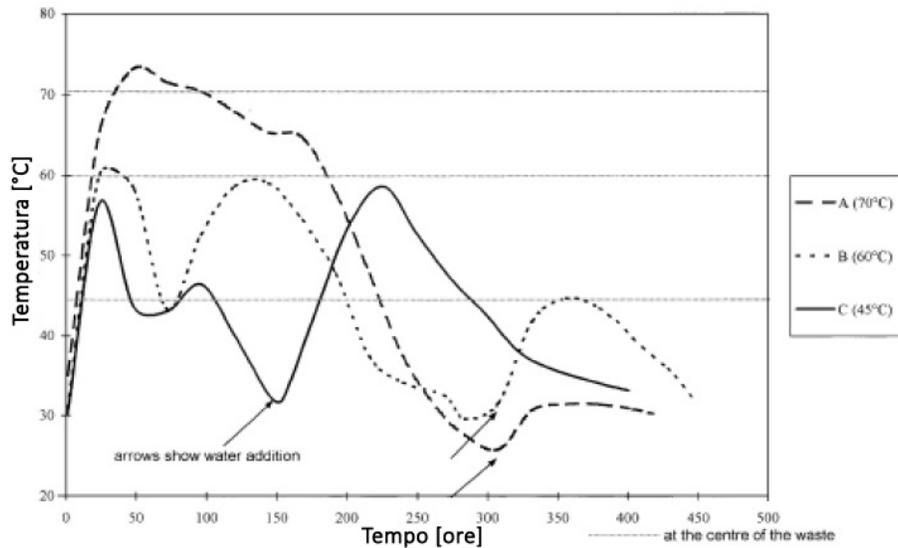


Figura 2.2.3: Andamento della temperatura del rifiuto per tre diverse prove di bioessicazione. Fonte [14].

2.2.1 Modellizzazione del processo di bioessicazione del RSU

Il fenomeno di bioessicazione/biostabilizzazione del rifiuto, è un complesso sistema la cui esatta descrizione non può prescindere da considerazioni di natura chimica e biologica. Ai fini del presente studio però, è rilevante avere una corretta previsione dei bilanci globali di materia e di energia, che ci permettano di conoscere le prestazioni di un processo di bioessicazione al variare dei principali parametri operativi. Nel seguito viene dettagliato il modello utilizzato, sviluppato dal gruppo di ricerca LEAP [15].

Il software utilizzato è il codice GasSteam (nel seguito chiamato GS), che per la sua struttura modulare, permette lo studio di complessi sistemi di conversione energetica. Il programma infatti, dispone al suo interno una numerosa serie di componenti predefiniti, che connessi in serie tra loro, riproducono lo schema di impianto desiderato. Il file di input del programma è composto da tre sezioni diverse, che devono essere compilate dall'utilizzatore:

- *Component Data*: vengono descritti, in maniera sequenziale, i diversi componenti d'impianto. Oltre alla dichiarazione dei rispettivi parametri operativi, deve essere esplicitata quale è la variabile incognita da ottenere tramite calcolo iterativo del programma.
- *Point Data*: data la natura iterativa del programma, vanno inserite tutte le proprietà caratteristiche di primo tentativo per ogni punto del ciclo. Per tali punti va inoltre dichiarata la tipologia di flusso trattato (aria, gas,

combustibile, acqua, vapore) e nel caso in cui il flusso sia combustibile o una miscela di gas non standard, va precisata la composizione molare di tale flusso². Pur essendo valori di primo tentativo, è necessaria una loro accurata definizione per evitare divergenza in fase di calcolo.

- *Convergence Variables*: il processo di iterazione prosegue finché non sono state raggiunte le condizioni di convergenza richieste. Tali condizioni possono essere imposte sia sulle proprietà termodinamiche e portate dei flussi materiali, sia su proprietà dei componenti. Possono inoltre essere modificate le condizioni di convergenza richieste, rendendole più o meno stringenti.

Per una descrizione più dettagliata e esauriente si rimanda al manuale [16].

L'utilizzo di tale software comporta l'ipotesi più significativa della modellizzazione della bioessiccazione, cioè considerarlo come un processo fluente in stato stazionario, trascurando dinamiche quali l'evoluzione dell'attività batterica. In Figura 2.2.4 viene descritto lo schema di impianto che modella la bioessiccazione/biostabilizzazione del rifiuto³.

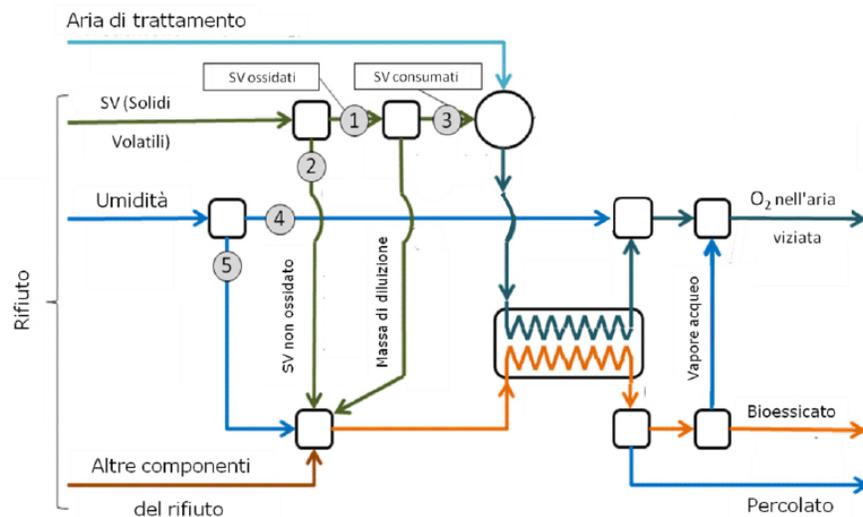


Figura 2.2.4: Schema funzionale del modello GS di bioessiccazione.

Il rifiuto inviato a bioessiccazione viene suddiviso in tre frazioni diverse: organici volatili (OV) contenuti nella frazione putrescibile del rifiuto, umidità e tutta la

²Il programma GS lavora unicamente con combustibili composti da specie molecolari. La composizione di un combustibile equivalente a quello reale è effettuata attraverso codice GASPRO.

³Per semplicità di scrittura, nel seguito si identificherà tale processo con il solo termine "bioessiccazione", avendo già ricordato il concomitante processo di biostabilizzazione al quale è sottoposto il rifiuto.

restante parte. GS processa tre differenti classi di flussi: condensati, acqua (sia essa in condizioni di vapore, liquido o bifase) e miscele ideali di specie ideali (gas perfetti e condensati incomprimibili). Per questo motivo l'umidità contenuta nel rifiuto viene trattata come acqua liquida alla stessa pressione e temperatura del rifiuto (condizioni ambiente). Parte della materia organica (flusso 1) viene consumata da un processo di ossidazione batterica, che fornisce il calore necessario a far evaporare l'umidità contenuta nel rifiuto. Tali reazioni di carattere biologico comportano il rilascio nell'aria di processo alcune specie gassose derivanti dalla completa ossidazione di elementi quali il carbonio, l'idrogeno e lo zolfo, e alcuni inquinanti come l' NH_3 e i COV che vengono comunque trascurati in quanto influenti ai fini di un bilancio massico globale. L'ossidazione dei composti organici volatili viene simulata tramite una combustione completa che utilizza come comburente l'aria di trattamento del processo, subendo così una riduzione del contenuto di ossigeno. I fumi di combustione forniscono l'energia necessaria per far innalzare la temperatura del cumulo, farne evaporare l'umidità presente e compensare le perdite termiche. L'ossidazione batterica è però un processo molto differente dalla combustione ad alta temperatura. Inoltre essa coinvolge tutta la massa di OV presenti nel cumulo e non solamente una sua frazione, come schematizzato nel caso del modello. Per tenere conto di questa differenza, il modello distingue tra massa ossidata (flusso 1) e massa di OV consumata nel processo di combustione (flusso 3). Tale distinzione è nel seguito dettagliata.

Data la differenza tra il processo reale (ossidazione batterica) e quello modellato (ossidazione ad alta temperatura), si introduce il parametro ε che rapporta il potere calorifico superiore degli OV inizialmente contenuti nel rifiuto con il PCS degli OV consumati nel processo di combustione:

$$\varepsilon = \frac{PCS_{OVin}}{PCS_{OVcons}}$$

Tale rapporto sarà, generalmente, diverso da 1. Il bilancio di massa e di energia per il flusso di organici volatili sarà:

$$\begin{cases} M_{OVin} & = M_{OVout} + M_{OVcons} \\ M_{OVin} \cdot PCS_{OVin} & = M_{OVout} \cdot PCS_{OVout} + M_{OVcons} \cdot PCS_{OVcons} \end{cases}$$

Per tener conto del differente contenuto energetico specifico degli OV iniziali, finali e consumati dalla combustione, si assume che gli OV ossidati abbiano lo stesso PCS degli OV contenuti nel rifiuto in ingresso, e che la differenza tra il flusso di OV ossidati e quelli consumati sia tale che:

$$M_{OVoss} \cdot PCS_{OVoss} = M_{OVcons} \cdot PCS_{OVcons}$$

Il parametro ε può essere dunque espresso come:

$$\varepsilon = \frac{PCS_{OVin}}{PCS_{OVcons}} = \frac{PCS_{OVoss}}{PCS_{OVcons}} = \frac{M_{OVcons}}{M_{OVoss}}$$

La differenza tra la massa di OV presenti nel bioessicato e la massa di OV che non viene ossidata (flusso 2) viene chiamata massa di diluizione:

$$M_{diluizione} = M_{OV\ out} - M_{OV\ non\ oss}$$

che si dimostra essere pari a:

$$M_{diluizione} = M_{OV\ oss} - M_{OV\ cons}$$

La massa di diluizione così definita presenta un contenuto energetico nullo. Il significato del parametro ε può essere diverso a seconda del valore assunto:

- $\varepsilon < 1$: una frazione degli OV contenuti nel cumulo vengono ossidati rilasciando il loro contenuto energetico, ma una parte dei gas con potere calorifico nullo non vengono rimossi dalla corrente gassosa in quanto imprigionati nel cumulo di rifiuti. Tali gas agiscono come una massa diluente che aumenta il flusso finale di OV ma che ne riduce il contenuto energetico specifico. Tale caso è quello riprodotto in Figura 2.2.4.
- $\varepsilon > 1$: la massa di diluizione è negativa, il potere calorifico degli OV non ossidati è maggiore del potere calorifico degli OV consumati.

Un valore di ε inferiore all'unità riproduce efficacemente il processo di bioessicazione: i processi biologici coinvolgono tutta la materia organica della frazione putrescibile del rifiuto, comportando una diversa composizione chimica ed una riduzione del suo contenuto energetico in uscita. Ciò si riflette in un minor poter calorifico della frazione putrescibile del bioessicato.

Dato il contenuto energetico nullo della massa di diluizione ed il processo biologico in atto, essa si ipotizza costituita unicamente da ossigeno e azoto, presenti nella massa di diluizione in rapporto pari a quello esistente negli OV in ingresso.

Infine, nell'ipotesi che la massa di diluizione non abbia tra i costituenti l'idrogeno ed essendo le correnti di OV prive di acqua, è possibile ripetere tutte le considerazioni di natura energetica in termini di potere calorifico inferiore. La risposta della materia organica sarà diversa al variare dei parametri operativi della bioessicazione, quali la portata di aria di processo, e di parametri caratteristici del cumulo di rifiuti, quali il contenuto iniziale di materia organica. Il parametro ε non assume dunque valore costante, ma necessita una apposita taratura. In [15] ad esempio, dove il presente modello è stato applicato ad un determinato processo di bioessicazione variando la composizione del rifiuto alimentato, si è osservato come tale parametro cresca all'aumentare della frazione organica contenuta nel rifiuto: l'ossidazione batterica riguarda una massa maggiore, consentendo una minore riduzione del potere calorifico.

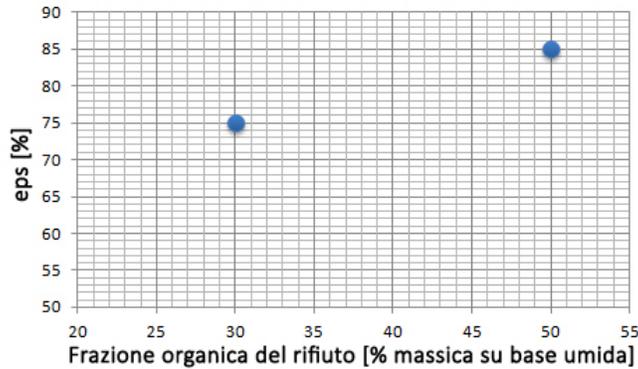


Figura 2.2.5: Valori del parametro epsilon al variare del contenuto iniziale di materia organica nel rifiuto. Fonte [15].

Il parametro ε assume comunque un ruolo secondario nella determinazione dei bilanci energetici e massici di un processo di bioessiccazione, in cui è l'acqua evaporata a giocare un ruolo fondamentale: essa determina infatti la portata alimentata, l'umidità relativa e la temperatura dell'aria viziata estratta dal biotunnel, che sono i principali parametri del processo. Le ipotesi adottate per la definizione del parametro ε per le tre diverse prove di bioessiccazione, saranno verificate in 2.3.5, dove si simula la produzione di CDR variando la velocità di rotazione del vaglio.

In riferimento alla Figura 2.2.4, l'umidità presente nel rifiuto viene suddivisa in due flussi: il primo (flusso 4) viene immesso direttamente nell'aria di processo, e rappresenta la frazione di umidità che evapora grazie al raffreddamento dei fumi di combustione ad alta temperatura; il secondo (flusso 5) viene mixato con gli OV non ossidati, la massa di diluizione ed il resto del rifiuto. Tale flusso viene inviato in uno scambiatore di calore, che simula il raffreddamento dell'intero cumulo di rifiuto (la cui temperatura si era innalzata a causa dell'attività batterica nel caso reale, o nel caso del modello a causa dei fumi di combustione) provocando la vaporizzazione di parte dell'umidità ancora contenuta nel cumulo.

I flussi in uscita da tale impianto sono l'aria di processo, satura e a ridotto contenuto di ossigeno a causa della combustione, il rifiuto bioessiccato e una piccola frazione di percolato⁴.

Non essendo in grado di modellizzare la dinamica del processo biologico, il modello richiede in input i seguenti dati:⁵

⁴La portata di percolato è molto ridotta, in [15] viene stimata pari al 2% della riduzione in massa totale del rifiuto. Inoltre si assume composto unicamente da umidità, seppur nella realtà esso contenga specie organiche disciolte. I bilanci globali di massa e energia non sono significativamente influenzati da tali assunzioni, dati i quantitativi irrilevanti di tale frazione.

⁵Le perdite termiche sono ipotizzate costanti e stimate in base alle caratteristiche del biotunnel utilizzato.

Caratteristiche di processo			
$composizione_{RSU}$	$[\%_{massica}]$	$T_{aria\ out}$	$[^{\circ}C]$
$riduzione\ in\ massa$	$[\%_{massa\ in}]$	$UR_{aria\ out}$	$[\%]$
$T_{cumulo\ RSU}$	$[^{\circ}C]$	$perdite\ termiche$	$[kJ/kg_{RSU}]$

Tabella 2.1: Input richiesti dal modello GS.

Vanno inoltre specificate le condizioni di riferimento per l'aria in ingresso, in termini di temperatura, pressione e umidità relativa.

La durata del processo e la portata di aria alimentata dipendono dalla riduzione in massa che si desidera ottenere.

Il modello fin qui descritto permette di verificare la chiusura del bilancio energetico della bioessiccazione e determinare la riduzione percentuale di umidità rispetto il suo contenuto iniziale, ma non fornisce informazioni riguardo la composizione merceologica del rifiuto bioessiccato. Dai dati ottenuti è possibile implementare un ulteriore modello di calcolo, compilato su MatLab, che permette di determinare per via iterativa la composizione merceologica ed il contenuto energetico del rifiuto bioessiccato. In Figura 2.2.6 viene descritto il diagramma di flusso alla base della bioessiccazione modellizzata su MatLab.

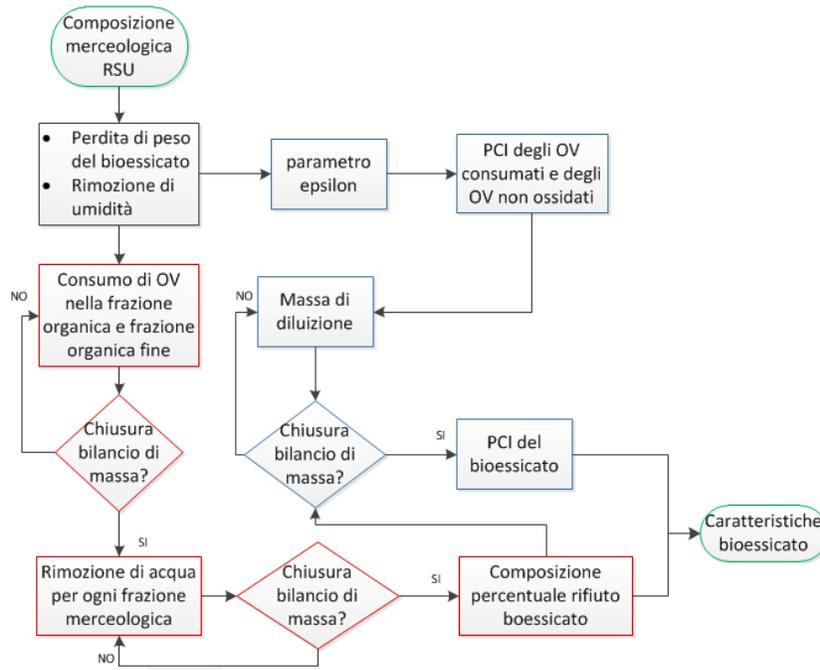


Figura 2.2.6: Diagramma di flusso per la modellizzazione della bioessiccazione/biostabilizzazione del rifiuto.

In ingresso è richiesta la composizione merceologica del rifiuto. Ogni frazione merceologica è suddivisa in tre principali componenti: materia volatile (MV), umidità, e ceneri. La materia volatile di ogni frazione merceologica viene descritta in termini di composizione elementare. Un esempio dei dati necessari per l'input del programma è rappresentato in Tabella 2.2 .

Composizione RSU in ingresso						
fraz. merceologica	ceneri	umidità	MV	elemento _k	elemento _l	
frazione _i	[kg] _i	[% _w] _{c,i}	[% _w] _{u,i}	[% _w] _{MV,i}	[% _w] _{k,MV,i}	[% _w] _{l,MV,i}
frazione _j	[kg] _j	[% _w] _{c,j}	[% _w] _{u,j}	[% _w] _{MV,j}	[% _w] _{k,MV,j}	[% _w] _{l,MV,j}
totale	[kg] _{tot}	[% _w] _c	[% _w] _u	[% _w] _{MV}	[% _w] _{k,MV}	[% _w] _{l,MV}

Tabella 2.2: Input richiesti dal modello GS.

I parametri caratteristici del processo di bioessiccazione sono la perdita complessiva di massa del bioessiccato e la rimozione di acqua (comprensiva del flusso di percolato). Nel diagramma di flusso in Figura 2.2, i processi in rosso permettono il calcolo della portata massica e la composizione merceologica del bioessiccato, mentre attraverso i processi in blu, si determina il PCI del bioessiccato.

- nota la perdita di peso del bioessiccato e la rimozione di acqua, si determina per differenza la quantità di SV consumati dal processo di ossidazione. Attraverso processo iterativo, si alloca tale consumo di SV alle sole frazioni organiche del rifiuto finché non si rispetta il bilancio di massa per tali frazioni. Si ipotizza che la rimozione di umidità conseguita per singola frazione merceologica, sia percentualmente pari a quella ottenuta per il rifiuto considerato nel suo insieme. Noto il contenuto iniziale di umidità delle varie frazioni merceologiche, si procede per modo iterativo fino ad ottenere la percentuale di umidità di ogni frazione merceologica del bioessiccato, assumendo che la rimozione percentuale di acqua sia la stessa per ogni frazione merceologica.
- dalla composizione elementare della materia volatile si calcola il PCI di ogni frazione merceologica e del rifiuto in ingresso. Definito il parametro ε , posto funzione sia del contenuto di materia organica del rifiuto e del tempo di residenza del bioessiccato, si calcola iterativamente la massa di diluizione, fino a soddisfare il bilancio massico, che determina una riduzione del PCI della materia organica non ossidata ancora presente nel bioessiccato.

Il calcolo iterativo per la determinazione della portata di diluizione, richiede la conoscenza delle portate massiche delle frazioni merceologiche in uscita, dunque seppur i due processi siano schematizzati per semplicità in parallelo, hanno una dipendenza seriale.

2.2.2 Risultati del modello di bioessicazione

I dati necessari all'implementazione del modello sono stati desunti dai monitoraggi compiuti presso l'impianto di Siderno dal gruppo di ricerca Di.Pro.Ve dell'Università di Milano, nell'ambito di una consulenza fornita alla società TEC S.p.A.

Tuttavia, problemi di diversa natura, la cui trattazione esula dalle finalità scientifiche del presente lavoro, hanno reso non poco difficoltoso il reperimento di input fondamentali, quali la composizione merceologica del rifiuto in ingresso. In Tabella 2.3 è descritta la composizione massica del RSU calabrese, stimata dai dati presenti in [17].

Tutti i risultati presentati nella seguente sezione si riferiscono a 100 kg di rifiuto solido urbano in ingresso al processo di bioessicazione/biostabilizzazione.

Composizione merceologica		
plastica	11.21	[kg]
tessile	6.25	[kg]
carta	14.06	[kg]
legno	0.77	[kg]
organico	13.15	[kg]
metalli	1.91	[kg]
alluminio	0.64	[kg]
inerti	3.52	[kg]
fine organico	32.33	[kg]
fine inerte	16.17	[kg]
<i>totale</i>	<i>100</i>	<i>[kg]</i>

Tabella 2.3: Composizione merceologica del rifiuto in ingresso.

Non potendo disporre direttamente della composizione merceologica del rifiuto in ingresso, essa è stata ottenuta applicando il modello in modo inverso, ai dati relativi al rifiuto già bioessicato, presente in [17].

L'alluminio viene scorporato dai restanti flusso di metalli presenti, ipotizzando che componga il 25% della massa totale di metalli presenti. Per frazione fine si intende quella porzione di rifiuto che, indipendentemente dalla composizione, presenta una dimensione media del materiale inferiore ai 20 millimetri. Tale frazione veniva tipicamente considerata come un'unica frazione merceologica [18]; studi recenti [19] hanno proposto una suddivisione della frazione fine in componente organica e inerte, stante tra loro in rapporto 2:1 nel rifiuto tal quale (a monte di qualsiasi differenziazione). Tale assunzione è stata adottata anche nel presente lavoro. Inoltre, si suppone la frazione organica fine avente la stessa composizione e lo stesso potere calorifico della frazione organica, mentre si ipotizza la frazione inerte fine composta unicamente da umidità e ceneri. La Tabella 2.4 riassume la composizione in termini di umidità, ceneri e materia volatile per ogni frazione merceologica del rifiuto.

Classe merceologica	Umidità	Ceneri	MV	Totale
	$[\%]_w$	$[\%]_w$	$[\%]_w$	$[\%]_w$
plastica	14	6.45	79.55	100
tessile	14	4.56	81.44	100
carta	22	7.8	70.2	100
legno	22	1.17	76.83	100
organico	59	6.15	34.85	100
metalli	1	96.43	2.57	100
alluminio	1	96.43	2.57	100
inerti	1	96.43	2.57	100
fine organico	59	6.15	34.85	100
fine inerte	30	70	-	100

Tabella 2.4: Contenuto di ceneri, umidità e materia volatile delle classi merceologiche del rifiuto. Fonte [19].

Considerando queste tre classi dunque, la Figura 2.2.7 mostra la composizione del rifiuto calabrese di riferimento in termini di materia volatile, umidità e ceneri:

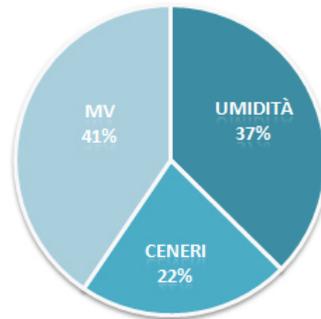


Figura 2.2.7: Composizione percentuale in termini di umidità, ceneri e MV.

Anche la materia volatile dei metalli e degli inerti viene considerata come inerte, in quanto apporta un contributo energetico nullo. Per la materia volatile si riporta in Tabella 2.5 la composizione atomica e il potere calorifico inferiore, naturalmente in base secca e priva di ceneri.

Classe merceologica	C	Cl	F	H	O	N	S	PCI
	$[\%]_w$	$[\text{MJ}/\text{kg}]$						
plastica	76.2	0.85	-	11.68	10.32	0.91	0.04	32.65
tessile	48.98	0.1	0.01	6.86	40.41	3.55	0.09	19.88
carta	44.12	0.15	0.01	6.62	48.53	0.53	0.04	16.2
legno	50.25	-	-	6.1	43.35	0.2	0.1	18.84
organico	46.96	0.75	0.01	8.01	41.43	2.76	0.08	19.67
metalli	16.13	6.86	0.4	0.81	32.27	40.34	3.19	0
alluminio	16.13	6.86	0.4	0.81	32.27	40.34	3.19	0
inerti	16.82	1.26	0.84	0.42	42.04	33.63	4.99	0
fine organico	46.96	0.75	0.01	8.01	41.43	2.76	0.08	19.67
fine inerte	-	-	-	-	-	-	-	0

Tabella 2.5: Composizione atomica della materia volatile delle classi merceologiche del rifiuto. Fonte [19].

Si nota come sia stato assegnato valore nullo al potere calorifico di metalli (alluminio e non) ed inerti: tali frazioni merceologiche infatti non partecipando alle reazioni di combustione, si comportano come degli inerti che riducono le prestazioni della combustione, rendendo difficoltosa la definizione di un loro PCI.

Con i valori proposti, si ottiene un PCI del rifiuto in ingresso pari a circa $7.83^{\text{MJ}}/\text{kg}$. Dall'analisi della composizione merceologica, si può attribuire tale basso contenuto energetico alla forte presenza di componente organica (fine e non) ad elevato contenuto di umidità. La raccolta differenziata della frazione umida è stata oggetto di interesse e proposte nei Piani Rifiuti Regionali redatti nel corso degli anni, ma la costante disattenzione degli impegni presi però, non ha mai portato livelli soddisfacenti di tale raccolta.

In Tabella 2.6 vengono riportati i dati relativi ai tre monitoraggi condotti dal gruppo Di.Pro.Ve, rappresentativi rispettivamente di una bioessicazione *lenta*, *media*⁶ e *veloce*.

Dati monitoraggi sperimentali				
		I	II	III
Durata	[giorni]	11	7	4
Perdita di peso	$[\%]_w$	33	25.6	26.12
Rimozione di acqua	$[\%]_{U,in}$	68	62	49
Portata aria	$[\text{m}^3/\text{h ton}_{\text{RSU}}]$	10	-	50
$T_{\text{media rifiuto}}$	$[\text{°C}]$	54	-	39
$T_{\text{media aria viziata}}$	$[\text{°C}]$	46	-	31

Tabella 2.6: Dati dei monitoraggi condotti dal gruppo Di.Pro.Ve. Fonte [20].

⁶Dati mancanti per guasto al sistema di rilevazione.

I biomonitoraggi si riferiscono a tre diverse prove, condotte sì nello stesso impianto ma alimentando un rifiuto diverso, con caratteristiche diverse sia in termini di composizione merceologica che contenuto energetico. Nel presente studio si assume come rappresentativo della realtà calabrese il rifiuto alimentato in biotunnel per la prova di bioessiccazione di media durata. I dati dei biomonitoraggi sono desunti da [20], seppur essi siano talvolta incompleti a causa di guasti al sistema di rilevazione dei dati della biocella. Inoltre problemi di varia natura hanno reso particolarmente difficoltoso l'ottenimento di ulteriori dati utili alla fase di modellazione della bioessiccazione.

Per quanto riguarda i valori della portata d'aria descritti in Tabella 2.6, si riferiscono a stime del gruppo Di.Pro.Ve sulla base delle temperature di processo e dei valori di umidità rimossa (caso del biomonitoraggio lento) o a dati forniti dalla TEC stessa che "richiedono ulteriore verifica da parte dei tecnici della TEC S.p.A." [20].

La temperatura del cumulo di rifiuto è stata stimata pari a 46°C, valore desunto dalla Figura 2.2.8: tale valore si colloca inoltre in posizione intermedia tra le temperature rilevate durante il biomonitoraggio di più lunga (11 giorni) e più breve (4 giorni) durata.

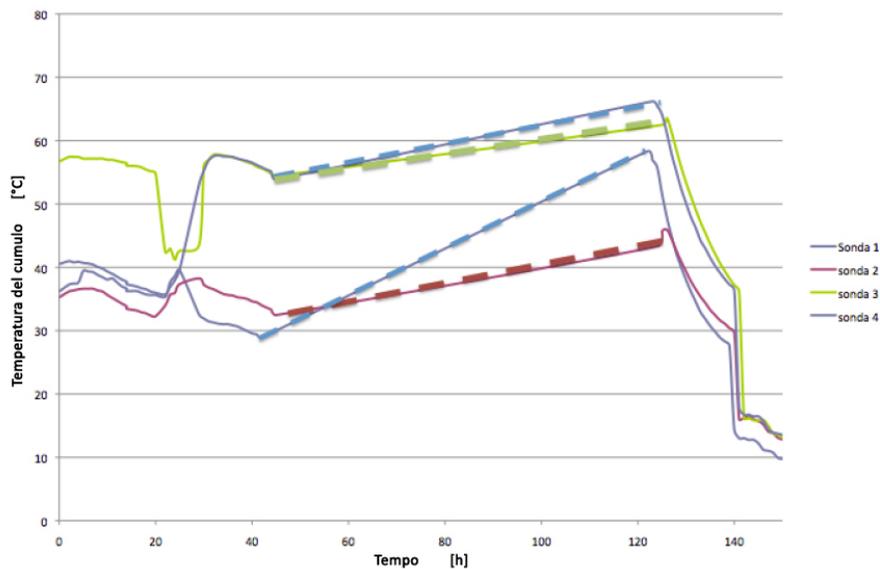


Figura 2.2.8: Andamento della temperatura all'interno del cumulo di rifiuti durante il biomonitoraggio di media durata. Le sezioni di curva con tratteggio corrispondono alle ore in cui il sistema di rilevazione non ha funzionato ed i dati del grafico sono interpolati tra i valori prima e dopo la registrazione. Fonte [20].

Per lo stesso monitoraggio è stato imposto un valore di temperatura dell'aria

viziata in uscita dalla biocella pari a 38°C, cioè pari a 8°C in meno rispetto la temperatura media del cumulo, come riscontrato negli altri due biomonitoraggi. Il valore di ε è stato determinato interpolando linearmente i valori del parametro presenti nella precedente Figura 2.2.5⁷: il suo valore è pari a 0.8. La portata di percolato è stimata pari al 2% della riduzione massica del rifiuto [15] mentre si assume una umidità relativa dell'aria viziata pari a 0.95.

E' importante ricordare come però tra i precedenti parametri ipotizzati,abbiano un ruolo preponderante le caratteristiche dell'aria di trattamento, essendo la portata di percolato e il parametro ε solamente correttivi dei bilanci energetici e massici dell'intero processo di bioessicazione.

Le ipotesi e i risultati della modellazione della bioessicazione di media durata sono descritti in Tabella 2.7 :

Bioessicazione di media durata			
		dati	modello GS
Durata	[giorni]	7	7
$T_{media\ rifiuto}$	[°C]	46	46
$T_{media\ aria\ viziata}$	[°C]	38	38
Portata aria	[m ³ /h 100kg _{RSU}]	-	3.17
Consumo d'aria	[m ³ /100 kg _{RSU}]	-	532
$UR_{aria\ viziata}$	[p_{H_2O}/p_{sat}]	0.95	0.95
Perdita di peso	[% _w]	25.6	25.6
Rimozione di acqua	[% _{U,in}]	62	60
Produzione percolato	[kg/100 kg _{RSU}]	0.512	0.512

Tabella 2.7: Ipotesi e risultati della modellazione della bioessicazione media.

Si nota come la portata volumetrica specifica sia pari a 3.17 m³/h 100kg_{RSU}: se si ipotizza di considerare variazione lineare della portata in funzione del numero di giorni della bioessicazione, dai dati in nostro possesso rispetto le ulteriori due prove di bioessicazione si ottiene un valore di 3.28 m³/h 100kg_{RSU}. Il valore ottenuto di rimozione di acqua è pari al 60% del suo contenuto iniziale, valore molto prossimo ai dati presenti. Si ricorda come il rifiuto considerato rappresentativo della realtà calabrese sia proprio quello alimentato in biocella per il monitoraggio della bioessicazione di media durata.

In Tabella 2.8 vengono riportati i dati e i risultati della modellazione relativa alla bioessicazione lenta.

⁷La calibrazione del parametro ε descritto in figura si riferisce anch'essa ad un processo di bioessicazione della durata di 7 giorni.

Bioessicazione lenta			
		dati	modello GS
Durata	[<i>giorni</i>]	11	11
$T_{media\ rifiuto}$	[°C]	54	54
$T_{media\ aria\ viziata}$	[°C]	46	47
Portata aria	[m ³ /h 100kg _{RSU}]	1	1.41
Consumo d'aria	[m ³ /100 kg _{RSU}]	264	372
$UR_{aria\ viziata}$	[p_{H_2O}/p_{sat}]	1	1
Perdita di peso	[% _w]	33	33
Rimozione di acqua	[kg _{H₂O} /100kg _{RSU}]	32	29.6
Produzione percolato	[kg/100 kg _{RSU}]	0.66	0.66

Tabella 2.8: Ipotesi e risultati della modellazione della bioessicazione lenta.

Il coefficiente ε è stato posto pari a 0.7, leggermente variato rispetto la precedente simulazione per tener conto dell'effetto della durata della bioessicazione: è ragionevole ritenere che una maggiore frazione di organici volatili sia coinvolta nel processo di ossidazione biologica e il PCI dell'organico ancora presente nel rifiuto bioessicato sia inferiore rispetto al caso precedente. L'umidità relativa dell'aria viziata è stata imposta pari a 1 per tener conto del maggior tempo a disposizione dell'aria di trattamento per saturarsi. Gli effetti in termini di rimozione di acqua sono valutati non in funzione della riduzione percentuale di umidità, come nel caso precedente, ma in termini di kg di acqua persi dal rifiuto durante il processo. Essendo infatti il rifiuto introdotto in biocella nel biomonitoraggio lento reale diverso da quello utilizzato nel presente studio, esso probabilmente presenta un diverso contenuto iniziale di umidità. Infine si rammenta come la portata di aria specifica riportata in Tabella 2.8 sia stata anch'essa stimata dal gruppo di ricerca e non ottenuta da misurazione sperimentale.

In Tabella 2.9 si riportano invece i risultati della modellazione della bioessicazione veloce, della durata di appena 4 giorni.

Bioessicazione veloce			
		dati	modello GS
Durata	[<i>giorni</i>]	4	4
$T_{media\ rifiuto}$	[°C]	39	39
$T_{media\ aria\ viziata}$	[°C]	31	31
Portata aria	[m ³ /h 100kg _{RSU}]	5	10
Consumo d'aria	[m ³ /100 kg _{RSU}]	480	960
$UR_{aria\ viziata}$	[p_{H_2O}/p_{sat}]	0.9	0.9
Perdita di peso	[% _w]	26.1	26.1
Rimozione di acqua	[kg _{H₂O} /100kg _{RSU}]	21.1	22.4
Produzione percolato	[kg/100 kg _{RSU}]	0.52	0.52

Tabella 2.9: Ipotesi e risultati della modellazione della bioessicazione veloce.

Il coefficiente ε è stato posto pari a 0.9, anche stavolta per tener conto dell'effetto della durata della bioessicazione: è plausibile ritenere che una minor frazione di organici volatili sia coinvolto dal processo di ossidazione biologica e il PCI dell'organico ancora presente nel rifiuto bioessicato si avvicini maggiormente a quello dell'organico contenuto nel rifiuto di partenza. L'umidità relativa dell'aria viziata è stata imposta pari a 0.9 per tener conto del minor tempo a disposizione dell'aria di trattamento per saturarsi. Come nel precedente caso, gli effetti in termini di rimozione di acqua sono valutati funzione dei kg di acqua persi dal rifiuto durante il processo. Dai risultati si nota come la portata di aria stimata dal modello GS sia doppia rispetto i dati presenti. L'enorme scostamento è, ad opinione di chi scrive, attribuibile ad un problema del sistema di rilevazione nell'impianto sede del monitoraggio. In Figura 2.2.9 viene mostrato la portata ed il consumo di aria di processo calcolato per i tre processi di bioessicazione:

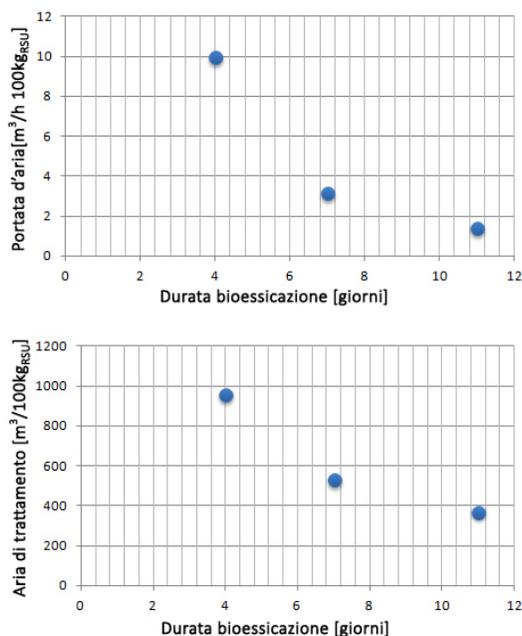


Figura 2.2.9: Portata d'aria e aria di trattamento stimata per le tre bioessicazioni, riferite al trattamento di 100 kg di rifiuto.

Nella seguente tabella si mostrano i valori utilizzati come input alla seconda parte di modellazione della bioessicazione.

Dati processi di bioessicazione				
		lenta	media	veloce
giorni	[11]	11	7	4
Perdita di peso	[% _w]	33	25.6	26.1
Rimozione di umidità	[% _{U,in}]	79	60	59.8
eps	[%]	0.7	0.8	0.9

Tabella 2.10: Dati in input al calcolo della composizione merceologica del bioessicato.

Le successive tabelle riportano le frazioni merceologiche del bioessicato ottenuto dalle tre simulazioni e la loro composizione in termini di umidità, ceneri e materia volatile.

Bioessicato: composizione merceologica				
		lenta	media	veloce
plastica	[%] _w	14.88	13.8	13.9
tessile	[%] _w	8.30	7.69	7.75
carta	[%] _w	17.34	16.4	16.52
legno	[%] _w	0.95	0.9	0.9
organico	[%] _w	9.01	10.20	10.07
metalli	[%] _w	2.82	2.55	2.56
alluminio	[%] _w	0.94	0.85	0.85
inerti	[%] _w	5.21	4.70	4.73
fine organico	[%] _w	22.14	25.08	24.75
fine inerte	[%] _w	18.41	17.82	17.96
umidità	[%] _w	11.74	20.13	20.37
ceneri	[%] _w	32.59	29.67	29.87
PCI	[MJ/kg]	10.68	9.77	10.03

Tabella 2.11: Composizione merceologica dei bioessicati ottenuti.

Classe merceologica	Umidità	Ceneri	MV	Totale
	$[\%]_w$	$[\%]_w$	$[\%]_w$	$[\%]_w$
plastica	3.31	7.25	89.44	100
tessile	3.31	5.13	91.57	100
carta	5.59	9.44	84.97	100
legno	5.59	1.42	92.99	100
organico	27.00	13.40	59.6	100
metalli	0.21	97.20	2.59	100
alluminio	0.21	97.20	2.59	100
inerti	0.21	97.20	2.59	100
fine organico	27.00	13.40	59.59	100
fine inerte	8.26	91.74	-	100

Tabella 2.12: Contenuto di ceneri, umidità e materia volatile del bioessicato ottenuto da bioessicazione *lenta*.

Classe merceologica	Umidità	Ceneri	MV	Totale
	$[\%]_w$	$[\%]_w$	$[\%]_w$	$[\%]_w$
plastica	6.11	7.04	86.84	100
tessile	6.11	4.98	88.91	100
carta	10.14	8.99	80.87	100
legno	10.14	1.35	88.51	100
organico	40.88	10.66	48.46	100
metalli	0.4	97.01	2.59	100
alluminio	0.4	97.01	2.59	100
inerti	0.4	97.01	2.59	100
fine organico	40.88	10.66	48.46	100
fine inerte	14.63	85.37	-	100

Tabella 2.13: Contenuto di ceneri, umidità e materia volatile del bioessicato ottenuto da bioessicazione *media*.

Classe merceologica	Umidità	Ceneri	MV	Totale
	$[\%]_w$	$[\%]_w$	$[\%]_w$	$[\%]_w$
plastica	6.14	7.04	86.82	100
tessile	6.14	4.98	88.88	100
carta	10.18	8.98	80.84	100
legno	10.18	1.35	88.47	100
organico	41.92	10.87	47.21	100
metalli	0.4	97.01	2.59	100
alluminio	0.4	97.01	2.59	100
inerti	0.4	97.01	2.59	100
fine organico	41.92	10.87	47.21	100
fine inerte	14.7	85.3	-	100

Tabella 2.14: Contenuto di ceneri, umidità e materia volatile del bioessicato ottenuto da bioessicazione *veloce*.

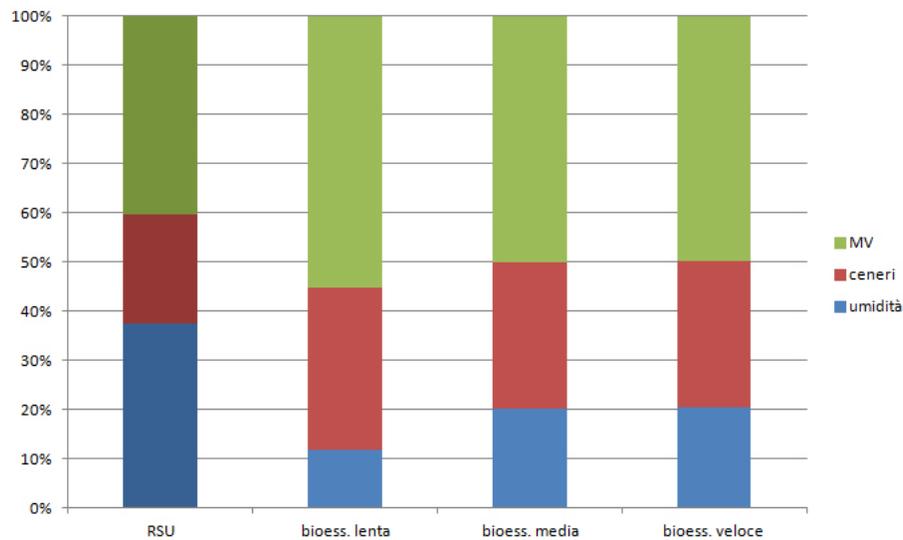


Figura 2.2.10: Composizione percentuale in termini di umidità, ceneri e MV dei bioessicati ottenuti.

Nelle figure 2.2.11 e 2.2.12 vengono rappresentate le rese massiche ed energetiche⁸ delle tre bioessicazioni, in termini di bioessicato prodotto e suo potere calorifico inferiore, prendendo come base i valori del RSU in ingresso. L'efficienza di bioessicazione η viene calcolata come il prodotto tra la resa massica e la resa energetica del processo. Ad esempio, considerando il PCI si ha:

⁸Per la definizione del potere calorifico superiore (PCS) del CDR è stato assunto un Δh di evaporazione dell'acqua pari a 2500 kJ/kg .

$$\eta_{PCI} = \frac{PCI_{bioess} m_{bioess}}{PCI_{RSU} m_{RSU}}$$

Caratteristiche del bioessicato					
		RSU	I	II	III
Durata	[giorni]		11	7	4
Massa	[kg]	100	67	74.4	73.88
PCI	[MJ/kg]	7.83	10.68	9.77	10.03
PCS	[MJ/kg]	8.76	10.97	10.27	10.54
η_{PCI}	[%]	-	91.2	92.7	94.5
η_{PCS}	[%]	-	83.9	87.2	88.9

Tabella 2.15: Caratteristiche dei bioessicati prodotti.

La bioessicazione *lenta* permette di raggiungere più alte prestazioni in termini energetici del bioessicato prodotto, dovuto alla maggior frazione di umidità asportata al cumulo di rifiuti. L'aumento di PCI è ottenuto naturalmente a fronte di una consistente riduzione massica la cui entità è tale da comportare il più basso rendimento di bioessicazione dei tre casi analizzati. La bioessicazione *media e veloce* presentano un rendimento massico praticamente identico: nella bioessicazione di media durata si ha però un maggior consumo di ossidi volatili, che comporta un PCI leggermente inferiore rispetto a quello del bioessicato ottenuto da processo veloce. Il rendimento sembra favorire il processo veloce, anche guardando alla maggior potenzialità di trattamento del rifiuto solido urbano grazie ai ridotti tempi di processo. Alcune considerazioni aggiuntive rendono però preferibile tra le due, la bioessicazione di media durata.

Innanzitutto, la minor durata del processo di bioessicazione viene compensata da una maggior portata di aria alimentata, con lo scopo di aumentare l'attività batterica e dunque le reazioni esotermiche necessarie all'essicazione del rifiuto. Nello specifico, la portata di aria necessaria per una bioessicazione veloce è tre volte superiore rispetto alla portata necessaria per una bioessicazione media, in termini di metri cubi all'ora. Questo comporta maggiori consumi energetici per la fase di bioessicazione. Assumendo rese complessive della ventilazioni indipendenti dalle portate fornite, il consumo energetico ideale è proporzionale al prodotto tra la prevalenza e la portata volumetrica fornita:

$$E \propto \dot{V} \Delta p$$

Essendo inoltre la prevalenza proporzionale al quadrato della portata volumetrica, i consumi energetici saranno proporzionali al cubo della portata volumetrica. Questo implica che un fattore 2 tra le portate d'aria, comporti un fattore 8 tra i consumi dei ventilatori.

Inoltre, il vantaggio iniziale di poter bioessicare una maggiore quantità di rifiuto, potrebbe essere vanificato dai necessari trattamenti di stabilizzazione degli

scarti derivanti dagli ulteriori processi meccanici. Come mostrato dai monitoraggi condotti in [20], la bioessicazione di più lunga durata per mette di ottenere un prodotto più stabile. I tempi dunque di successiva maturazione della FO potrebbero essere maggiori a causa della maggiore attività biologica della matrice organica di partenza, spostando dunque il collo di bottiglia dell'impianto a tale fase nel caso in cui essa sia la risorsa scarsa (insufficiente superficie disponibile per la maturazione della FO). Le seguenti immagini mostrano la resa massica (Figura 2.2.11) ed energetica (Figura 2.2.12) dei tre processi di bioessicazione.

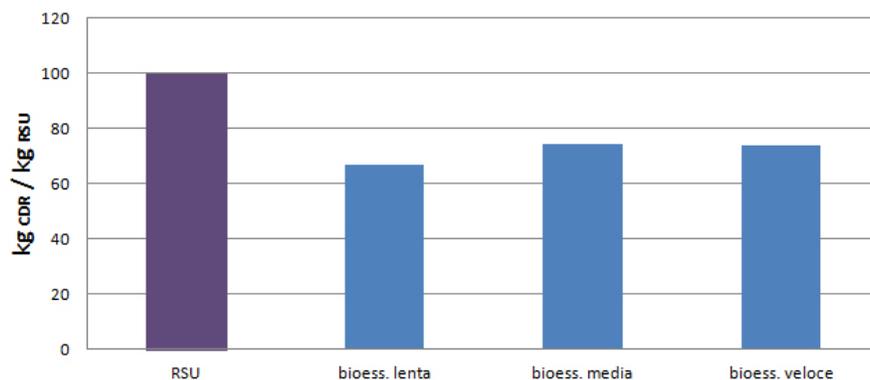


Figura 2.2.11: Resa massica dei tre processi di bioessicazione, valori riferiti a 100 kg di RSU in ingresso.

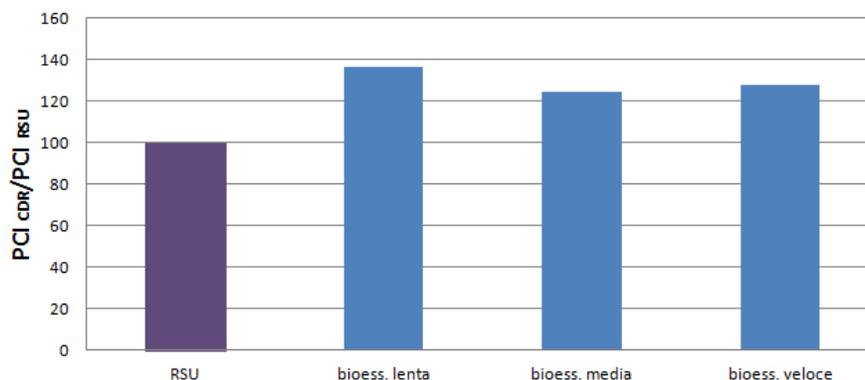


Figura 2.2.12: Resa energetica dei tre processi di bioessicazione, valori riferiti al PCI del RSU in ingresso.

2.3 Trattamento meccanico del bioessicato

Il bioessicato prelevato dalle biocelle, viene trattato da una filiera di processi meccanici che hanno lo scopo di rimuovere la frazione fine a più basso contenuto energetico, per aumentare il contenuto energetico specifico della frazione raffinata (CDR) inviata a recupero energetico. Lo schema di processo delle lavorazioni meccaniche è quello già descritto qualitativamente in Figura 2.1.3. Nella presente sezione vengono presentati i modelli predittivi delle prestazioni di tali processi, dopo averli descritti in maniera qualitativa. Tali modelli verranno poi applicati ai bioessicati ottenuti nella sezione precedente, al fine di determinare la qualità del CDR risultante.

2.3.1 Vagliatura

La vagliatura è un processo di separazione meccanica di tipo *code and switch*. Questa classe di processi tratta il materiale separandolo in base alle proprietà delle frazioni che lo costituiscono (siano esse geometriche, magnetiche, o altro). Nel caso del vaglio, la separazione avviene in base alle proprietà dimensionali.

Tale separazione è di tipo binario: il flusso in ingresso viene separato in due correnti in uscita, la frazione di sottovaglio e quella di sopravaglio, come descritto nella seguente figura:

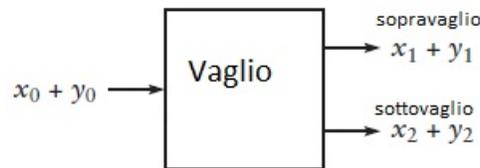


Figura 2.3.1: Vagliatura binaria. X e Y rappresentano le frazioni massiche del rifiuto che si vogliono separare.

La separazione dei due flussi non è totale. Il sopravaglio contiene infatti delle impurezze, dovute alla presenza di materiale di dimensione y nella corrente in cui si desiderava avere soltanto x . L'efficacia del processo di separazione può essere valutata in base al seguente parametro, proposto da Stessel [21] :

$$\varepsilon = \sqrt{\frac{x_1 y_2}{x_0 y_0}}$$

Dove x_1 è la frazione di x_0 nella prima corrente in uscita, mentre y_2 è la frazione di y_0 nella seconda corrente.

I vagli commerciali che operano la separazione dimensionale del rifiuto sono *vibranti* o *rotanti*; i secondi sono quelli analizzati e modellati nel presente lavoro, poiché quelli maggiormente adottati negli impianti MBT.

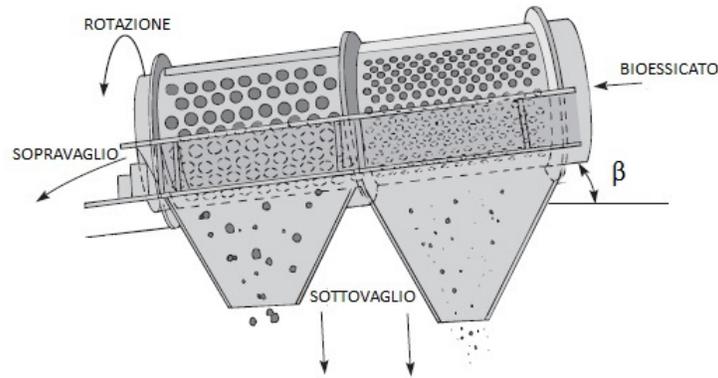


Figura 2.3.2: Vaglio rotante.

Il vaglio rotante, come mostrato in Figura 2.3.2, consiste in un cilindro inclinato posto in rotazione attorno al proprio asse. La superficie del cilindro presenta una maglia forata avente diametri dei fori costanti o variabili, attraverso i quali passa la frazione dimensionale che si vuole separare dalla corrente principale. L'avanzamento longitudinale del rifiuto viene assicurato dall'inclinazione del vaglio, mentre gli altri parametri caratteristici quali diametro, lunghezza e velocità di rotazione, influenzano la probabilità che una particella di diametro inferiore a quello dei fori del vaglio, riesca a finire nella frazione di sottovaglio. Per assicurare un buon grado di separazione è necessario una bioessicazione spinta, in quanto l'umidità del rifiuto aumenta la coesione tra le varie componenti del rifiuto [11].

Modellazione della vagliatura

Il modello proposto e descritto nel seguito è tratto dagli studi [22, 23], già applicati con buoni risultati in [24]. La principale ipotesi è quella di considerare ideali le particelle materiali appartenenti alle singole frazioni merceologiche. Esse sono descritte da sfere, che non risentono dell'interazione con le altre particelle e sono sottoposte unicamente all'azione della forza peso e della forza centrifuga.

La velocità angolare del vaglio impone il movimento delle particelle all'interno del vaglio: le tre diverse possibilità sono rappresentate in Figura 2.3.3.

- *Moto a cascata*: le velocità di rotazione sono basse. La netta prevalenza della forza peso fa sì che gli strati di materiale scorrano l'uno sopra l'altro, scivolando fino a tornare nuovamente in contatto con la superficie del vaglio.
- *Moto a catarrata*: all'aumentare della velocità di rotazione, la forza centrifuga diventa più significativa. Il materiale, dopo una prima fase di aderenza, viene lanciato dalla superficie del vaglio e dopo aver percorso

una traiettoria idealmente parabolica, impatta nuovamente sulla superficie del vaglio.

- *Moto centrifugo*: per velocità di rotazione superiore a quella critica, il rifiuto resta aderente alla superficie del vaglio durante tutta la rotazione.

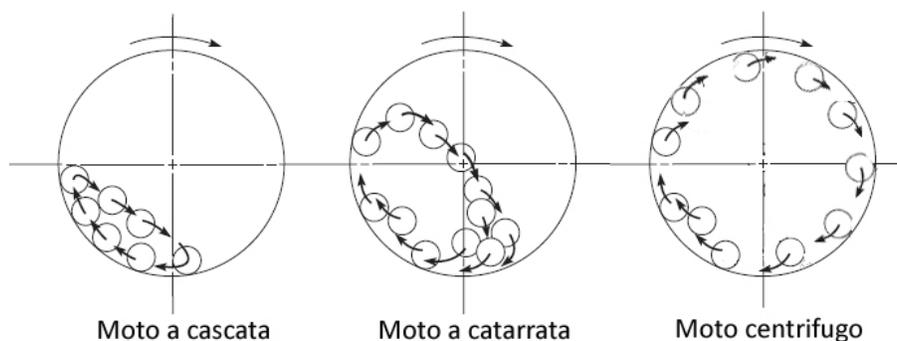


Figura 2.3.3: Moto delle particelle all'interno del vaglio.

Il moto a catarrata è quello che, per le caratteristiche sopra citate, assicura la maggiore efficienza di separazione.

Per lo studio del moto all'interno del vaglio, si consideri la particella p rappresentata in Figura 2.3.4, che ruota aderente alla superficie interna del vaglio. In condizioni ideali, le uniche forze agenti sulla particella saranno la forza peso e la forza centrifuga, impressa dalla velocità di rotazione del vaglio. Nel generico punto O , il bilancio di forze per la particella in esame sarà:

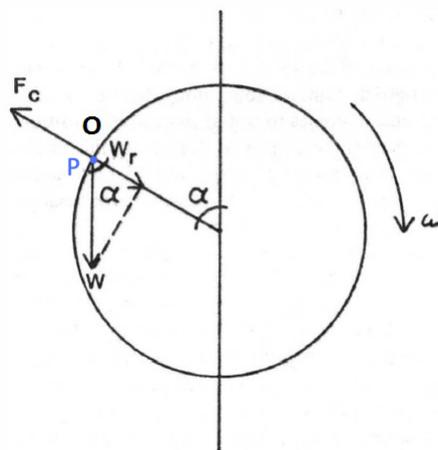


Figura 2.3.4: Forze agenti sulla particella p aderente al vaglio.

$$\vec{F}_c = \vec{W}$$

dove:

$$W = mg$$

$$F_c = m\omega^2 r$$

Nelle condizioni ideali considerate, le particelle non risentono nè dell'attrito con l'aria dovuto alla loro reale forma (non sferica) nè delle forze di contatto e di coesione con le altre particelle presenti. La particella rimarrà aderente alla superficie del vaglio finchè la componente radiale della forza peso sarà minore della forza centrifuga. Il punto di distacco è dunque contraddistinto dal seguente bilancio:

$$mg \cos \alpha = m\omega^2 r$$

Nel precedente bilancio di forze, si omette l'influenza che angolo di inclinazione del vaglio β avrebbe attraverso il suo coseno, in quanto la sua ampiezza è sempre dell'ordine di qualche grado.

In condizioni ideali dunque, il punto di distacco è indipendente dalla massa della particella considerata, ma è unicamente funzione dei parametri caratteristici del vaglio, il diametro e la velocità di rotazione. La componente radiale della forza peso assume valore massimo lungo la verticale, punto nel quale coincide in modulo e verso, alla forza peso. La velocità critica, che definisce il passaggio da un moto a catarrata ad uno centrifugo, è dunque pari a:

$$\omega_c = \sqrt{\frac{g}{r}}$$

Noti i parametri operativi del vaglio, raggio e velocità angolare, si definisce l'angolo di distacco della particella:

$$\alpha = \arccos\left(\frac{\omega^2 r}{g}\right)$$

Per lo studio della cinematica della particella, si consideri la Figura 2.3.5.

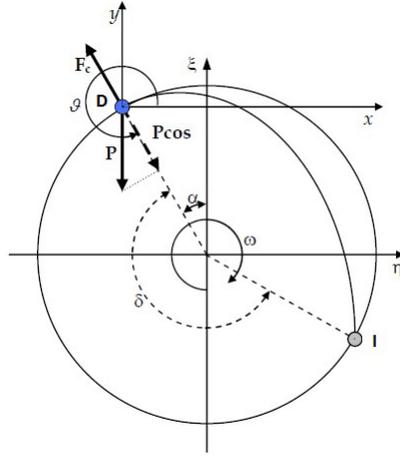


Figura 2.3.5: Cinematica della particella all'interno del vaglio.

Considerando il sistema di riferimento $x - y$ centrato nel punto di distacco D , il moto parabolico è governato dalle seguenti leggi:

$$\begin{cases} a_x(t) = 0 \\ v_x(t) = v_{x,D} \\ x(t) = v_{x,D}t \end{cases} \quad \begin{cases} a_y(t) = -g \\ v_y(t) = v_{y,D} - gt \\ y(t) = v_{y,D}t - g\frac{t^2}{2} \end{cases}$$

Dove $v_{x,D}$ e $v_{y,D}$ sono le velocità periferiche della particella nel punto nel punto D . L'equazione della traiettoria secondo il sistema di coordinate $x - y$ sarà:

$$y = x \tan \alpha - \frac{g}{2(\omega r \cos \alpha)^2} x^2$$

L'equazione della traiettoria è più fruibile se espressa rispetto il sistema di riferimento $\eta - \xi$, avente origine nel centro della sezione del vaglio. Le relazioni tra i due sistemi di riferimento sono date da:

$$\begin{cases} \eta = x - x_D \\ \xi = y - y_D \end{cases} \quad \begin{cases} x_D = r \cos \vartheta \\ y_D = r \sin \vartheta \end{cases}$$

Con ϑ angolo che determina l'inclinazione della congiungente le origini dei due sistemi di riferimento, misurata rispetto l'asse x in verso antiorario. Introducendo le precedenti relazioni, l'equazione della traiettoria sarà data da:

$$\xi = \frac{D}{2} \cos \alpha - \frac{g}{2(\cos \alpha \omega r)^2} \left(\eta + \frac{D}{2} \sin \alpha \right)^2 + \tan \alpha \left(\eta + \frac{D}{2} \sin \alpha \right)$$

Nota la traiettoria della particella, il punto di impatto I avrà coordinate date dalla soluzione del sistema formato dall'equazione precedente e l'equazione della circonferenza, scritta in riferimento al sistema $\eta - \xi$:

$$\begin{cases} \eta_I = 2D \sin \alpha \cos^2 \alpha - r \cos \vartheta \\ \xi_I = -2D \cos \alpha \sin^2 \alpha - r \sin \vartheta \end{cases}$$

Ma dalla definizione di ϑ :

$$\vartheta = 3/2\pi + \alpha$$

Sostituendo si ottiene:

$$\begin{cases} \eta_I = D \sin \alpha (2 \cos^2 \alpha - \frac{1}{2}) \\ \xi_I = D \cos \alpha (-2 \sin^2 \alpha + \frac{1}{2}) \end{cases}$$

Si nota come esista una velocità di rotazione ottimale del vaglio ω_{opt} per ogni diametro del vaglio, per la quale è massima la sezione del foro disponibile al passaggio della particella, al momento dell'impatto.

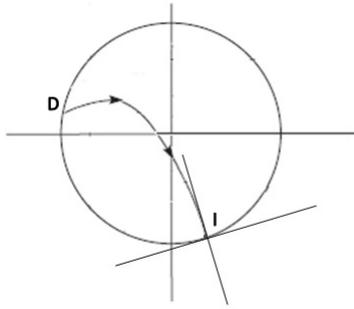


Figura 2.3.6: Traiettoria della particella a ω_{opt} .

Tale condizione operativa, mostrata in Figura 2.3.6 si verifica se la tangente alla traiettoria nel punto di impatto I

$$m_{traiettoria,I} = -3 \tan \alpha$$

è perpendicolare alla tangente alla circonferenza calcolata nello stesso punto di impatto

$$m_{circonferenza,I} = -\frac{\eta_I}{\xi_I} = -\frac{\sin \alpha (2 \cos^2 \alpha - 1/2)}{\cos \alpha (-2 \sin^2 \alpha + 1/2)}$$

La perpendicolarità è verificata se:

$$3 \tan \alpha \frac{\eta_I}{\xi_I} = -1$$

che rappresenta una equazione funzione unicamente di α :

$$8 \cos^4 \alpha - 12 \cos^2 \alpha + 3 = 0$$

La radice positiva della soluzione è l'unica con significato fisico, per cui:

$$\cos \alpha_{opt} = 0.563$$

Con α_{opt} angolo di distacco che assicura un impatto della particella in condizioni ideali, perpendicolare rispetto la superficie del vaglio. A tale angolo corrisponde una velocità di rotazione ottimale a diametro del vaglio fissato:

$$\omega_{opt} = \sqrt{\frac{2g \cos \alpha_{opt}}{D}}$$

L'avanzamento longitudinale della particella è imposto dall'inclinazione β del vaglio, come descritto dalla Figura 2.3.7:

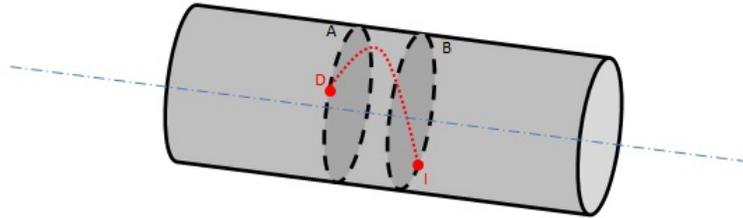


Figura 2.3.7: Avanzamento della particella imposto dall'inclinazione del vaglio.

La particella si distacca dalla superficie del vaglio nel punto D, appartenente alla sezione A. Dopo aver percorso una traiettoria parabolica, essa impatta nuovamente sulla superficie interna del vaglio nel punto I, appartenente alla sezione B. Per ogni ciclo al quale è sottoposto la particella (aderenza iniziale alla superficie del vaglio, traiettoria parabolica e impatto) si assiste ad un avanzamento l in direzione parallela alla direttrice del vaglio pari a:

$$l = y_D \tan \beta + \frac{z_I}{\cos \beta}$$

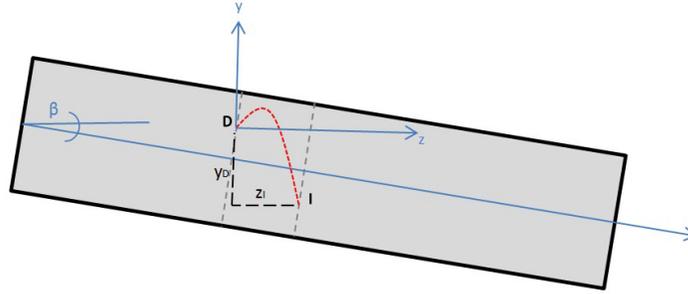


Figura 2.3.8: Avanzamento longitudinale l della particella .

Le coordinate y_D e z_I sono calcolabili esprimendo la traiettoria percorsa dalla particella secondo il sistema di riferimento $y - z$ centrato nel punto di distacco D, come descritto in Figura 2.3.8. Attraverso semplici relazioni cinematiche e notando che le componenti della velocità nel punto di distacco sono collegate alla velocità periferica della particella secondo:

$$\begin{cases} v_{z,D} = \omega r \sin \alpha \sin \beta \\ v_{y,D} = \omega r \sin \alpha \cos \beta \end{cases}$$

si ottiene la seguente espressione:

$$l = 4D \cos \alpha \sin^2 \alpha \tan \beta$$

Assegnata una determinata lunghezza del vaglio, il numero totale di cicli (o numero di impatti) al quale viene sottoposta una particella sarà:

$$Nc = \frac{L}{l} = \frac{L}{4D \cos \alpha \sin^2 \alpha \tan \beta}$$

Dove L è la lunghezza totale del vaglio. Il numero di impatti reali sarà inferiore o uguale a tale valore, ciò dovuto al fatto che la particella potrebbe passare attraverso la maglia della superficie del foro, a seconda delle sue dimensioni e del diametro dei fori del vaglio.

Si nota come il numero di impatti sia funzione delle caratteristiche geometriche e dei parametri operativi del vaglio, nello specifico del diametro, della lunghezza, dell'inclinazione del vaglio e della sua velocità angolare, che determina l'angolo α di distacco della particella. Ipotizzando però di lavorare a velocità di rotazione ottimale, l'angolo di distacco sarà sempre lo stesso e dunque il numero di impatti dipenderà unicamente dalle caratteristiche geometriche del vaglio e dall'inclinazione β .

$$\begin{cases} se \omega = \omega_{opt} & Nc = f(D, L, \beta) \\ se \omega \neq \omega_{opt} & Nc = f(D, L, \beta, \omega) \end{cases}$$

Si ricorda come la presente trattazione si riferisca a condizioni ideali di moto e geometria del materiale, considerato composto da particelle sferiche sottoposte unicamente all'azione della forza peso e della forza centrifuga.

Per la determinazione delle quantità di sottovaglio e sopravaglio prodotte, il modello analizzato richiede considerazioni di carattere probabilistico.

La probabilità P che una particella passi attraverso un foro del vaglio è data dal rapporto tra l'area della superficie disponibile al passaggio e l'area totale di impatto della particella. Ovviamente tale probabilità sarà maggiore al diminuire della dimensione della particella, nel nostro specifico caso, del diametro delle particelle.

$$P = \frac{\pi(D_f - D_p)^2/4}{i^2}$$

Dove D_p è il diametro della particella, D_f è il diametro del foro e i è l'interasse tra i fori del vaglio. Tali grandezze sono mostrate in Figura 2.3.9:

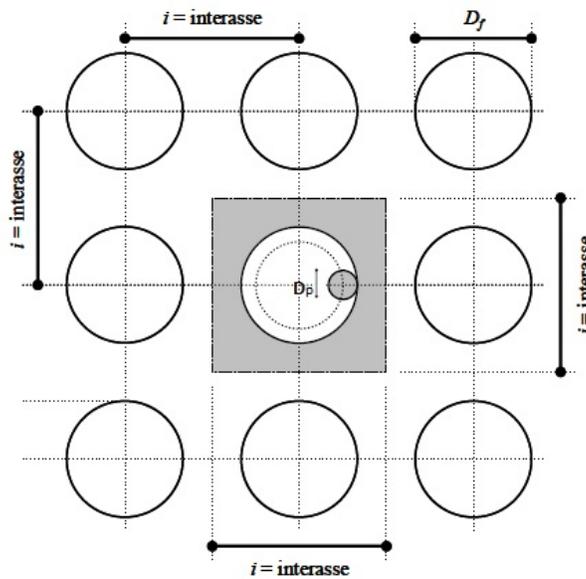


Figura 2.3.9: Probabilità di passaggio della particella attraverso i fori del vaglio.

Riformulando la precedente scrittura, si ottiene:

$$P = \left(1 - \frac{D_p}{D_f}\right)^2 f_a$$

Dove f_a è la frazione di area utile al passaggio della particella, definita come il rapporto tra la superficie del foro e l'area all'interno del quale esso è definito, funzione dell'interasse i . In Figura 2.3.10 vengono mostrate alcune delle possibili tipologie di maglie forate presenti in commercio:

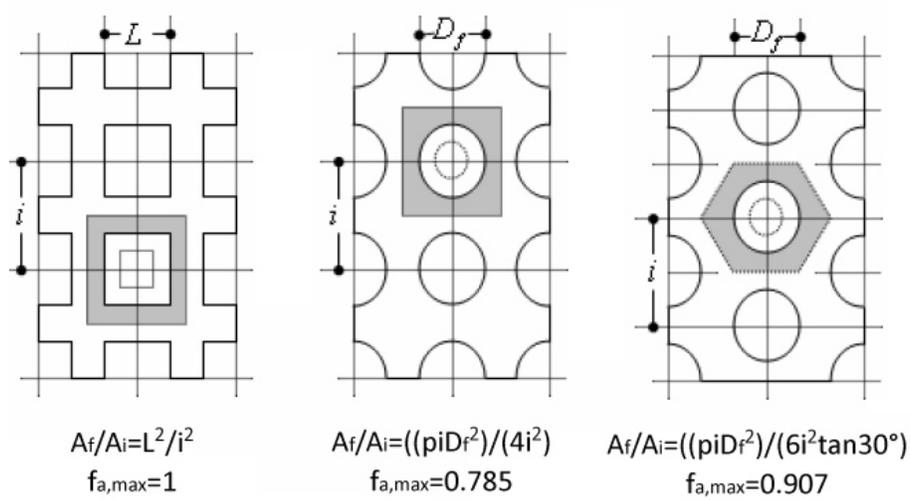


Figura 2.3.10: Possibili disposizioni dei fori in alcune tipologie di maglie forate.

La probabilità così definita sottostima la possibilità di passaggio di una particella attraverso un foro, in quanto non tiene conto del caso in cui una particella passi attraverso il foro dopo aver rimbalzato lungo il suo bordo. Per considerare tale aspetto, Stessel in [23] propone la seguente definizione di probabilità di passaggio, valida nel caso di incidenza normale della particella:

$$P = \frac{(D_f - D_p \cos \lambda_0)^2}{D_f^2} f_a$$

con λ_0 definito come:

$$\cos \lambda_0 = \frac{D_p/D_f}{(8 - 4 D_p/D_f)} + \left\{ \left[\frac{D_p/D_f}{(8 - 4 D_p/D_f)} \right]^2 + 0.5 \right\}^{0.5}$$

L'area disponibile al passaggio della particella non coincide sempre con la superficie del foro stesso, ma è funzione anche dell'angolo di incidenza ϕ , compreso tra la superficie del vaglio e la tangente alla traiettoria nel punto di impatto, come evidenziato in Figura 2.3.11:

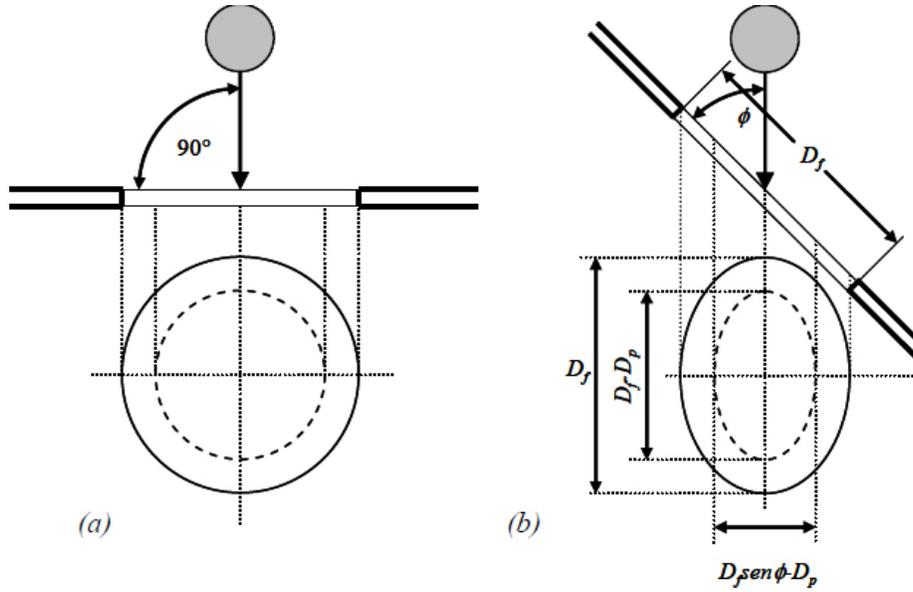


Figura 2.3.11: Angolo di incidenza della particella: (a) impatto perpendicolare; (b) impatto con angolo di incidenza acuto.

L'impatto perpendicolare è assicurato se il vaglio ruota alla velocità angolare ottima ω_{opt} . In questo caso, la sezione disponibile al passaggio è massima. Se si lavora a velocità di rotazione differenti da quelle di ottimo, varieranno il diametro del foro e l'interasse visti dalla sfera. L'angolo δ compreso tra la tangente la traiettoria nel punto di impatto e il raggio della circonferenza è dato da:

$$\delta = \left| \arctan\left(\frac{\cos \alpha(2 \cos^2 \alpha - 3/2)}{\sin \alpha(2 \cos^2 \alpha - 1/2)}\right) - \arctan(-3 \tan \alpha) \right|$$

L'angolo di incidenza ϕ è il complementare dell'angolo δ appena calcolato

$$\phi = 90^\circ - \delta$$

Nel caso più generale dunque, la probabilità di passaggio della particella attraverso la sezione del foro è data da:

$$P = \frac{(D_f - D_p \cos \lambda_0)(D_f \sin \phi - D_p \cos \lambda_0)}{D_f^2 \sin \phi} f_a$$

Definiamo $(1 - P)$ la probabilità che ha una particella di non passare attraverso il foro. Le considerazioni effettuate per un unico ciclo, si estendono facilmente alla lunghezza totale del vaglio: la probabilità che una particella di far parte del flusso di sopravaglio dopo N_c cicli, sarà pari a

$$P_{out,sopr} = (1 - P)^{Nc}$$

La probabilità complementare è quella di passare attraverso la maglia del vaglio:

$$P_{out,sott} = 1 - [(1 - P)^{Nc}]$$

L'implementazione del modello richiede la conoscenza, in termini dimensionali, dei flussi delle frazioni merceologiche in ingresso al vaglio, come schematizzato in Tabella 2.16:

Rifiuto in ingresso al vaglio				
frazione merceologica	classe dimensionale			
	i	j	k	totale
frazione A	$f_0(A, i)$	$f_0(A, j)$	$f_0(A, k)$	$f_0(A)$
frazione B	$f_0(B, i)$	$f_0(B, j)$	$f_0(B, k)$	$f_0(B)$
frazione C	$f_0(C, i)$	$f_0(C, j)$	$f_0(C, k)$	$f_0(C)$
totale	$f_0(i)$	$f_0(j)$	$f_0(k)$	

Tabella 2.16: Dai in ingresso al modello di vagliatura: caratterizzazione dimensionale e merceologica del bioessicato.

La classe dimensionale, descritta da una dimensione x , è rappresentativa di un intervallo continuo di cui il valore x rappresenta la media.

Alla luce di questi dati, la componente di sopravaglio della classe merceologica A avente dimensione caratteristica i sarà data da:

$$f_{sopr}(A, i) = (1 - P)^{Nc} f_0(A, i)$$

Consequentemente, la frazione di sottovaglio corrispondente sarà:

$$f_{sott}(A, i) = [1 - (1 - P)^{Nc}] f_0(A, i)$$

Il sopravaglio ottenuto è "l'effetto utile" del processo: esso verrà ulteriormente trattato dai successivi processi meccanici al fine di ottenere il CDR. Il sottovaglio ottenuto da vagliatura primaria, costituisce la FO da sottoporre ad ulteriore stabilizzazione biologica prima di poter essere conferito e smaltito in discarica.

Il modello qui sviluppato è valido per moto a catarrata delle particelle. Affinchè si sviluppi tale tipo di moto, è necessario assicurare il giusto grado di riempimento del vaglio. La frazione del vaglio occupata dal rifiuto è definita come:

$$F = \frac{S}{V}$$

dove V è il volume totale racchiuso dal vaglio, mentre S è il volume occupato dal rifiuto, comprensivo dell'aria presente tra le varie particelle.

La Figura 2.3.12 descrive l'effetto del fattore di occupazione F sulle caratteristiche del moto delle particelle, al variare della velocità angolare:

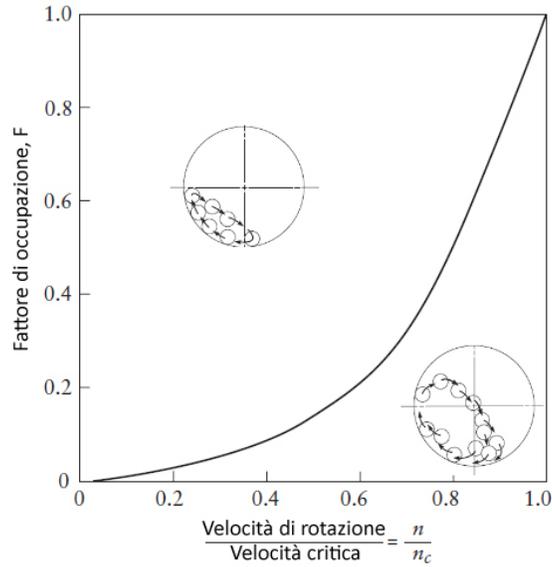


Figura 2.3.12: Caratteristica del moto delle particelle al variare del fattore di occupazione del vaglio. Fonte [21].

Ai limiti, se il vaglio è completamente pieno le particelle non possono cadere soggette alla forza peso ed è possibile solo il moto a cascata. Se nel vaglio invece è presente solo una particella, il moto a catarrata avviene a qualsiasi valore della velocità angolare, non essendoci possibilità di scorrimento tra gli strati di particelle. Ipotizzando di lavorare a velocità di rotazione ottimale e note le caratteristiche geometriche del vaglio, risulta dunque fissata la portata massima trattabile dal vaglio:

$$Q_m = \rho F \frac{\pi D^2}{4} N l$$

Dove ρ è la densità del rifiuto bioessicato, N è la velocità angolare del vaglio espressa in giri/secondo e l l'avanzamento ciclico longitudinale delle particelle.

Nel caso in cui il vaglio sia fatto ruotare alla sua velocità ottimale, pari al 75% della velocità critica, il fattore di occupazione può assumere al massimo valore 0.25. Sostituendo inoltre il valore di l precedentemente trovato, si ottiene:

$$Q_m = \rho F \pi D^3 N \cos \alpha \sin^2 \alpha \tan \beta$$

In Tabella 2.17 viene descritta la portata massima trattabile da un vaglio in funzione del diametro D e dell'inclinazione β nell'ipotesi che il rifiuto bioessicato

alimentato al vaglio abbia una densità di 350 kg/m^3 e che il vaglio ruoti alla sua velocità ottimale, per cui vale quindi la seguente espressione:

$$Q_m = \frac{1}{2} \rho F D^{2.5} \sqrt{2g \cos \alpha_{opt}} \sin^2 \alpha_{opt} \tan \beta$$

Portata massica del vaglio con $F=0.25$ [kg/s]				
Diametro D	Angolo di inclinazione β			
	2°	3°	4°	5°
1 m	1.67	2.51	3.35	4.19
2 m	9.47	14.21	18.96	23.72
3 m	26.09	39.15	52.24	65.36
4 m	53.56	80.38	107.24	134.18
5 m	93.56	140.41	187.35	234.4
6 m	147.58	221.49	292.53	369.75
Portata massica del vaglio con $F=0.20$ [kg/s]				
Diametro D	Angolo di inclinazione β			
	2°	3°	4°	5°
1 m	1.34	2	2.68	3.35
2 m	7.57	11.37	15.17	18.97
3 m	20.87	31.32	41.79	52.29
4 m	42.84	64.30	85.8	107.34
5 m	74.85	112.33	149.88	187.52
6 m	110.07	177.19	236.42	295.8

Tabella 2.17: Portata massica smaltibile da un vaglio avente velocità ottima di rotazione.

2.3.2 Separazione metallica

La frazione di sopravaglio ottenuta in seguito a vagliatura del bioessicato, viene movimentata in un separatore orizzontale a nastro. La presenza di materiale magnetico permette di separare i metalli ferrosi contenuti nel flusso e trasportarli in apposita zona di raccolta. Il magnete attrattore può essere permanente o un elettromagnete. In Figura 2.3.13 vengono rappresentate alcune possibilità impiantistiche:

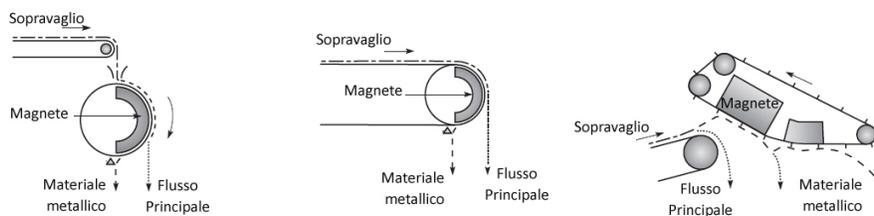


Figura 2.3.13: Strumenti di separazione magnetica nella filiera produttiva del CDR .

L'efficacia di separazione dipende da diversi parametri operativi, quali la distanza del magnete dal nastro trasportatore del sopravaglio, la velocità e lo spessore del nastro trasportatore. Anche le caratteristiche del rifiuto trattato influenzano le prestazioni del trattamento: da un rifiuto molto umido e ricco di frazione fine si ottiene tipicamente una minore purezza del materiale metallico separato⁹. Far precedere la separazione magnetica dalla bioessiccazione e da una vagliatura spinta, permette di raggiungere valori di efficienza maggiori, riducendo la contaminazione dei metalli recuperati.

I magneti presenti nei precedenti dispositivi non riescono però a codificare e separare dalla corrente principale i metalli non ferrosi come l'alluminio. Per superare a questa esigenza di separazione, si sfrutta la capacità di questi materiali di generare corrente se posti all'interno di un campo magnetico variabile. Per la legge di Faraday infatti, le correnti indotte nel metallo generano un campo magnetico opposto al precedente e la conseguente forza repulsiva respinge il conduttore fuori dal campo magnetico rotante. A pari intensità di correnti indotte, la separazione è tanto più semplice quanto più è alta la conducibilità elettrica del materiale e quanto più è ridotto il suo peso specifico. In Figura 2.3.14 viene rappresentato un classico schema impiantistico del separatore a correnti indotte:

⁹Dato un separatore binario con lo scopo di ottenere nel primo flusso di uscita essenzialmente la specie x mentre nel secondo flusso essenzialmente la specie y, nel primo flusso la specie y risulterà essere impurezza di x e viceversa nel secondo flusso [21].

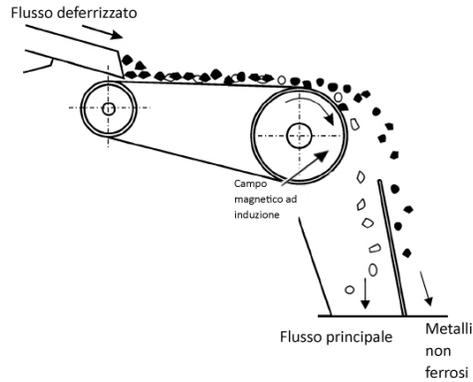


Figura 2.3.14: Sistema di separazione dei metalli non ferrosi .

I due processi di separazione sono intermezzati da un processo di triturazione, che migliora non solo l'efficienza della rimozione a correnti indotte, ma facilita la trattazione del flusso principale nel vaglio secondario.

Modellazione della separazione metallica

La separazione binaria effettuata dai separatori metallici viene descritta attraverso il metodo matriciale *recovery factor transform function* (RFTF), sviluppato da Diaz et Al. in [25].

Il flusso in ingresso al generico separatore viene descritto attraverso il vettore b , i cui elementi sono le frazioni massiche delle classi merceologiche che compongono il flusso. La matrice RFTF è diagonale, e gli elementi definiscono le frazioni di ogni classe merceologica che in seguito al processo di separazione rimane nel flusso principale. Detta A tale matrice, gli elementi della matrice complementare A' determinano la frazione di classe merceologica separata dal flusso principale. I vettori x e y sono i flussi primari e secondari in uscita al processo di separazione e i loro elementi sono le frazioni massiche delle rispettive classi merceologiche. Tali vettori, sono definiti come:

$$\begin{cases} x &= A b \\ y &= A' b = (A - I) b \end{cases}$$

I valori della diagonale della matrice A utilizzati nel presente studio sono stati tratti da [26] e riportati in Tabella 2.18. Il flusso primario sarà soggetto ad altri processi meccanici al fine di ottenere il CDR. Il flusso secondario invece verrà mandato a recupero di materia.

classe	Separatore magnetico	Separatore amagnetico
merceologica	a_{ii}	a_{ii}
plastica	0.98	0.98
tessile	0.98	0.98
carta	0.98	0.98
legno	0.98	0.98
organico	0.95	0.98
metalli	0.2	0.2
alluminio	1	0.1
inerti	1	1
fine organico	0.95	0.98
fine inerte	1	0.95

Tabella 2.18: Componenti della matrice RFTF per la separazione magnetica e amagnetica.

2.3.3 Triturazione

Tale processo si interpone tra la separazione magnetica e quella a correnti indotte e ha lo scopo di apportare una riduzione dimensionale al flusso in ingresso. Un processo di triturazione viene già applicato al RSU in ingresso all'impianto MBT, prima di sottoporlo a bioessiccazione: una lacerasacchi infatti tratta il rifiuto al fine di omogeneizzarlo dimensionalmente e estrarlo dai sacchi in cui esso è contenuto. La filosofia operativa e costruttiva dei trituratori degli impianti MBT è mutuata da altri settori produttivi, principalmente l'industria mineraria, nella quale il processo triturativo ha un ruolo primario e fondamentale. Data però le caratteristiche di eterogeneità del rifiuto, sia in termini dimensionali che in termini sostanziali, l'applicazione di processi di riduzione dimensionale del flusso appare difficilmente modellabile. Il rifiuto infatti è composto sia da materiali fragili come il vetro, la cui frantumazione può avvenire semplicemente con trituratori a impatto, sia da materiali malleabili come l'alluminio, la cui riduzione dimensionale richiede l'azione di veri e propri coltelli, per imprimere le richieste forze di taglio [21].

Uno dei macchinari più usati è il trituratore a martelli, una cui rappresentazione è in Figura 2.3.15 :

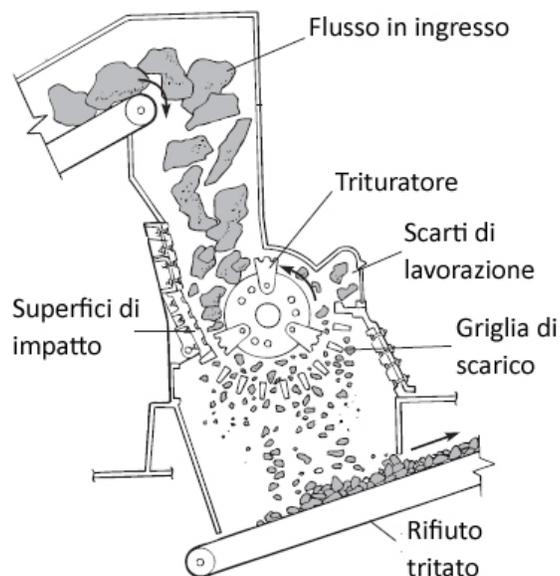


Figura 2.3.15: Trituratore a martelli ad asse orizzontale.

Il flusso in ingresso viene alimentato dall'alto e cade in una camera in cui una serie di martelli sono calettati su un albero ad asse orizzontale. La maglia della griglia di scarico determina la dimensione massima che il rifiuto tritato può avere, mentre una apertura laterale assicura la fuoriuscita del materiale di scarto. Una variante impiantistica consiste nel calettare i martelli su di un albero rotante ad asse verticale: la mancanza di una griglia di scarico non impone la massima pezzatura del rifiuto, e richiede un controllo accurato dei parametri di processo per garantire l' omogeneizzazione dimensionale del rifiuto richiesta. I suoi bassi consumi energetici, rendono il trituratore a martelli molto impiegato nell'industria di processo dei rifiuti urbani.

Sostituendo i martelli presenti nell'impianto ad asse orizzontale con delle lame di acciaio, si ottiene il trituratore a coltelli, cui un esempio è rappresentato in Figura 2.3.16. La velocità di rotazione dell'albero è nettamente inferiore rispetto il trituratore a martelli (20-60 rpm contro velocità angolari dell'ordine dei 1000 rpm), ma la presenza delle lame assicura una buona efficienza di triturazione.

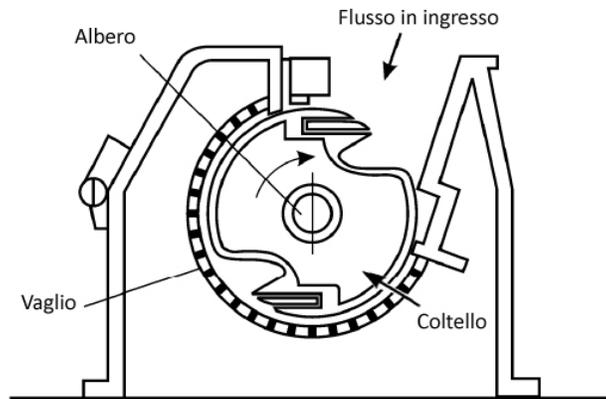


Figura 2.3.16: Trituratore a coltelli ad asse orizzontale.

Un'alternativa al tritatore a martelli è il tritatore ad impatto, rappresentato in Figura 2.3.17 in cui la riduzione dimensionale del flusso viene ottenuta non solo attraverso l'uso di martelli, ma sfruttando la presenza di diverse superfici di impatto, il cui numero e la cui spaziatura determinano la pezzatura del flusso in uscita.

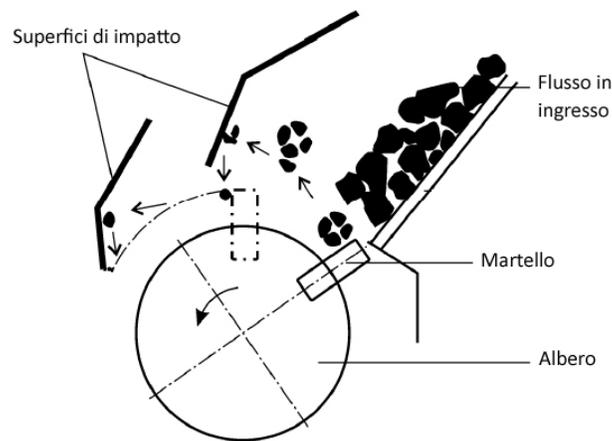


Figura 2.3.17: Trituratore ad impatto ad asse orizzontale.

Il processo di triturazione non è influenzato unicamente dalle proprietà meccaniche e dalle caratteristiche dimensionali del materiale processato. Recenti studi [27] i cui risultati sono mostrati in Figura 2.3.18, hanno dimostrato come il tenore di umidità presente nel rifiuto in ingresso, influenzi le prestazioni della triturazione, sia in termini di finezza del flusso in uscita, che in termini di energia specifica assorbita dal processo.

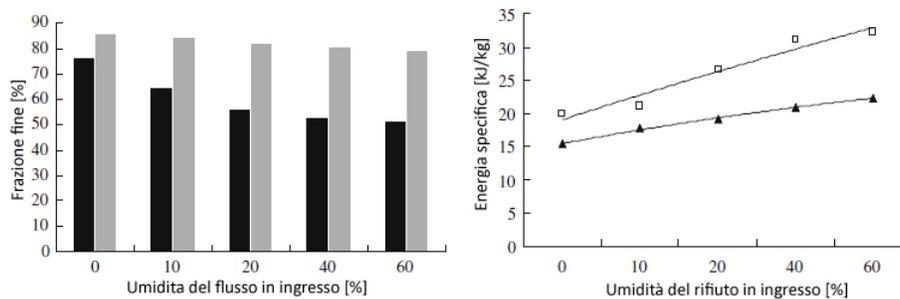


Figura 2.3.18: Influenza dell'umidità del rifiuto sull'efficienza di triturazione. I dati si riferiscono a due diverse pressioni idrauliche del pistone che compatta il flusso nella camera di triturazione. Fonte [27].

Modellazione della triturazione

Il processo di triturazione viene simulato attraverso la *breakage theory*, inizialmente sviluppata per lo studio del comportamento del carbone, poi applicata ai rifiuti urbani da Vesilind in [28].

In accordo a questa teoria, una frazione costante Π di ogni classe dimensionale del rifiuto viene tritata, mentre la restante frazione non viene coinvolta nel processo. Ogni classe dimensionale del flusso in uscita, sarà così composto da particelle della stessa dimensione non sottoposte al processo di triturazione e particelle tritate che in ingresso avevano una dimensione maggiore. La seconda assunzione del modello è quella di poter descrivere la distribuzione dimensionale del prodotto della triturazione attraverso una funzione continua.

Le distribuzioni dimensionali sono espresse in termini massici e mostrano l'andamento dimensionale cumulato del flusso in uscita. Tra le varie equazioni proposte per descrivere la distribuzione dimensionale delle particelle, si ricordano la Broadbent-Callcott, secondo cui:

$$B_{xy} = \frac{[1 - \exp(-x/y)]}{[1 - \exp(-1)]}$$

e la Gaudin-Meloy, per la quale:

$$B_{xy} = [1 - (1 - x/y)^r]$$

dove B_{xy} è la frazione cumulata nel flusso in uscita di prodotti aventi dimensione inferiore o uguale a x che risultano dalla triturazione di particelle aventi dimensione pari a y ; x è la classe dimensionale considerata del flusso in uscita e y è la classe dimensionale considerata del flusso in ingresso. La Gaudin-Meloy è usualmente impiegata per descrivere le triturazioni primarie, in cui il materiale trattato incorre tipicamente una sola volta in rottura.

Indipendentemente dall'equazione utilizzata, la frazione

$$B_{5,10} = 62\%$$

indica che il 62% delle particelle la cui dimensione originaria era 10, in seguito al processo di triturazione assume una dimensione inferiore o uguale a 5. Una ulteriore indicazione del processo di riduzione dimensionale è data dalla quantità b_{ij} , che definisce la quantità di materiale che, avente in ingresso una dimensione pari a j , in seguito al processo di triturazione assume dimensione i .

Quindi ad esempio, la frazione di particelle che, avendo inizialmente una dimensione pari a i , in seguito al processo di triturazione ha una dimensione compresa tra i e j (con $j < i$) è pari a:

$$b_{ii} = B_{ii} - B_{ji}$$

Il calcolo di queste quantità si reitera per tutte le dimensioni del flusso in ingresso e del flusso in uscita. Infine, il vettore p , rappresenta le varie frazioni dimensionali del flusso prodotto dal processo di triturazione. Per la generica dimensione n , si ha:

$$p_n = \Pi b_{n1}f_1 + \Pi b_{n2}f_2 + \dots + \Pi b_{nn}f_n$$

Dove Π indica la frazione del flusso in ingresso che partecipa al processo di triturazione, f_i è la frazione del rifiuto in ingresso avente dimensione pari a i e b_{ni} rappresenta la frazione del flusso in ingresso di dimensione i che in seguito alla triturazione assume dimensione n . Per tenere conto anche della frazione del flusso che non viene coinvolto dal processo di triturazione, la precedente equazione va così modificata:

$$p_n = \Pi b_{n1}f_1 + \Pi b_{n2}f_2 + \dots + \Pi b_{nn}f_n + (1 - \Pi) f_n$$

dove l'ultimo termine rappresenta la frazione del flusso in ingresso di dimensione n che non è sottoposto a triturazione e dunque è presente nei prodotti dimensionalmente invariata.

In forma matriciale, l'intero processo di triturazione può essere descritto da:

$$p = \Pi b f + (1 - \Pi) f$$

In forma estesa:

$$\begin{bmatrix} p_a \\ p_b \\ p_c \\ \cdot \\ \cdot \\ p_z \end{bmatrix} = \Pi \begin{bmatrix} b_{aa} & b_{ab} & b_{ac} & \cdot & \cdot & b_{az} \\ 0 & b_{bb} & b_{bc} & \cdot & \cdot & b_{bz} \\ 0 & 0 & b_{cc} & \cdot & \cdot & b_{cz} \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ 0 & 0 & 0 & \cdot & \cdot & b_{zz} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} f_a \\ f_b \\ f_c \\ \cdot \\ \cdot \\ f_z \end{bmatrix} + (1 - \Pi) \begin{bmatrix} f_a \\ f_b \\ f_c \\ \cdot \\ \cdot \\ f_z \end{bmatrix}$$

Il modello ipotizza che la funzione Π sia costante, indipendente dalle caratteristiche del materiale e funzione unicamente dello specifico processo di triturazione. Per tenere conto della diversa risposta del materiale in accordo alle sue caratteristiche dimensionali, si può applicare una variante del modello, sostituendo lo scalare Π con una matrice diagonale S , le cui componenti s_i descrivono

la frazione del flusso in ingresso avente dimensione i che viene interessata dal processo di triturazione. In forma matriciale:

$$\begin{bmatrix} p_a \\ p_b \\ p_c \\ \cdot \\ \cdot \\ p_z \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} b_{aa} & b_{ab} & b_{ac} & \cdot & \cdot & b_{az} \\ 0 & b_{bb} & b_{bc} & \cdot & \cdot & b_{bz} \\ 0 & 0 & b_{cc} & \cdot & \cdot & b_{cz} \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ 0 & 0 & 0 & \cdot & \cdot & b_{zz} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} s_a & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & s_b & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & s_c & 0 & 0 & 0 \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ 0 & 0 & 0 & \cdot & \cdot & s_z \end{bmatrix} \begin{bmatrix} f_a \\ f_b \\ f_c \\ \cdot \\ \cdot \\ f_z \end{bmatrix} +$$

$$+ \left\{ \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ 0 & 0 & 0 & \cdot & \cdot & 1 \end{bmatrix} - \begin{bmatrix} s_a & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & s_b & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & s_c & 0 & 0 & 0 \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ 0 & 0 & 0 & \cdot & \cdot & s_z \end{bmatrix} \right\} \begin{bmatrix} f_a \\ f_b \\ f_c \\ \cdot \\ \cdot \\ f_z \end{bmatrix}$$

Studi sulle caratteristiche dimensionali del rifiuto triturato sono stati condotti da Obeng e Trezek in [29], che hanno applicato diversi modelli previsionali ad un flusso in ingresso composto per il 25% da materiale fragile e per il 75% da materiale duttile. In seguito alla caratterizzazione dimensionale del flusso in ingresso e in uscita, si è osservato come la II *breakage theory* sia quella che riesce a riprodurre più fedelmente la riduzione dimensionale operata dal processo tritrativo. In figura vengono riportati i risultati di tale simulazione.

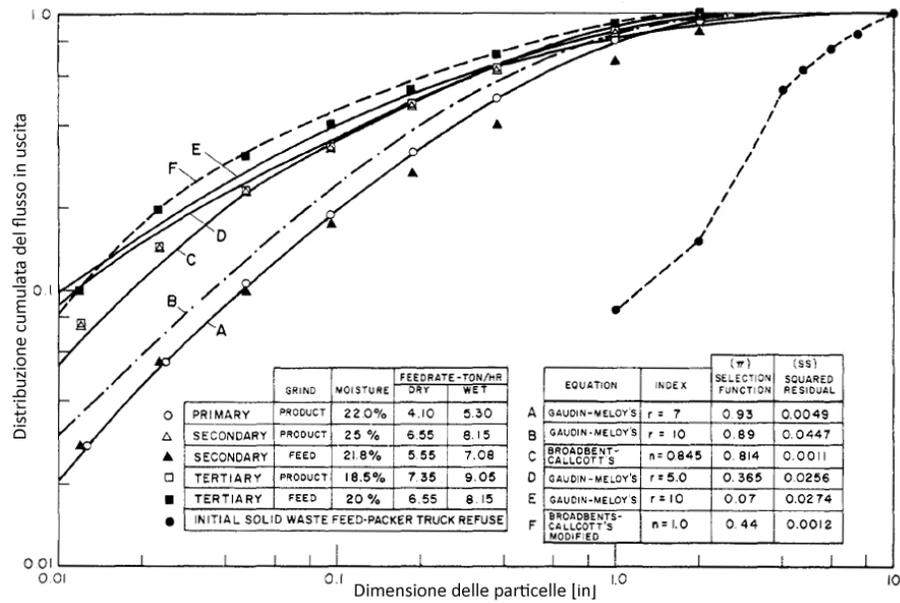


Figura 2.3.19: Distribuzione dimensionale del rifiuto tritato: andamento sperimentale e risultati dell'applicazione della II *breakage theory*. Fonte [29].

Ai fini della modellazione nel presente studio, si assumono i valori ottenuti per descrivere una triturazione primaria attraverso una distribuzione dimensionale alla Gaudin-Meloy:

$$B_{xy} = 1 - (1 - x/y)^r$$

Per cui:

$$\begin{cases} r &= 7 \\ \Pi &= 0.93 \end{cases}$$

2.3.4 Vagliatura secondaria

Il flusso primario ottenuto in seguito a separazione tramite correnti indotte, viene sottoposto ad una vagliatura secondaria, avente parametri meno spinti rispetto quella primaria già analizzata. Il modello utilizzato è quello esposto nella sezione 2.3.1 facendo ruotare il vaglio a velocità di rotazione fissata. Le caratteristiche del vaglio secondario sono descritte nella sezione successiva.

2.3.5 Risultati del modello di trattamento meccanico

Dai modelli precedentemente descritti, si nota come sia di fondamentale importanza la conoscenza della distribuzione dimensionale del flusso in ingresso, in quanto variabile primaria del principale processo di separazione meccanica di un impianto MBT, ovvero la vagliatura. Data l'eterogeneità compositiva del rifiuto, tale distribuzione dimensionale deve essere nota per ogni classe merceologica che compone il flusso in ingresso. In mancanza di dati relativi al rifiuto calabrese in ingresso all'impianto MBT qui schematizzato, si considerano le caratteristiche dimensionali delle varie classi merceologiche determinate nell'ambito dei progetti di ricerca di interesse nazionale (PRIN06) finanziati dal MIUR. Tale ipotesi non modifica sostanzialmente i risultati delle simulazioni, in quanto la composizione merceologica, che è quella calabrese, è il fattore primario che determina i risultati delle analisi condotte. Le distribuzioni dimensionali, facendo riferimento alle classi merceologiche, possono ritenersi rappresentative anche del rifiuto calabrese, per quanto non vi sia un riscontro sperimentale di tale assunzione. La composizione merceologica è infatti strettamente legata alle "condizioni al contorno" dello specifico contesto locale, in termini sia di quantitativi prodotti che di sistema di gestione rifiuti, difficilmente descrivibile da un unico campione nazionale. Discorso diverso può essere fatto per la pezzatura delle varie classi merceologiche che, soprattutto dopo una triturazione primaria che limita la dimensione massima, si può assumere poco dipendente dallo specifico contesto considerato.

Ogni classe merceologica del rifiuto non ancora trattato, viene descritta da una funzione di distribuzione lognormale, attraverso i parametri di media e varianza. Per tenere conto del processo di omogeneizzazione dimensionale applicato al flusso di rifiuti in ingresso all'impianto da una macchina lacerasacchi, si considerano valori della funzione di distribuzione inferiori al 95esimo percentile, corrispondenti a dimensioni inferiori a 30 centimetri, massima dimensione che riesce a passare dai coltelli della lacerasacchi.

In Tabella 2.19 vengono riportate le proprietà caratteristiche delle distribuzioni dimensionali qui prese in esame, a valle della macchina lacerasacchi.

Distribuzione dimensionale classi merceologiche del rifiuto		
classe merceologica	media della variabile x	deviazione standard della variabile x
	[cm]	[cm]
plastica	8.86	5.06
tessile	9.26	4.43
carta	10.71	7.4
legno	15.26	66.11
organico	5.23	2.58
metalli	15.66	55.06
alluminio	9.44	8.39
inerti	5.32	1.82
fine organico	4.96	5.52
fine inerte	4.96	5.52

Tabella 2.19: Parametri caratteristici delle distribuzioni log-normali delle varie classi merceologiche.

Le distribuzioni log-normali corrispondenti sono rappresentate in Figura 2.3.20:

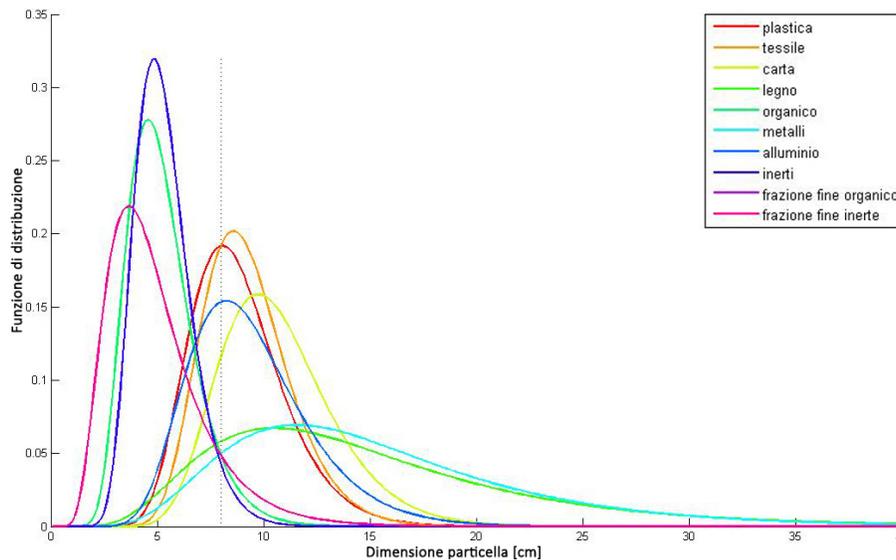


Figura 2.3.20: Distribuzione log-normali delle classi merceologiche componenti il rifiuto in ingresso. Fonte [24].

La funzione di distribuzione cumulata è rappresentata in Figura 2.3.21:

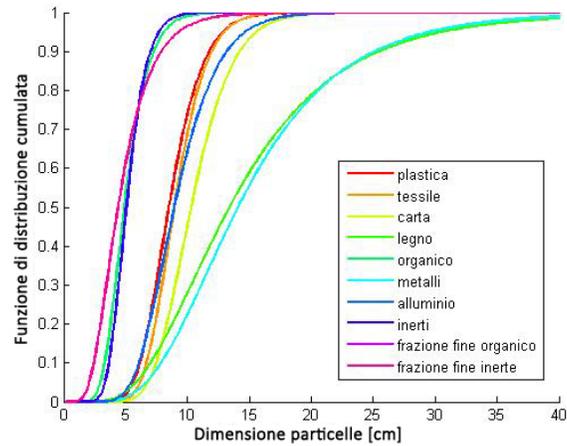


Figura 2.3.21: Funzione di distribuzione cumulata delle classi merceologiche componenti il rifiuto in ingresso.

Nell'ipotesi in cui il processo di bioessiccazione non modifichi sensibilmente le dimensioni delle particelle presenti, le precedenti funzioni di distribuzione descrivono anche il flusso in ingresso ai processi di natura meccanica.

Le prestazioni vengono valutate al variare delle caratteristiche geometriche e di esercizio del vaglio primario: diametro D e lunghezza del vaglio L , inclinazione β , diametro dei fori d_f e velocità di rotazione ω . I parametri della vagliatura secondaria non vengono modificati durante l'analisi parametrica: la Tabella 2.20 riassume le caratteristiche del vaglio secondario ¹⁰.

Parametri caratteristici del vaglio secondario			
diametro vaglio	D	[m]	3
lunghezza vaglio	L	[m]	8
inclinazione vaglio	β	[°]	3
diametro fori	d_f	[mm]	40
velocità di rotazione	ω	[rpm]	15
Frazione utile	f_a	[]	0.8

Tabella 2.20: Parametri caratteristici del vaglio secondario. Fonte [30].

Il modello predittivo per la fase di triturazione qui utilizzato richiede in input un unico flusso materiale, essendo i valori delle simulazioni condotte da Trezek in [29] riferiti ad un rifiuto composto per il 25% da materiale fragile e per il 75% da materiale duttile. Per questo motivo le distribuzioni dimensionali delle varie classi merceologiche in uscita dalla separazione magnetica, vengono pesate in

¹⁰I valori sono stati assunti da [30] e descrivono le specifiche tecniche del vaglio secondario inizialmente utilizzato nell'impianto MBT di Gioia Tauro.

modo da ottenere un'unica distribuzione dimensionale in ingresso al trituratore. Parimente anche la distribuzione dimensionale del flusso in ingresso al vaglio secondario è unico: si ipotizza dunque che la frazione di sottovaglio ottenuta dalla vagliatura secondaria sia composta da frazione fine inerte e organica, in rapporto pari a quello delle medesime classi in ingresso al vaglio¹¹

Nel seguito vengono riportati i risultati delle analisi parametriche condotte:

- *Caso base*: le caratteristiche geometriche del vaglio primario sono fissate e la sua velocità angolare è imposta.
- *Velocità di rotazione variabile*: le caratteristiche geometriche del vaglio primario sono quelle del caso base, la sua velocità angolare varia fino a raggiungere la velocità di rotazione ottima.
- *Velocità di rotazione ottima*: il numero di impatti viene ottenuto variando le caratteristiche geometriche del vaglio, la cui velocità angolare è ottimizzata al valore ω_{opt} .

Caso base

Le caratteristiche geometriche del vaglio primario qui riprodotto, si riferiscono a quelle del vaglio utilizzato nell'impianto MBT di Gioia Tauro, le cui specifiche sono riportate in Tabella 2.21:

Parametri caratteristici del vaglio primario			
diametro vaglio	D	[m]	3
lunghezza vaglio	L	[m]	10
inclinazione vaglio	β	[°]	3
diametro fori	d_f	[mm]	60
velocità di rotazione	ω	[rpm]	10
Frazione utile	f_a	[]	0.8

Tabella 2.21: Parametri caratteristici del vaglio primario. Fonte [30].

Con questi valori il numero di cicli N_c risulta essere 97 mentre la velocità angolare ω è il 41% di quella critica. In Figura 2.3.22 viene descritta la traiettoria della particella all'interno del vaglio primario. La curva verde rappresenta la traiettoria in caso di velocità di rotazione ottimale del vaglio, la curva gialla descrive la traiettoria ad una velocità di rotazione che assicura un angolo di incidenza di circa 71° ¹² mentre la curva rossa mostra la traiettoria della particella, nel caso di rotazione del vaglio ad una velocità di 10 rpm.

¹¹L'ipotesi è supportata dal ridotto valore dei diametri dei fori del vaglio e dall'aver precedentemente effettuato una vagliatura primaria.

¹²Per tale valore dell'angolo di incidenza, l'area utile per il passaggio della particella nel foro è il 95% della sezione totale del foro. Per una discussione più approfondita sull'importanza dell'angolo di incidenza, si rimanda al paragrafo 2.3.1.

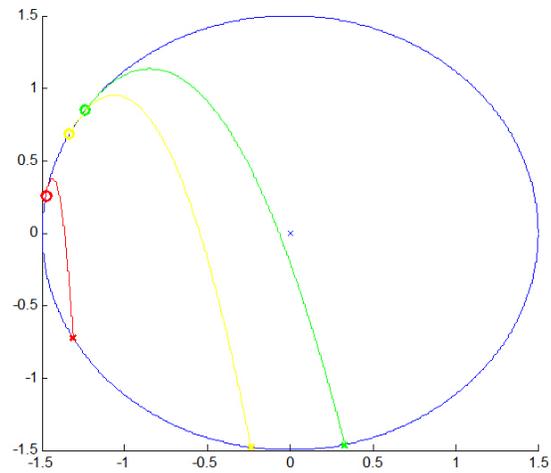


Figura 2.3.22: Traiettoria della particella all'interno del vaglio.

Facendo ruotare il vaglio a 10 rpm , si ottiene un angolo di incidenza di circa 25° , che causa una notevole riduzione della sezione vista dalla particella al momento dell'impatto e dunque bassi valori di efficienza di separazione. L'insieme dei processi meccanici applicato ai tre possibili flussi di bioessicato porta ai risultati esposti in Tabella 2.22. Per il calcolo dell'efficienza dell'intero processo MBT si considerano 100 kg di rifiuto trattati ed il contenuto energetico in termini di potere calorifico inferiore:

$$\eta_{MBT} = \frac{PCI_{CDR} m_{CDR}}{PCI_{RSU} 100kg_{RSU}}$$

Risultati vagliatura primaria				
		bioessicazione	bioessicazione	bioessicazione
		lenta	media	veloce
$m_{ingresso}$	[kg]	67	74.4	73.88
$PCI_{ingresso}$	[MJ/kg]	10.68	9.77	10.03
$m_{sottovaglio}$	[kg]	3.08	3.62	3.56
$m_{sopravaglio}$	[kg]	63.92	70.78	70.32
plastica	[kg]	9.97	10.27	10.27
tessile	[kg]	5.56	5.72	5.73
carta	[kg]	11.62	12.20	12.21
legno	[kg]	0.63	0.66	0.66
organico	[kg]	5.95	7.49	7.34
metalli	[kg]	1.87	1.87	1.87
alluminio	[kg]	0.63	0.63	0.63
inerti	[kg]	3.48	3.49	3.49
fine organico	[kg]	13.22	16.63	16.30
fine inerte	[kg]	10.99	11.82	11.82
$PCI_{sopravaglio}$	[MJ/kg]	10.99	10.07	10.33
$efficienza_{vagliatura}$	[%]	32.70	32.85	32.85
Ulteriori trattamenti meccanici				
$m_{sopravaglioI}$	[kg]	63.92	70.78	70.32
$m_{metalli}$	[kg]	5.33	5.8	5.73
$m_{sottovaglioII}$	[kg]	8.34	9.75	9.65
CDR ottenuto				
m_{CDR}	[kg]	50.25	55.25	54.94
PCI_{CDR}	[MJ/kg]	12.73	11.76	12
η_{MBT}	[%]	81.7	82.9	84.2

Tabella 2.22: Risultati del processo di vagliatura primaria applicato ai tre flussi di bioessicato.

Il processo di vagliatura primaria ha rese molto basse, sia in termini di efficienza di separazione, dell'ordine del 33%, che in termini energetici, il PCI del sopravaglio subisce un incremento inferiore al 5% rispetto al valore del PCI del bioessicato in ingresso. Tali basse prestazioni possono essere attribuite in prima battuta al valore della velocità angolare, molto discosto da quello di ottimo. Per le ulteriori considerazioni rispetto l'influenza del numero di cicli N_c , si rimanda alle successive simulazioni.

A titolo esemplificativo, in Figura 2.3.23 vengono rappresentate le distribuzioni dimensionali delle classi merceologiche del bioessicato in ingresso al vaglio primario ottenuto da biostabilizzazione *media* (linea spessa) e del flusso di sopravaglio (linea tratteggiata).

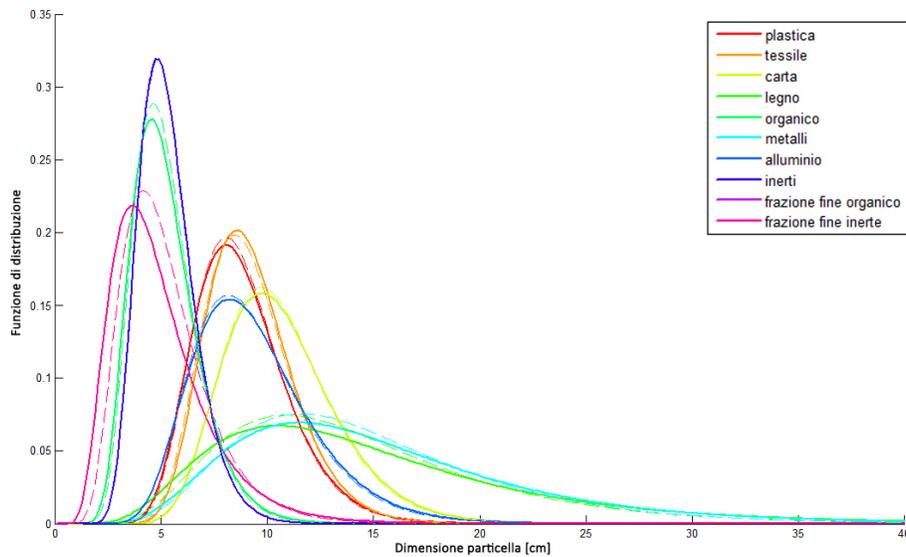


Figura 2.3.23: Distribuzioni dimensionali dell'input e dell'output del vaglio primario, dati riferiti al processo di bioessiccazione media.

Dalla precedente figura si nota subito la bassa efficienza di separazione del vaglio: la distribuzione dimensionale del sopravvaglio è praticamente coincidente con quella del flusso in ingresso. La bassa velocità di rotazione infatti impone un basso valore dell'angolo di incidenza che riduce notevolmente la sezione utile di passaggio dei fori del vaglio: è come se si lavorasse con una maglia del vaglio con diametri dei fori più piccoli rispetto a quelli reali.

Il sopravvaglio così ottenuto viene triturato e i metalli vengono separati. La Figura 2.3.24 mostra la distribuzione dimensionale del flusso in ingresso ed in uscita al tritratore.

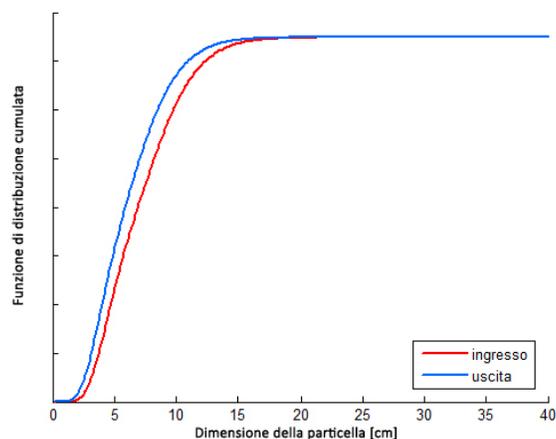


Figura 2.3.24: Distribuzioni dimensionali dell’input e dell’output del tritatore, dati riferiti al processo di bioessiccazione media.

Infine, in Tabella 2.23 si riporta la composizione atomica, su base umida e con contenuto di ceneri, del CDR così ottenuto. Si nota come il contenuto di ossigeno e azoto diminuisca all’aumentare della durata del processo di bioessiccazione, col quale si è ipotizzato aumenti anche il parametro ε .

		CDR “caso base”		
		bioessiccazione lenta	bioessiccazione media	bioessiccazione veloce
m_{CDR}	[kg]	50.25	55.25	54.94
PCI_{CDR}	[MJ/kg]	12.73	11.76	12
carbonio	[% _{ow}]	31.99	30.04	30.63
cloro	[% _{ow}]	0.27	0.26	0.27
fluoro	[% _{ow}]	5.5E-05	5.2E-05	5.3E-05
idrogeno	[% _{ow}]	4.88	4.60	4.7
ossigeno	[% _{ow}]	24.66	22	20.97
azoto	[% _{ow}]	1.28	1.13	1.06
zolfo	[% _{ow}]	0.043	0.04	0.041
ceneri	[% _{ow}]	26.15	23.23	23.45
umidità	[% _{ow}]	10.68	18.67	18.86

Tabella 2.23: Risultati del processo di vagliatura primaria applicato ai tre flussi di bioessiccato.

Velocità di rotazione fissa

Nella presente sezione si valutano le influenze prestazionali da parte del numero di giri del vaglio primario. Le caratteristiche geometriche del vaglio sono

quelle riportate nella precedente Tabella 2.21. Per velocità inferiori a quella di ottimo, le particelle non impattano con angolo perpendicolare alla tangente la circonferenza ed una maggiore quantità di frazione fine farà parte del flusso di sopravaglio. Nelle seguenti tabelle si riportano i risultati delle simulazioni condotte relative ai tre bioessicati alimentabili al vaglio primario: bioessicato ottenuto da bioessicazione di lunga durata (Tabella 2.24), media durata (Tabella 2.25) e di breve durata (Tabella 2.26). La velocità di ottimo in tutti i casi è pari a 18.32 rpm.

Risultati vagliatura primaria							
		bioessicazione lenta					
$m_{ingresso}$	[kg]	67					
$PCI_{ingresso}$	[MJ/kg]	10.68					
ω	[rpm]	8	10	12	14	16	ω_{opt}
Nc	[]	149	97	69	54	45	41
ϕ	[°]	16	25	37	51	67	90
$m_{sottovaglio}$	[kg]	0.42	3.08	9.82	18.12	22.88	23.97
$m_{sopravaglio}$	[kg]	66.58	63.92	57.18	48.88	44.12	43.03
plastica	[kg]	9.97	9.97	9.97	9.90	9.71	9.63
tessile	[kg]	5.56	5.56	5.56	5.55	5.51	5.49
carta	[kg]	11.62	11.62	11.62	11.61	11.57	11.56
legno	[kg]	0.63	0.63	0.62	0.62	0.61	0.61
organico	[kg]	6.03	5.95	5.18	3.62	2.66	2.45
metalli	[kg]	1.87	1.87	1.87	1.86	1.84	1.84
alluminio	[kg]	0.63	0.63	0.63	0.62	0.61	0.60
inerti	[kg]	3.49	3.48	3.22	2.32	1.66	1.52
fine organico	[kg]	14.62	13.22	10.11	6.98	5.44	5.11
fine inerte	[kg]	12.16	10.99	8.41	5.81	4.52	4.25
$PCI_{sopravaglio}$	[MJ/kg]	10.72	10.99	11.78	13.02	13.85	14.03
efficienza _{vagliatura}	[%]	11.66	32.70	58.60	79.66	89.52	91.64
Ulteriori trattamenti meccanici							
$m_{sopravaglioI}$	[kg]	66.58	63.92	57.18	48.88	44.12	43.03
$m_{metalli}$	[kg]	5.5	5.33	4.93	4.46	4.19	4.12
$m_{sottovaglioII}$	[kg]	10.96	8.34	3.96	1.30	0.6	0.52
CDR ottenuto							
m_{CDR}	[kg]	50.13	50.25	48.28	43.12	39.34	38.39
PCI_{CDR}	[MJ/kg]	12.78	12.74	13.03	14.01	14.81	15.01
η_{MBT}	[%]	81.8	81.7	80.3	77.1	74.4	73.6

Tabella 2.24: CDR ottenuto da bioessicazione di 11 giorni e vagliatura primaria a velocità angolare costante.

Risultati vagliatura primaria							
		bioessicazione media					
$m_{ingresso}$	[kg]	74.4					
$PCI_{ingresso}$	[MJ/kg]	9.77					
ω	[rpm]	8	10	12	14	16	ω_{opt}
Nc	[°]	149	97	69	54	45	41
ϕ	[°]	16	25	37	51	67	90
$m_{sottovaglio}$	[kg]	0.49	3.62	11.55	21.26	26.77	28.03
$m_{sopravaglio}$	[kg]	73.91	70.78	62.85	53.14	47.63	46.37
plastica	[kg]	10.27	10.27	10.27	10.20	10	9.91
tessile	[kg]	5.72	5.72	5.72	5.72	5.67	5.65
carta	[kg]	12.20	12.20	12.20	12.20	12.16	12.14
legno	[kg]	0.66	0.66	0.66	0.65	0.64	0.64
organico	[kg]	7.59	7.49	6.51	4.55	3.34	3.08
metalli	[kg]	1.87	1.87	1.87	1.86	1.85	1.84
alluminio	[kg]	0.63	0.63	0.63	0.62	0.61	0.6
inerti	[kg]	3.50	3.49	3.22	2.33	1.67	1.52
fine organico	[kg]	18.39	16.63	12.72	8.78	6.84	6.42
fine inerte	[kg]	13.07	11.82	9.04	6.24	4.86	4.56
$PCI_{sopravaglio}$	[MJ/kg]	9.81	10.08	10.85	12.07	12.89	13.08
efficienza _{vagliatura}	[%]	11.71	32.85	58.89	79.94	89.71	91.79
Ulteriori trattamenti meccanici							
$m_{sopravaglioI}$	[kg]	73.91	70.78	62.85	53.14	47.63	46.37
$m_{metalli}$	[kg]	5.96	5.76	5.29	4.72	4.39	4.32
$m_{sottovaglioII}$	[kg]	12.85	9.76	4.63	1.50	0.69	0.59
CDR ottenuto							
m_{CDR}	[kg]	55.11	55.26	52.93	46.92	42.55	41.46
PCI_{CDR}	[MJ/kg]	11.82	11.76	12.02	12.97	13.76	13.96
η_{MBT}	[%]	83.2	82.3	81.2	77.7	74.5	73.9

Tabella 2.25: CDR ottenuto da bioessicazione di 7 giorni e vagliatura primaria a velocità angolare costante.

Risultati vagliatura primaria							
		bioessicazione veloce					
$m_{ingresso}$	[kg]	73.88					
$PCI_{ingresso}$	[MJ/kg]	10.03					
ω	[rpm]	8	10	12	14	16	ω_{opt}
Nc	[°]	149	97	69	54	45	41
ϕ	[°]	16	25	37	51	67	90
$m_{sottovaglio}$	[kg]	0.48	3.57	11.41	21	26.45	27.69
$m_{sopravaglio}$	[kg]	73.40	70.31	62.47	52.88	47.43	46.19
plastica	[kg]	10.27	10.27	10.27	10.20	10.00	9.92
tessile	[kg]	5.73	5.73	5.73	5.72	5.68	5.65
carta	[kg]	12.21	12.21	12.21	12.20	12.17	12.15
legno	[kg]	0.66	0.66	0.66	0.65	0.64	0.64
organico	[kg]	7.43	7.33	6.38	4.46	3.27	3.02
metalli	[kg]	1.87	1.87	1.87	1.86	1.85	1.84
alluminio	[kg]	0.63	0.63	0.63	0.62	0.61	0.60
inerti	[kg]	3.50	3.49	3.22	2.33	1.67	1.52
fine organico	[kg]	18.02	16.29	12.46	8.60	6.70	6.29
fine inerte	[kg]	13.08	11.82	9.04	6.24	4.86	4.57
$PCI_{sopravaglio}$	[MJ/kg]	10.07	10.33	11.08	12.27	13.06	13.24
efficienza _{vagliatura}	[%]	11.71	32.85	58.88	79.92	89.69	91.78
Ulteriori trattamenti meccanici							
$m_{sopravaglioI}$	[kg]	73.40	70.31	62.47	52.88	47.43	46.19
$m_{metalli}$	[kg]	5.92	5.73	5.26	4.70	4.38	4.30
$m_{sottovaglioII}$	[kg]	12.70	9.65	4.57	1.48	0.68	0.59
CDR ottenuto							
m_{CDR}	[kg]	54.78	54.93	52.64	46.69	42.37	41.30
PCI_{CDR}	[MJ/kg]	12.05	12	12.25	13.17	13.93	14.12
η_{MBT}	[%]	84.3	84.2	82.3	78.5	75.4	74.5

Tabella 2.26: CDR ottenuto da bioessicazione di 4 giorni e vagliatura primaria a velocità angolare costante.

L'efficienza di separazione del vaglio primario è insufficiente per bassi valori della velocità angolare, a causa della ridotta sezione di passaggio disponibile. All'aumentare della velocità di rotazione, si osserva un aumento del potere calorifico inferiore, dovuto alla separazione dal flusso da parte del vaglio primario delle frazioni a più basso contenuto energetico, soprattutto inerti e frazione fine. Di contro, la frazione massica separata dal vaglio secondario diminuisce. Tuttavia, ai fini del bilancio globale, la potenza sprigionabile dal flusso di CDR ottenuto dal trattamento di 100 kg in ingresso di RSU diminuisce all'aumentare della velocità di rotazione, in quanto tra le frazioni separate dal vaglio primario e secondario figurano classi merceologiche a PCI non nullo, come ad esempio la frazione fine organica. Tale separazione comporta dunque la perdita di materiale che potrebbe essere energeticamente convertito. In Figura 2.3.25 viene

riportato il PCI del CDR ottenuto in funzione del rapporto tra la velocità angolare del vaglio ed il suo valore ottimo, mentre in Figura 2.3.26 viene descritta la dipendenza della resa massica del CDR in funzione dello stesso rapporto. L'andamento del prodotto di tali grandezze, definito come potenza di combustione del CDR, è riportata in Figura 2.3.27.

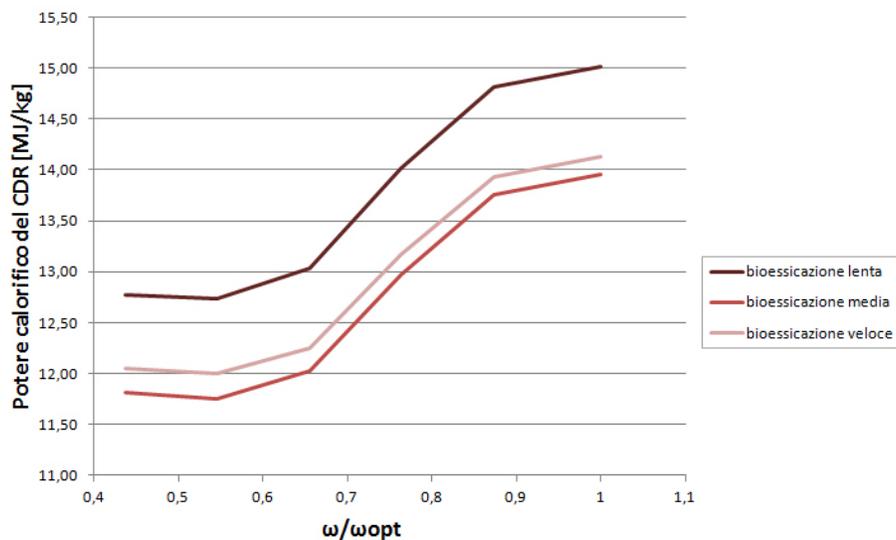


Figura 2.3.25: Confronto prestazionale del CDR ottenuto da vagliature a velocità angolari variabili: PCI.

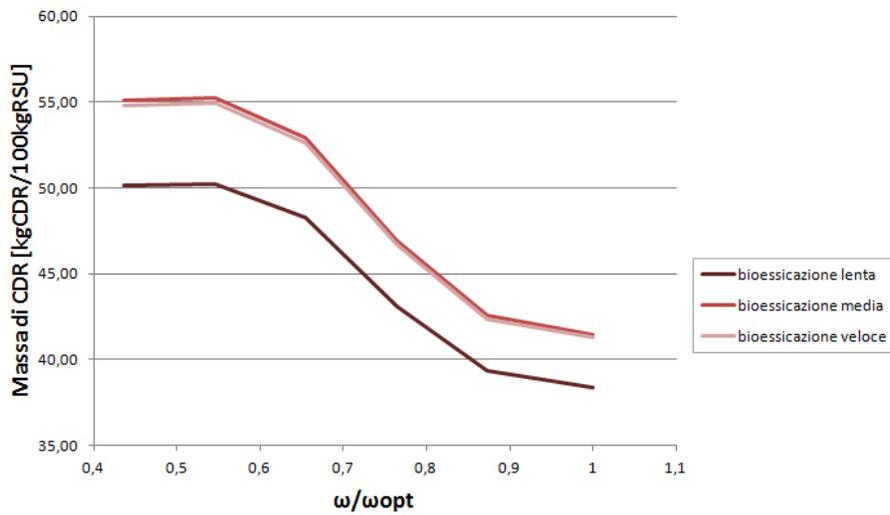


Figura 2.3.26: Confronto prestazionale del CDR ottenuto da vagliature a velocità angolari variabili: massa.

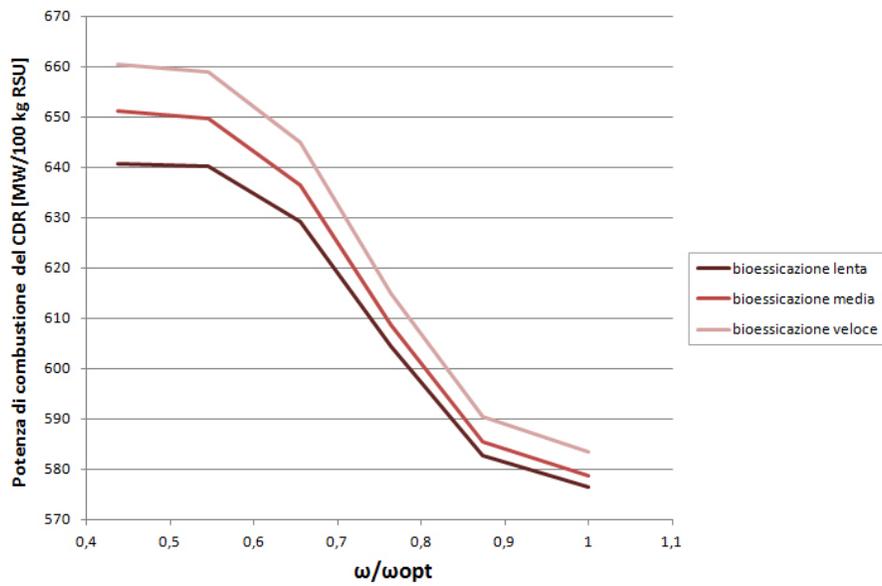


Figura 2.3.27: Confronto prestazionale del CDR ottenuto da vagliature a velocità angolari variabili: potenza di combustione.

Tra le ipotesi alla base dei risultati fin'ora ottenuti, figura la variabilità

del parametro ε del processo di bioessicazione, in funzione della durata del processo stesso. Per mostrare la consistenza dell'ipotesi fatta, le successive figure mostrano le caratteristiche del CDR in termini di PCI (Figura 2.3.28), resa massica (Figura 2.3.29) e potenza di combustione (Figura 2.3.30) imponendo ε costante e pari a 0.8^{13} , dunque indipendente dalla durata del processo: i risultati mostrano un simile andamento qualitativo a quelli ottenuti ipotizzando ε variabile con la durata del processo.

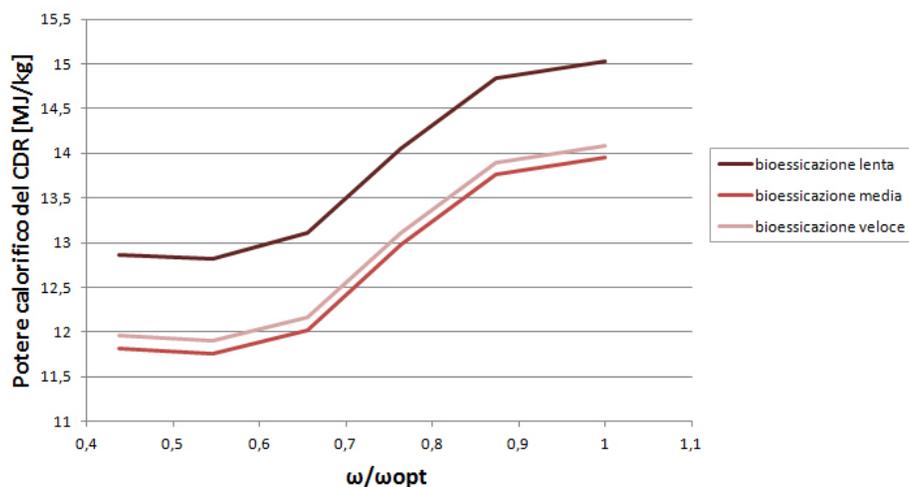


Figura 2.3.28: Confronto prestazionale del CDR ottenuto da vagliature a velocità angolari variabili: PCI. Il valore di ε nel modello di bioessicazione è costante e pari a 0.8

¹³Valore imposto per l'ottenimento del bioessiccato da processo di media durata, ottenuta da interpolazione lineare dei dati presenti in Figura 2.2.5.

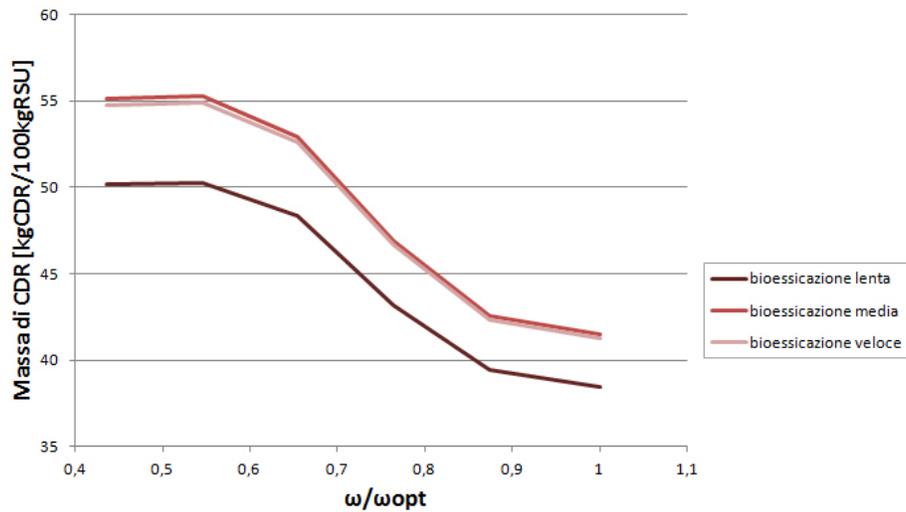


Figura 2.3.29: Confronto prestazionale del CDR ottenuto da vagliature a velocità angolari variabili: massa. Il valore di ε nel modello di bioessicazione è costante e pari a 0.8

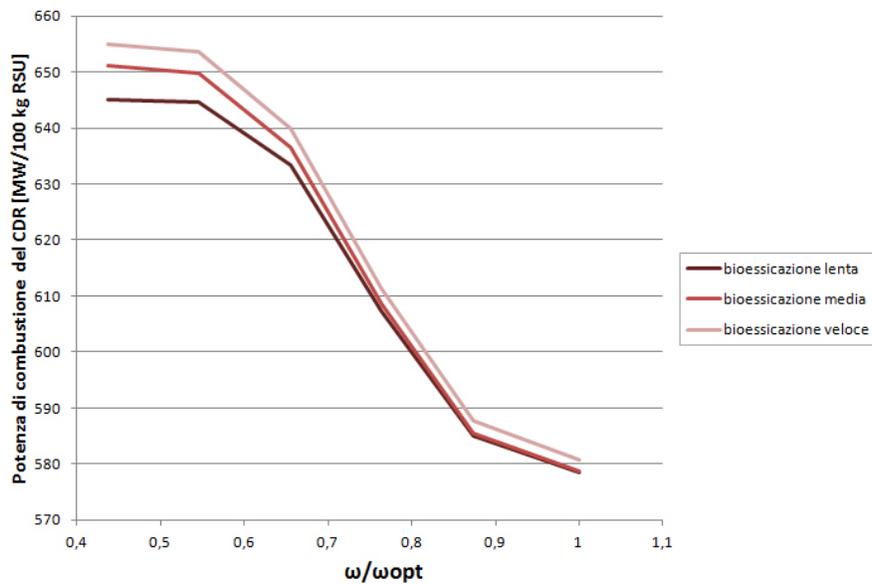


Figura 2.3.30: Confronto prestazionale del CDR ottenuto da vagliature a velocità angolari variabili: potenza di combustione. Il valore di ε nel modello di bioessicazione è costante e pari a 0.8

Il processo più favorito, in termini di potenza di combustione, è ancora la bioessicazione veloce, a riprova della influenza marginale del parametro ε sulle prestazioni del trattamento. Per quanto riguarda la bioessicazione lenta infatti, un valore di ε pari a 0.8 (posto nel presente studio pari a 0.7) permette un minor consumo di organici volatili contenuti nel rifiuto, implicando un PCI del bioessicato leggermente superiore rispetto a quello precedentemente ottenuto, a scapito di una minor evaporazione dell'umidità contenuta in esso. Gli effetti comunque si bilanciano. Discorso opposto vale per la bioessicazione veloce: un valore di ε pari a 0.8 (posto nel presente studio pari a 0.9) richiede un maggior consumo di organici volatili, comportando un PCI del bioessicato leggermente inferiore a quello precedentemente ottenuto, a favore di una maggior evaporazione dell'umidità contenuta in esso. Anche stavolta gli effetti si bilanciano. I risultati ottenuti non vengono dunque ritenuti influenzati dall'ipotesi arbitraria di dipendenza del parametro ε dalla durata del processo di bioessicazione.

Il concetto che sta alla base della filiera produttiva del CDR conforme alle normative è quella di ottenere un combustibile dalle elevate prestazioni energetiche rispetto al rifiuto tal quale, a fronte certamente di una determinata resa massica. Tale produzione deve quindi essere ottimizzata in termini di resa energetica, oltre che di ritorno economico del processo realizzato e ridotto impatto ambientale. Il tutto soprattutto nell'ottica di una prossima classificazione europea che premierà maggiormente il CDR di qualità più elevata (classe 1). Essendo tale filiera produttiva costituita da processi biologici e meccanici comunque ottimizzabili, conviene impostare i parametri massimizzando l'efficienza: nel caso del vaglio dunque, operandolo alla sua velocità angolare ottimale.

Velocità di rotazione ottimale

Il vaglio primario viene fatto ruotare sempre alla sua velocità di rotazione ottimale. In questo modo il numero di cicli sarà unicamente funzione delle caratteristiche geometriche del vaglio: diametro, lunghezza e angolo di inclinazione.

Secondo le ipotesi del modello, la velocità di rotazione ottimale è funzione del solo diametro D del vaglio: l'andamento di tale dipendenza è rappresentato in Figura 2.3.31. La velocità angolare ottimale corrisponde sempre al 75% della velocità critica.

Fissando una delle tre variabili geometriche a disposizione e facendo variare le due rimanenti, si ottengono diversi valori del numero di cicli all'interno del vaglio. In Figura 2.3.32 si mostra la dipendenza del numero di cicli dalle variabili geometriche del vaglio.

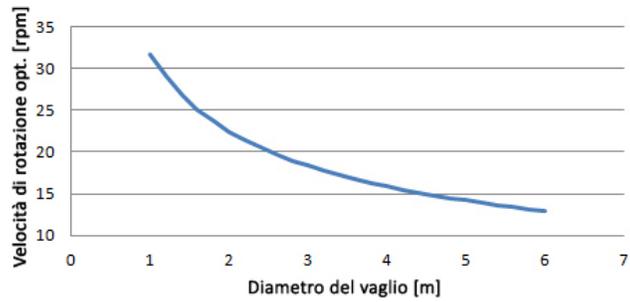
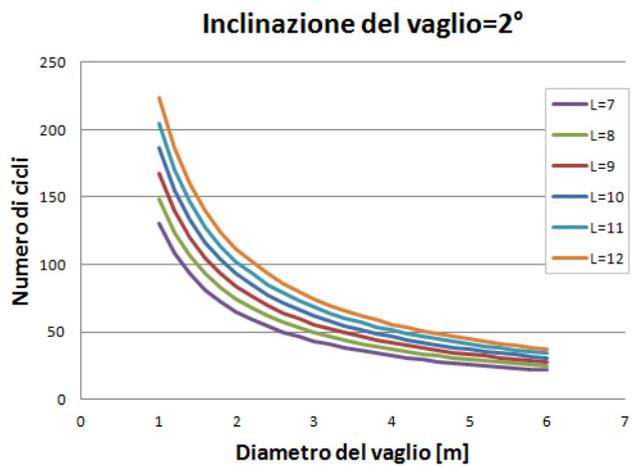
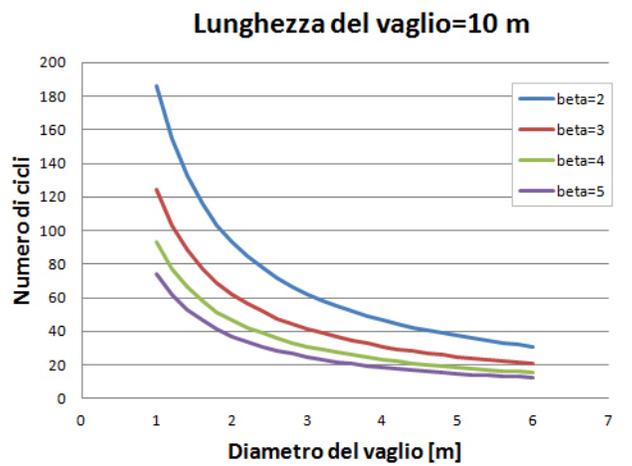


Figura 2.3.31: Andamento della velocità di rotazione ottima in funzione del diametro del vaglio.



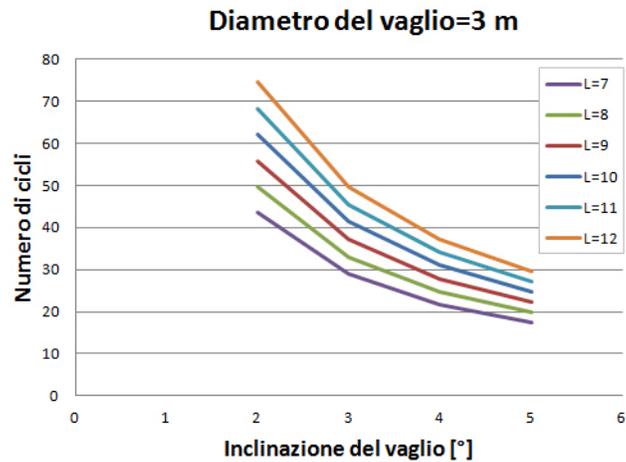


Figura 2.3.32: Numero di cicli al variare della caratteristiche geometriche del vaglio: (1) Lunghezza del vaglio fissata. (2) Inclinazione del vaglio fissata. (3) Diametro del vaglio fissato.

La soluzione più flessibile è quella di scegliere inizialmente una coppia di valori di lunghezza e diametro che assicurino un certo range di numero di cicli e poi regolare l'inclinazione del vaglio per effettuare una vagliatura più o meno spinta. Nelle successive figure si mostra il flusso di sottovaglio prodotto dal vaglio primario e la relativa efficienza di separazione in funzione del numero di cicli, per le tre bioessicazioni possibili: lenta (Figura 2.3.33), media (Figura 2.3.34) e veloce (Figura 2.3.35). Nelle stesse figure si mostrano inoltre le distribuzioni dimensionali del bioessicato in ingresso (linea spessa) e del flusso di sopravaglio (linea tratteggiata) per un determinato numero di cicli N_c e del diametro del foro del vaglio d_f : si nota come la distribuzione dimensionale del flusso di sopravaglio sia sensibilmente diversa rispetto quella del flusso in ingresso, soprattutto per le classi merceologiche a pezzatura più fine.

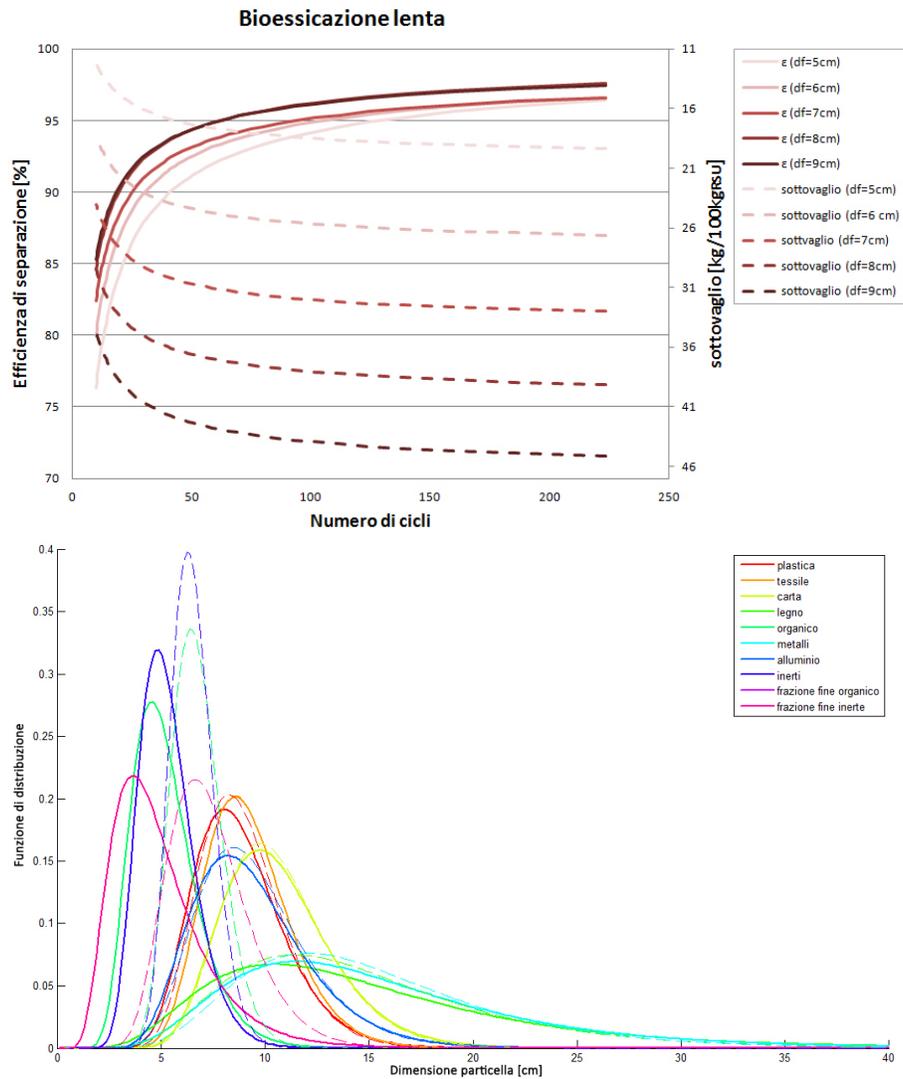


Figura 2.3.33: Vagliatura primaria del bioessicato ottenuto da bioessicazione lenta. (1) Flusso di sottovaglio e efficienza di separazione del vaglio. (2) Distribuzione dimensionale del flusso in ingresso e del sopravaglio per un numero di cicli pari a 50 e un diametro dei fori di 6 cm.

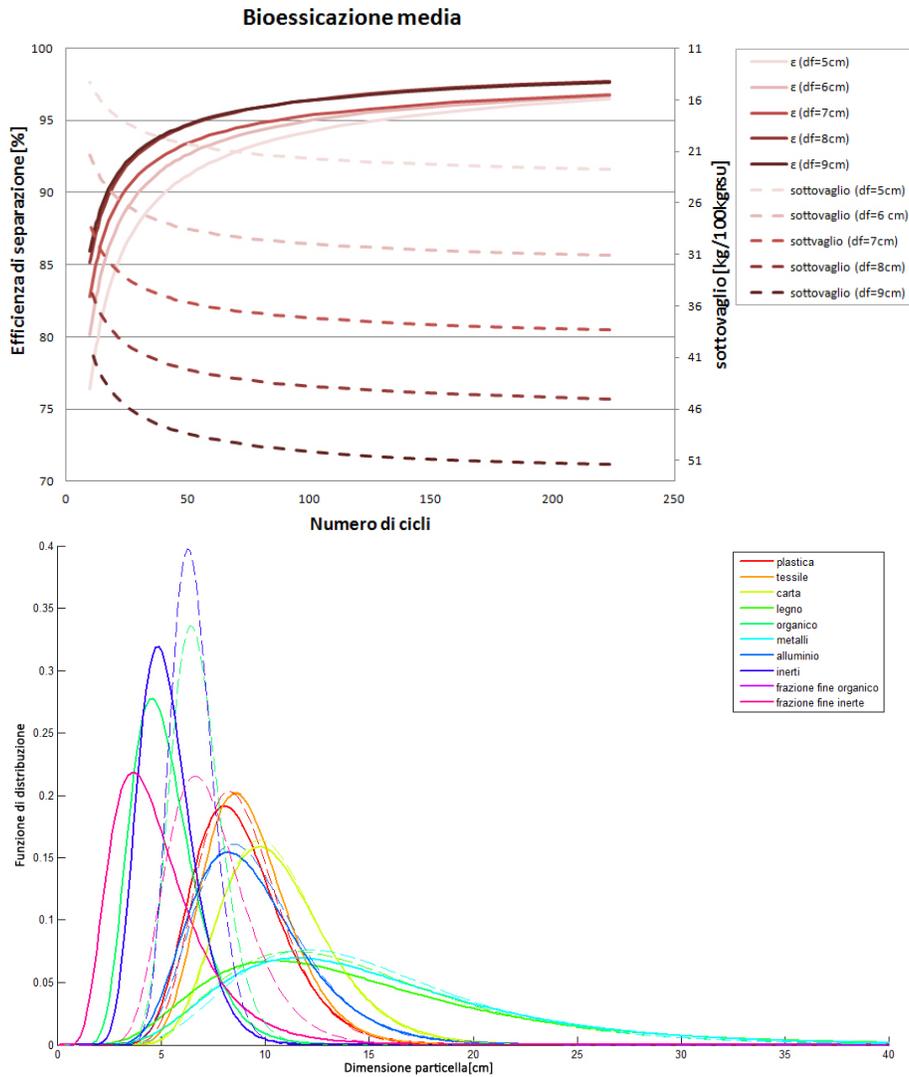


Figura 2.3.34: Vagliatura primaria del bioessicato ottenuto da bioessiccazione media. (1) Flusso di sottovaglio e efficienza di separazione del vaglio. (2) Distribuzione dimensionale del flusso in ingresso e del sopravaglio per un numero di cicli pari a 50 e un diametro dei fori di 6 cm.

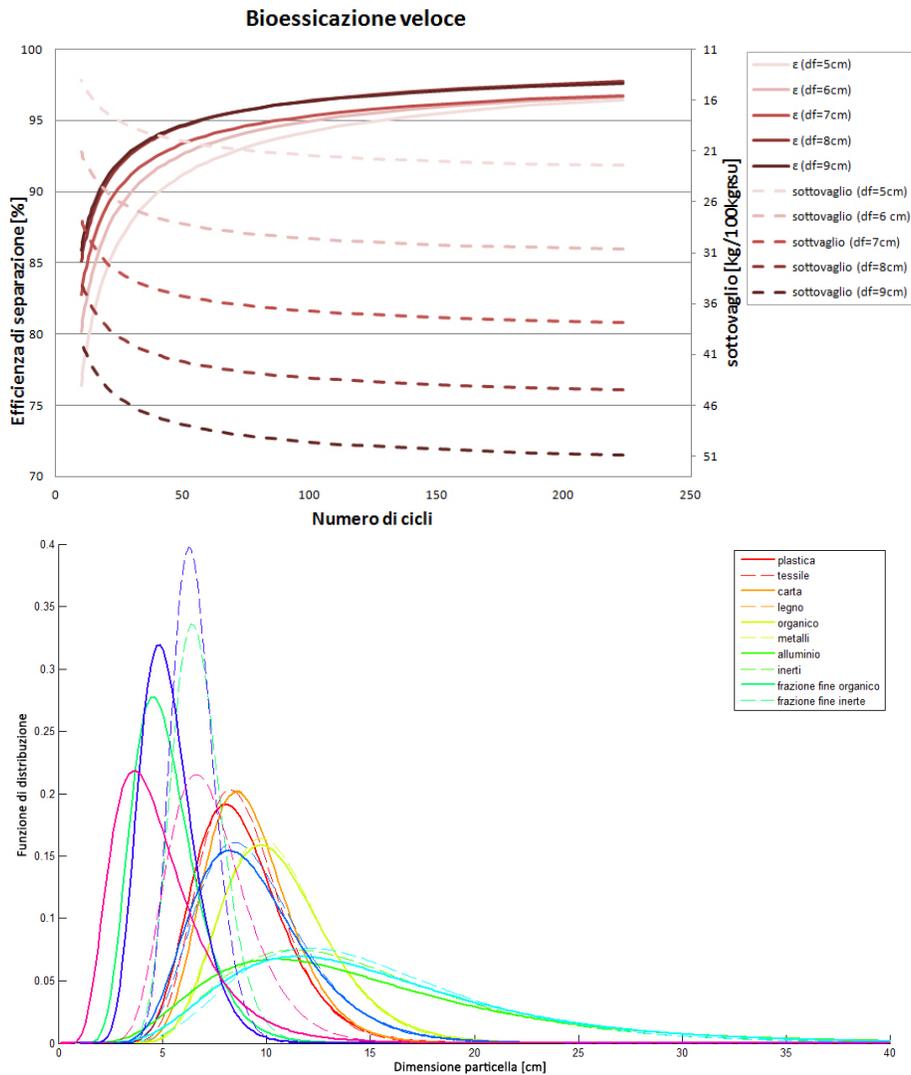


Figura 2.3.35: Vagliatura primaria del bioessiccato ottenuto da bioessiccazione veloce. (1) Flusso di sottovaglio e efficienza di separazione del vaglio. (2) Distribuzione dimensionale del flusso in ingresso e del sopravaglio per un numero di cicli pari a 50 e un diametro dei fori di 6 cm.

Nelle successive figure invece si mostra la resa massica, energetica e la potenza di combustione del CDR al variare del numero di cicli del vaglio primario ed in funzione del diametro dei fori della maglia del vaglio. Si osserva come le prestazioni del CDR si stabilizzino già a bassi valori del numero di cicli se il diametro dei fori è elevato. Le i risultati ottenuti si riferiscono a tre diversi bioessiccati in ingresso al vaglio primario: ottenuto da bioessiccazione lenta (Figura

2.3.36), media (Figura 2.3.37) e veloce (Figura 2.3.38).

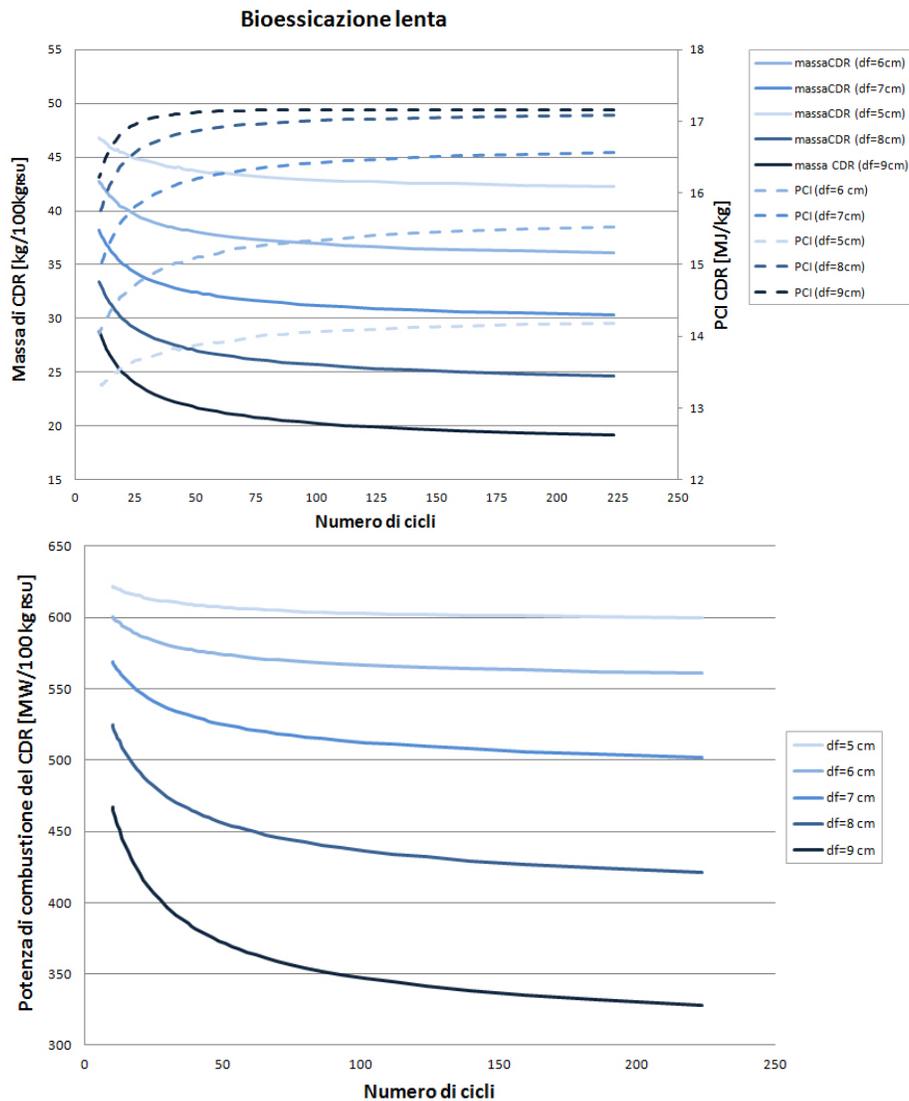


Figura 2.3.36: CDR ottenuto da bioessicazione lenta. (1) Resa massica e resa energetica del CDR al variare del numero di cicli. (2) Potenza di combustione del CDR.

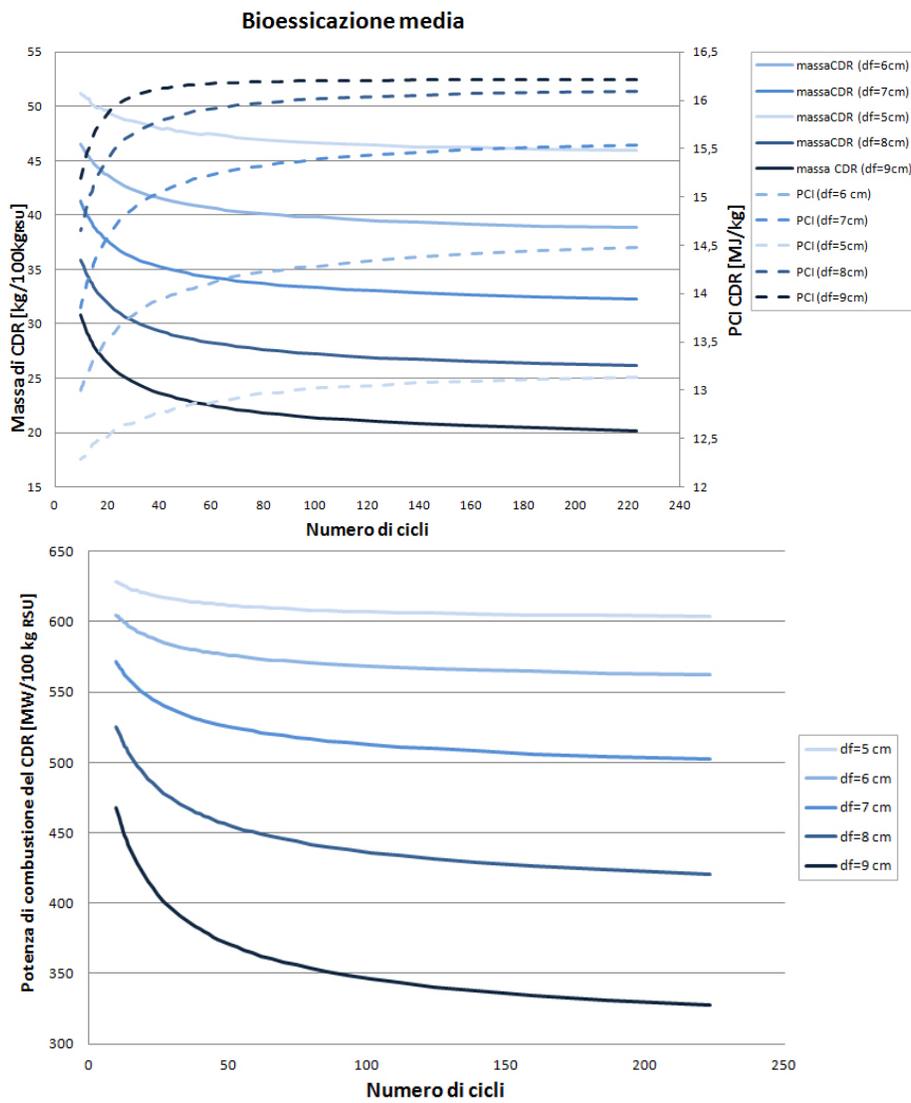


Figura 2.3.37: CDR ottenuto da bioessiccazione media. (1) Resa massica e resa energetica del CDR al variare del numero di cicli. (2) Potenza di combustione del CDR.

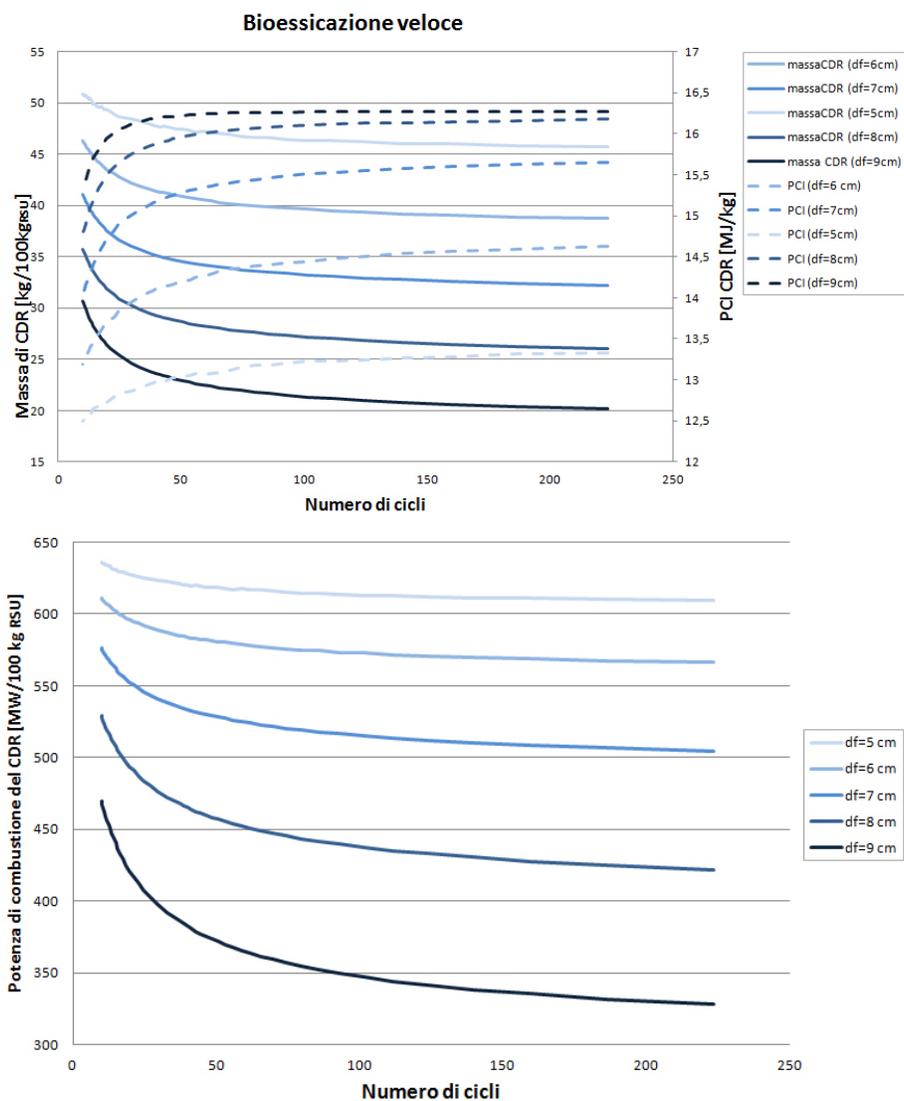


Figura 2.3.38: CDR ottenuto da bioessiccazione veloce. (1) Resa massica e resa energetica del CDR al variare del numero di cicli. (2) Potenza di combustione del CDR

Dalle precedenti figure, si nota come la bioessiccazione lenta assicuri l'ottenimento di CDR a più elevato contenuto energetico, che permette una minore portata di combustibile in ingresso all'impianto di conversione energetica a parità di effetto utile (portata di vapore prodotta in caldaia). All'aumentare del diametro dei fori del vaglio, il CDR presenta un potere calorifico più elevato, a

scapito però di una resa massica molto bassa. La potenza di combustione, definita come il prodotto tra la resa massica e il PCI del CDR, aumenta al diminuire del diametro dei fori: una minore frazione di sottovaglio, a basso ma comunque non nullo potere energetico, viene separata dal processo di trattamento meccanico.

In Figura 2.3.39 vengono confrontati i CDR ottenuti dai tre processi di bioessiccazione, facendo variare il numero di cicli nel vaglio e fissando il diametro dei fori.

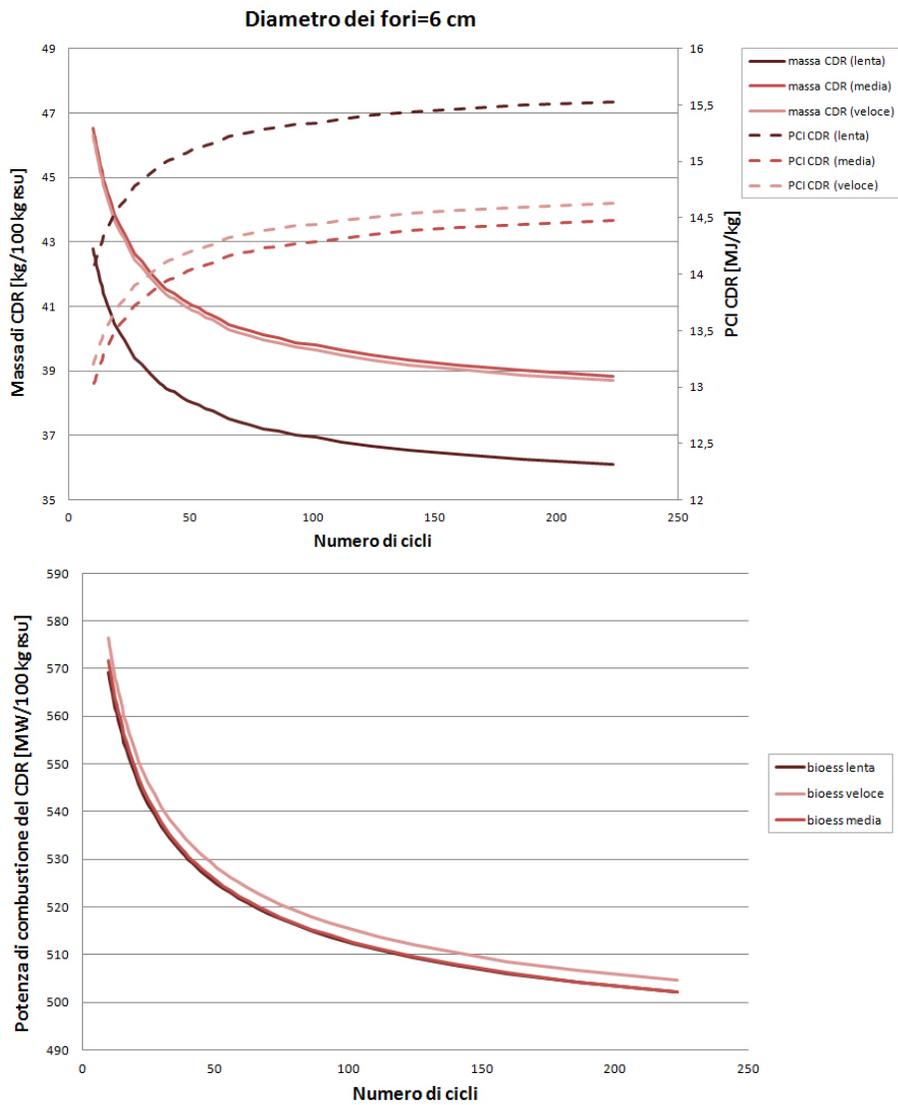


Figura 2.3.39: CDR ottenuto da varie bioessicazioni, ipotizzando fissato il diametro dei fori del vaglio. (1) Resa massica e resa energetica del CDR al variare del numero di cicli. (2) Potenza di combustione del CDR

Assumendo come base di calcolo 100 kg di RSU trattati, la potenza di combustione, definita come il prodotto tra la resa massica e il PCI del CDR ottenuto, ha andamento decrescente all'aumentare del numero di cicli del vaglio. I processi meccanici infatti separano la frazione fine del bioessicato, che non è composta unicamente da classi merceologiche con PCI nullo o negativo (quali inerti e me-

talli) ma anche dalla frazione organica, avente $PCI > 0$. Questo comporta che l'alto valore del contenuto energetico specifico del CDR, non è sufficiente a bilanciare le perdite in termini massici necessari ad ottenere tale PCI. Nel grafico di Figura 2.3.39 si osserva inoltre come l'impatto ambientale in termini di scarti da inviare a discarica sia inferiore per il processo di bioessicazione lenta. Questo vuol dire che la minore resa massica del CDR ottenuto da bioessicazione lenta, è dovuta fondamentalmente al processo di bioessicazione, che, di più lunga durata, permette una maggiore rimozione di umidità contenuta nelle frazioni merceologiche componenti il rifiuto solido urbano. La bioessicazione lenta permette di raggiungere i risultati più performanti, naturalmente a scapito di un maggior tempo di biotattamento del rifiuto nell'impianto MBT. Le bioessicazioni media e veloce presentano praticamente le stesse performance: quella media permette di raggiungere rese massiche leggermente migliori, a fronte però di un più basso contenuto energetico del CDR prodotto e una maggiore portata di scarti da stabilizzare (FO). La scelta decisionale necessita ulteriori considerazioni e approfondimenti di carattere ambientale (stabilità degli scarti prodotti) e gestionale (riduzione dei tempi di trattamento del rifiuto).

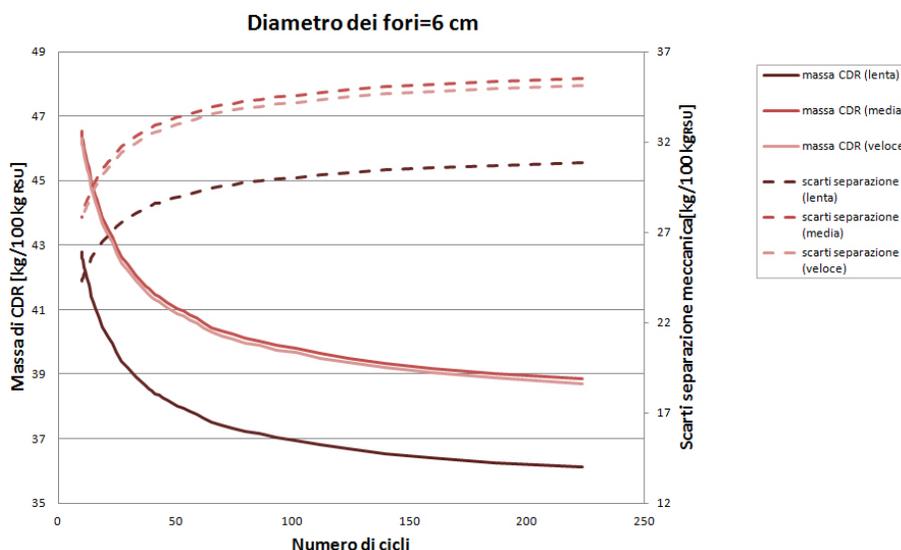


Figura 2.3.40: CDR ottenuta da varie bioessicazioni, ipotizzando fissato il diametro dei fori del vaglio: resa massica del CDR e produzione di scarti della separazione meccanica.

Capitolo 3

TERMOVALORIZZAZIONE DEL CDR

La conversione energetica del combustibile derivato da rifiuti può avvenire in due diverse tipologie di impianto, a seconda che il CDR sia o meno l'unico combustibile alimentato. La termovalorizzazione avverrà dunque:

- in co-combustione, in impianti per la produzione di cemento o centrali elettriche alimentate a carbone
- in combustione dedicata, in forni a letto fluido o a griglia per la produzione di vapore

Dopo una breve descrizione delle due possibili alternative, nel presente capitolo verrà modellizzato l'impianto di Gioia Tauro e si analizzeranno le prestazioni dello stesso al variare delle caratteristiche del CDR alimentato.

3.1 Impianti per il recupero energetico

3.1.1 Co-combustione del CDR

Per co-combustione si intende la combustione del rifiuto all'interno di impianti già esistenti, con lo scopo di sostituire parzialmente il combustibile tradizionalmente alimentato. Il presupposto di fondo è che le prestazioni dell'impianto non sono significativamente alterate se si sostituisce una limitata percentuale del combustibile fossile con CDR [31].

La co-combustione in cementifici non richiede particolari accorgimenti ed il CDR può essere immesso in diversi punti del forno, se rispetta i limiti imposti in termini di contenuto di cloro può essere alimentato all'interno del bruciatore primario, dopo una spinta polverizzazione. Per motivi di trasporto, il CDR viene comunque pellettizzato o confezionato in sacchi per necessità di manipolazione e trasporto.

La co-combustione in centrali elettriche alimentate a carbone richiede invece maggiori lavorazioni di macinazione delle bricchette di CDR. La pezzatura media deve essere infatti paragonabile a quella del polverino di carbone che viene alimentato il caldaia, per questo sono necessarie una o più fasi di macinazione che riducono la dimensione del CDR fino ad ottenere il valore desiderato.

La convenienza della co-combustione sta nell' utilizzare un impianto già esistente per lo smaltimento dei rifiuti, evitando dunque un punto di emissione atmosferica aggiuntivo causato dall'eventuale impianto di incenerimento dedicato. Inoltre i rendimenti di produzione di energia elettrica in impianti di co-combustione sono più elevati rispetto quelli di impianti termoelettrici di conversione dedicata del rifiuto, sia per effetti di scala che per filosofia storica operativa: tipicamente in impianti dedicati l'energia elettrica è stata considerata il sottoprodotto di una necessità più stringente, quella di smaltire il rifiuto.

3.1.2 Combustione dedicata del CDR

L'utilizzo di CDR come unico combustibile alimentato avviene in combustori per la produzione di vapore. I due principali schemi impiantistici sono i combustori a griglia e i combustori a letto fluido, categoria alla quale appartiene il termovalorizzatore di Gioia Tauro.

Combustore a griglia Il CDR viene prelevato tramite benna dalla fossa di stoccaggio ed alimentato alla tramoggia di carico. La combustione del rifiuto avviene su una griglia mobile di materiale metallico formata da rulli o barre parallele, avente lo scopo di fare avanzare e rivoltare il rifiuto, garantendogli un adeguato contatto con l'aria comburente. Per sopportare le elevate temperature di combustione, è necessario asportare calore dalla griglia attraverso un sistema di raffreddamento, che nel caso di combustione di CDR può anche essere ad acqua¹. Al di sotto della griglia è posto un sistema di raccolta delle ceneri che vengono poi spente in un bagno d'acqua assieme alle scorie residuanti dalla combustione alla fine della griglia. L'aria comburente, aspirata dalla fossa di stoccaggio dei rifiuti, viene tipicamente preriscaldata da un flusso di vapore prodotto dalla caldaia, ed è iniettata sotto la griglia di combustione, mentre gli ingressi di aria secondaria ed eventualmente terziaria sono posti sopra la griglia. Il miglioramento qualitativo ottenuto negli anni in termini di PCI del rifiuto alimentato, ha fatto sì che per questo tipo di impianto si passasse da una camera di combustione tipicamente adiabatica² a veri e propri combustori nei quali viene meno la separazione tra forno e caldaia. I fumi di combustione irraggiano le pareti membranate del forno provocando la vaporizzazione dell'acqua contenuta in esse, ma data la presenza di alogeni nel rifiuto, la temperatura dei fumi di combustione è mantenuta sopra gli 850°C per almeno due secondi, in modo da garantire un adeguato abbattimento delle sostanze inquinanti, in particolare

¹L'elevato PCI contenuto nel CDR richiede infatti un raffreddamento aggiuntivo a quello fornito dall'aria di combustione che attraversa la griglia.

²Tipici impianti degli anni '70 e '80, nei quali difficilmente il PCI del rifiuto alimentato superava i 5 MJ/kg e il problema era il raggiungimento di elevate temperature.

diossine e furani. Lo scambio termico continua poi nelle successive sezioni del combustore, paragonabile ad una caldaia a recupero, in cui viene prodotto vapore surriscaldato da inviare all'utenza termica o alla turbina a vapore. I fumi vengono infine trattati prima della successiva espulsione al camino. In Figura 3.1.1 è rappresentato il combustore a griglia dell'impianto di termovalorizzazione di Brescia.

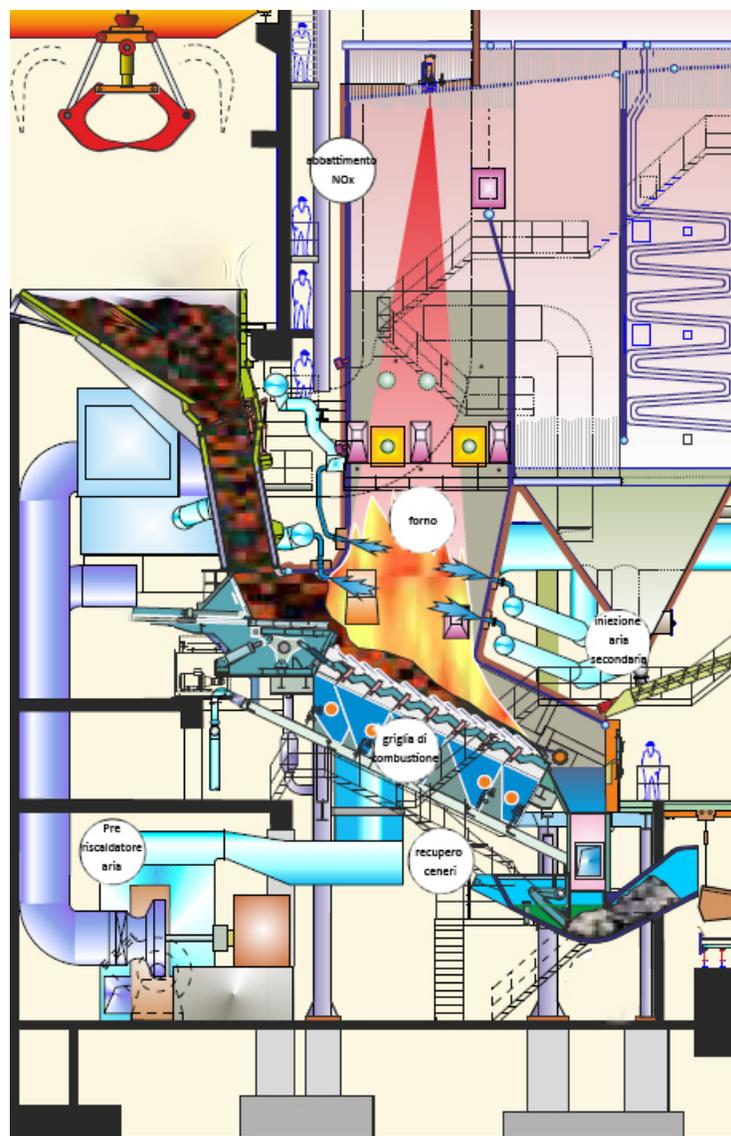


Figura 3.1.1: Forno a griglia dell'impianto di termovalorizzazione di Brescia. Fonte [32].

Combustore a letto fluido In una caldaia a letto fluido, la massa di materiale inerte che lo costituisce, tipicamente sabbia, viene mantenuta in sospensione da una corrente di gas che la attraversa, nel caso in questione l'aria primaria e i fumi della combustione. A seconda della velocità del flusso gassoso ascendente, il letto presenterà caratteristiche diverse, passando da una configurazione *bollente* ad una *circolante*. Nel primo caso il materiale inerte e le ceneri derivanti dal processo di combustione “galleggiano” nella parte bassa della camera di combustione, mentre i fumi che li attraversano trasportano le ceneri più leggere. All'aumentare della velocità della corrente gassosa, una frazione sempre maggiore di particelle inerti verrà trasportata dai fumi di combustione, imponendo un necessario ricircolamento delle stesse per evitare lo svuotamento del letto. La configurazione a letto fluido assicura un elevato tempo di permanenza del combustibile e un buon contattamento tra combustibile e comburente, permettendo una buona efficienza di combustione. Inoltre non essendo presenti organi di sostegno e spinta del combustibile, si può trattare CDR con PCI maggiore senza incorrere in problemi di resistenza dei materiali. Di contro, si richiede che il combustibile abbia una pezzatura ridotta per poter essere correttamente coinvolto nel processo di combustione. In Figura 3.1.2 vengono rappresentate le due possibili filosofie operative della caldaia a letto fluido. Come nel caso precedente, i fumi di combustione attraversano una sezione di recupero termico, nel quale avviene l'evaporazione e il surriscaldamento del vapore necessario per soddisfare l'utenza, termica o di potenza. Segue una linea di trattamento fumi prima dell'espulsione al camino.

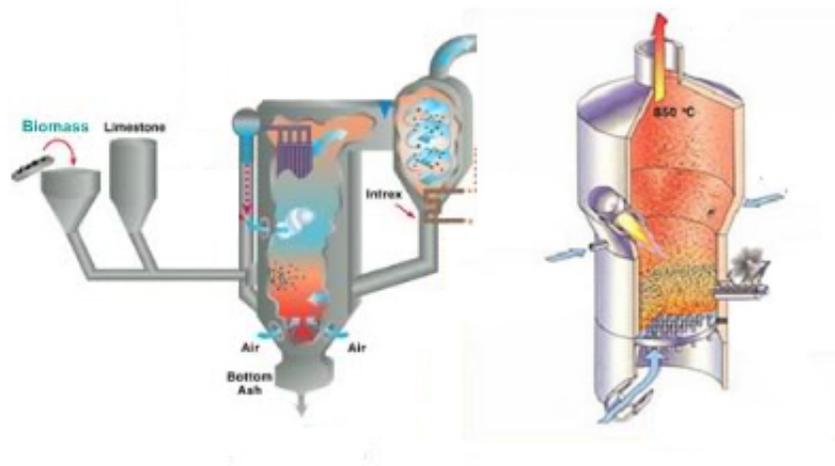


Figura 3.1.2: Schema di funzionamento della caldaia a letto fluido circolante (sinistra) e bollente (destra).

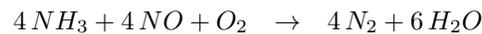
3.2 Impianto di riferimento

Lo schema qualitativo dell'impianto di termovalorizzazione di Gioia Tauro è mostrato in Figura 3.2.1. L'impianto è costituito da due linee di incenerimento identiche tra loro, composte ognuna da un gruppo forno-caldiaa-trattamento fumi. Il CDR ottenuto negli impianti regionali di trattamento meccanico biologico viene utilizzato come combustibile all'interno di forni a letto fluido bollente con caldaia integrata [30]. Il CDR viene stoccato in una fossa di raccolta mantenuta in leggera depressione per motivi igienici dal quale viene prelevato per mezzo di una benna a polipo. Esso cade su un nastro trasportatore dove avviene l'ulteriore separazione di materiali metallici non ferrosi attraverso l'uso di correnti parassite, per evitare che essi finiscano in camera di combustione. L'aria viziata della fossa di alimentazione viene aspirata e compressa da un ventilatore ed utilizzata come aria totale di combustione all'interno del forno senza essere preriscaldata da spillamenti di vapore dalla turbina. L'aria primaria non fornisce solamente l'ossigeno necessario alla combustione del rifiuto, ma mantiene il letto al desiderato livello di fluidizzazione, motivo per il quale il ventilatore deve assicurare una prevalenza non indifferente all'aria aspirata. Dopo essere stata aspirata, l'aria totale viene suddivisa in primaria, secondaria e terziaria, e la portata di aria di combustione viene controllata attraverso misurazione della portata di vapore: regolando dunque la distribuzione di aria in tre diversi flussi è sempre possibile raggiungere condizioni ottimali di combustione. L'aria primaria viene immessa dal di sotto di una piastra forata che costituisce la base del letto: i fori permettono sia la risalita dell'aria primaria, che il passaggio in senso opposto di inerti, ceneri pesanti, nonché una frazione modesta della sabbia del letto. In questa ottica, la parte inferiore del combustore agisce come un preriscaldatore dell'aria primaria, in quanto le particelle discendenti si raffreddano cedendo calore all'aria di combustione. Le ceneri in uscita dal fondo del letto vengono raffreddate in uno scambiatore sfruttando l'acqua in uscita dal condensatore del ciclo di potenza, e trasportate tramite un elevatore a tazze ad un vaglio meccanico, che separa gli scarti più pesanti dal materiale del letto che viene recuperato e rinviato all'interno del forno. Nella parte superiore del letto sono posti l'alimentazione del combustibile, gli ugelli di iniezione dell'aria secondaria e quelli dei fumi riciccolati.

Le fornace è rivestita da pareti membrate, in modo da mantenere la camera di combustione alla temperatura desiderata attraverso lo scambio termico tra i fumi di combustione e l'acqua contenuta all'interno dei tubi. I benefici ottenuti da questa soluzione sono anche ambientali, in quanto le più basse temperature operative, rispetto alla combustione su griglia, dell'ordine dei 900 °C, permettono una riduzione degli ossidi di azoto prodotti dalla combustione del CDR. Inoltre per proteggere la parte inferiore del forno dalla corrosione, le pareti membranate più vicine alla zona di combustione sono ricoperte da un materiale refrattario. Prima di giungere alla zona di scambio termico con il fluido di lavoro del ciclo a vapore, i fumi attraversano una cavità radiante avente lo scopo di abbassare la temperatura dei fumi stessi per non sollecitare eccessivamente da un punto di vista termico i fasci surriscaldatori. La disposizione della caldaia a

recupero è ottimizzata per il recupero termico: i fumi incontrano prima i due fasci surriscaldatori, intermezzati da un raffreddamento sicurezza, in seguito altri banchi evaporativi e infine l'economizzatore.

La soluzione adottata per l'abbattimento degli NOx è la riduzione selettiva non catalitica (*SNCR*) che richiede l'iniezione di ammoniaca direttamente in camera di combustione. La reazione di riduzione avviene in un range ottimale di temperatura compreso tra i 750°C e i 1100°C secondo la:



La reazione viene operata con un leggero eccesso di ammoniaca, in modo da trovare un trade off tra l'abbattimento di NOx conseguito e lo slip di ammoniaca nei gas.

Il vapore prodotto dalle due linee viene alimentato in un'unica turbina a condensazione, che espande il vapore operando un solo spillamento rigenerativo di bassa pressione. Dopo aver attraversato un condensatore ad aria, l'acqua di alimento scambia calore con le coclee di raccolta delle ceneri e con i fumi di combustione prima che essi vengano liberati al camino. Attraverso due pompe di alimento il fluido di lavoro viene nuovamente inviato alle caldaie delle due linee di combustione del CDR. I fumi in uscita dalla caldaia vengono invece trattati da una sezione di depurazione fumi: una coppia di cicloni separa le ceneri più grossolane ancora presenti nei fumi, mentre attraverso filtri a manica si eliminano polveri e ceneri volatili. Per l'abbattimento di sostanze inquinanti acide e dei metalli pesanti si utilizza un reattore semisecco a latte di calce.

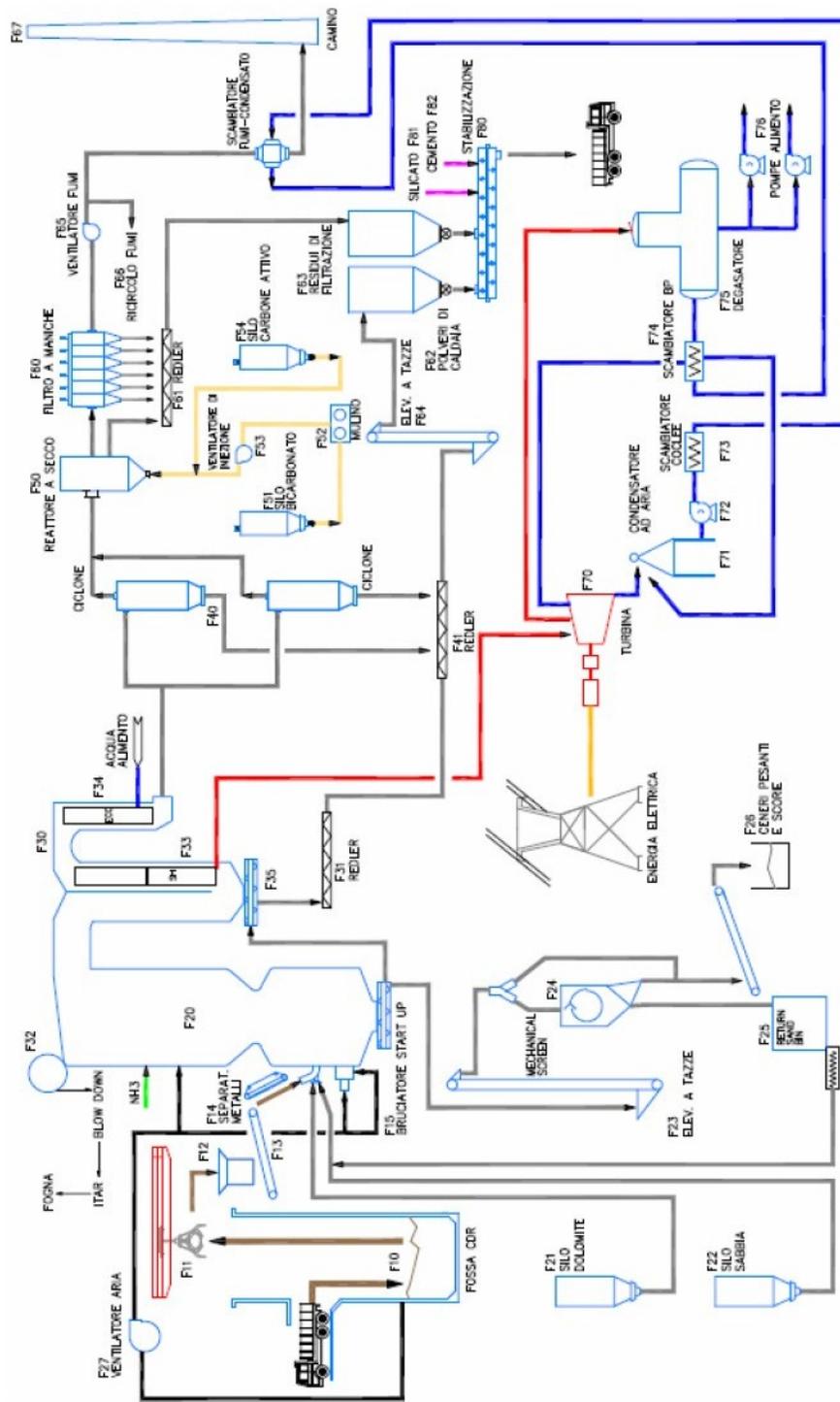


Figura 3.2.1: Schema del termovalorizzatore a letto fluido bollente di Gioia Tauro.

3.2.1 Il modello GS

Il modello informatico implementato con il programma GS è mostrato in Figura 3.2.2. I componenti sono indicati da lettere racchiuse tra parentesi quadre [], mentre i flussi da numeri racchiusi da parentesi tonde (). L'impianto reale prevede due linee di combustione identiche che producono vapore che viene fatto espandere in un unico gruppo turboalternatore. Per semplicità di calcolo, le due linee di termovalorizzazione dell'impianto reale vengono modellizzate da una unica linea, elaborante una portata di combustibile pari alla somma delle portate delle singole linee.

L'aria (1) viene aspirata e compressa dal ventilatore [A] e suddivisa dallo splitter [B] in aria primaria (2) e aria secondaria (11). L'aria primaria (2) viene preriscaldata dallo scambiatore [C] che simula il raffreddamento delle ceneri grossolane e della sabbia (26) che cadono sotto la griglia. Nel mixer [D] l'aria primaria viene miscelata con la sabbia (25) ed i fumi riciccolati (23), prima di entrare nel componente [G] che simula il combustore. Il CDR alimentato è il flusso (6), che viene splittato dal componente [E] per poter simulare le perdite per incombusti del processo: nella reale combustione infatti non tutto il combustibile partecipa al processo di combustione, in quanto le ceneri sono composte, in minima parte, anche da incombusti. Questo difetto di combustione viene stimato facendo bypassare il combustore [G] da una portata di combustibile la cui completa combustione sprigionerebbe una potenza termica pari a quella degli incombusti presenti nelle scorie. Il combustibile diretto in caldaia (7) viene miscelato in [F] assieme alla sabbia di reintegro, simulata dal flusso (8).

Dopo aver subito il processo di combustione, i fumi (13) lasciano il combustore [G] per essere miscelati in [H] con la portata di CDR che bypassa il combustore (12) e l'aria secondaria (11), che diluisce i fumi diminuendone la temperatura e aumentano la concentrazione di ossigeno. Il componente [I] separa le ceneri grossolane e la sabbia dalla corrente gassosa, simulando la griglia posta alla base del letto fluido. La corrente solida viene splittata da [R] in sabbia riciccolata (25) e ceneri grossolane che preriscaldano l'aria primaria in [C]. I fumi (14) attraversano la caldaia a recupero incontrando l'evaporatore [J], il surriscaldatore [K] e l'economizzatore [L]. Tale configurazione permette di simulare la presenza dei banchi evaporativi in caldaia. I fumi uscenti dall'economizzatore vengono mixati in [M] con una corrente di aria falsa (30) che simula l'ulteriore immissione di aria ambiente nel ciclo, per esempio per la pulizia dei filtri a maniche. Il flusso (18) di fumi viene trattato in [N], componente che simula la separazione delle sostanze solide (29) ancora presenti nel flusso. I gas depurati (19) vengono così aspirati dal ventilatore [O] e separati dal componente [P] in frazione riciccolata (23) e fumi (21) inviati al camino.

Il componente [T] modella il ciclo a vapore: l'acqua di alimento entra in turbina in condizione di vapore surriscaldato (34) e dopo essere espansa viene condensata in uno scambiatore ad aria. La sezione di recupero termico è composta dallo scambiatore [S], nel quale le ceneri scaricate dal fondo del forno cedono calore all'acqua di alimento e dallo scambiatore condensato-fumi [Q], che raffredda i fumi in uscita al camino e preriscalda l'acqua inviata all'unico

rigeneratore del ciclo a vapore. Prima di entrare nella caldaia a recupero, un degasatore espelle attraverso una portata di vapore, gli incondensabili presenti nel flusso.

I componenti [U],[V],[W] e [X] simulano gli ulteriori ausiliari di impianto: movimentazione del CDR, trattamento dei flussi di impianto, operatività dell'impianto e gli ausiliari per la movimentazione delle scorie. Una descrizione più dettagliata degli stessi verrà effettuata nella sezione 3.2.3.

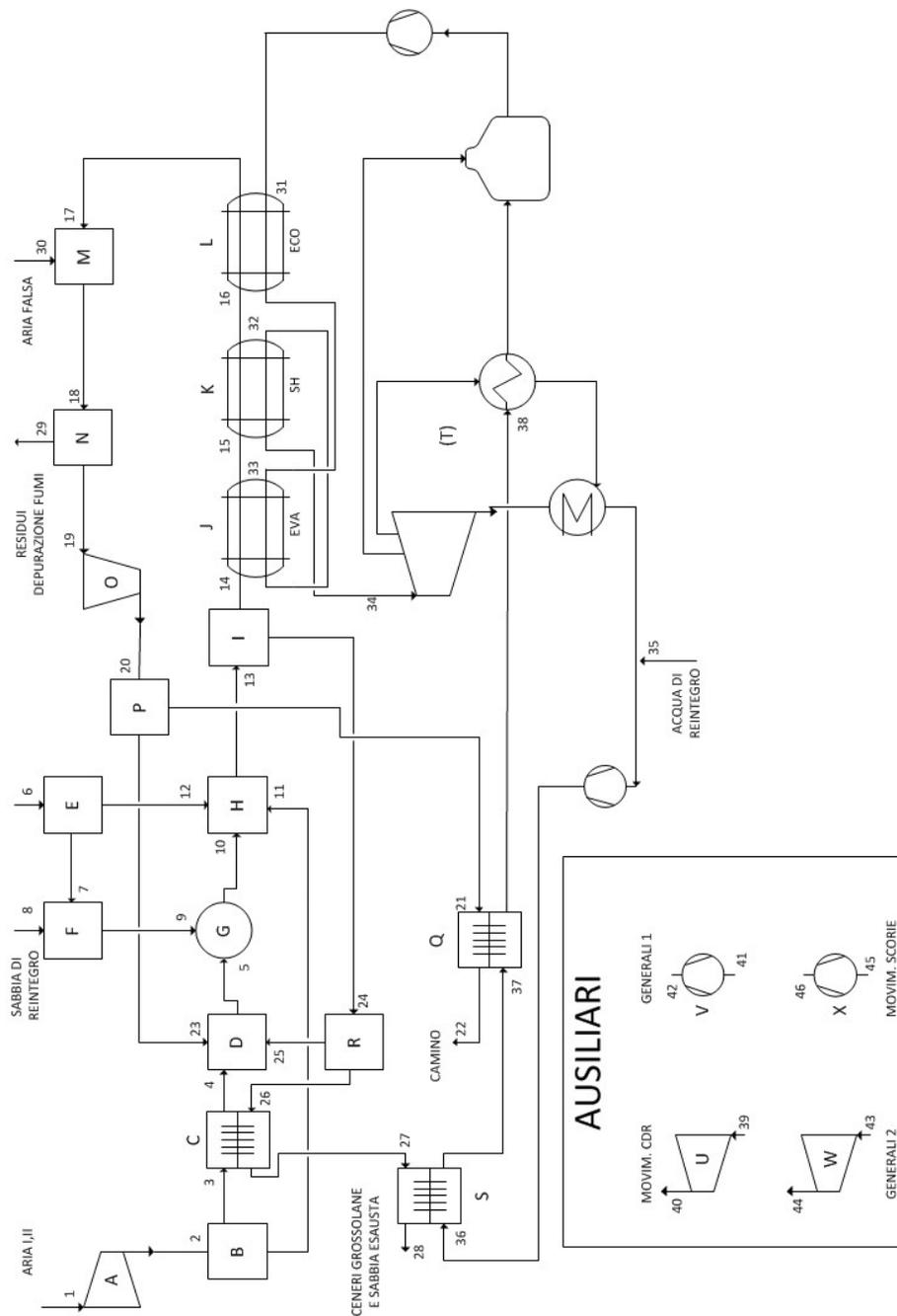


Figura 3.2.2: Modello GS del termovalorizzatore a letto fluido bollente di Gioia Tauro

3.2.2 Assunzioni termodinamiche-impiantistiche

Nella seguente sezione si riportano le ipotesi di calcolo effettuate per riprodurre le condizioni di progetto dichiarate per l'impianto di Gioia Tauro.

Dopo aver simulato l'impianto in tali condizioni, si ipotizzerà di esercirlo in condizioni diverse, nello specifico alimentando la turbina a vapore con il 95% della portata nominale ed impiegando alcune variazioni dei parametri operativi dell'impianto. Con tali variazioni sarà possibile calcolare un rendimento medio annuo dell' impianto, supposto alimentato dal combustibile di riferimento definito in [30]. Infine, queste stesse condizioni medie annue verranno riprodotte utilizzando CDR qualitativamente diversi, facendone variare la quantità alimentata per ottenere la stessa portata di vapore e, conseguentemente, la stessa potenza elettrica ai capi del generatore, valutando così la differenza di prestazioni causata dalle diverse proprietà combustive attraverso le variazioni di rendimento di caldaia e consumi di ausiliari.

Il programma GS lavora processando combustibili composti da specie molecolari, motivo per il quale è stato necessario formulare un combustibile equivalente a quello utilizzato per calcolare le condizioni di progetto, per poter procedere con la simulazione. Nella Tabella 3.1 vengono riportati le caratteristiche del combustibile alimentato dichiarate per l'impianto di Gioia Tauro:

Potere calorifico	12.5	MJ/Kg
Contenuto di umidità	24.4	% w
Contenuto di C	48.6	% w _{dry}
Contenuto di H	4.6	% w _{dry}
Contenuto di O	29.6	% w _{dry}
Contenuto di N	0.8	% w _{dry}
Contenuto di Cl	0.4	% w _{dry}
Contenuto di S	0.4	% w _{dry}
Contenuto di ceneri	15.6	% w _{dry}

Tabella 3.1: Combustibile per il calcolo delle condizioni di progetto. Fonte [30].

Il combustibile equivalente è formulato attraverso il codice GASPRO ed i risultati sono riportati in Tabella 3.2³ : si trascura il tenore di Cloro e Fluoro in quanto influenzano marginalmente i bilanci di massa ed energia del sistema.

³La modellazione prevede l'utilizzo di una specie chimica fittizia denominata CH₄\$\$, avente la stessa composizione chimica del metano ma una potere calorifico inferiore minore, pari a 39 MJ/Kg. L'artificio è reso necessario in quanto gli idrocarburi sono caratterizzati da un contenuto energetico per massa di carbonio molto superiore rispetto a quanto si riscontra in combustibili più "poveri" come rifiuti e biomasse.

Combustibile equivalente al CDR		
Composizione	Frazione molare	Frazione massica
CH ₄	0.60578E-01	0.46194E-01
CH ₄ \$\$	0.11505	0.87730E-01
CO	0.21144	0.28151
CO ₂	0.29195E-01	0.61073E-01
H ₂	0.13259E-01	0.12705E-02
N ₂	0.4571E-02	0.60919E-02
O ₂	0.12916E-01	0.19645E-01
S	0.19867E-02	0.30279E-02
H ₂ O (L)	0.28493	0.244
C (S)	0.23044	0.13156
Ceneri	0.35633E-01	0.11790
PCI	12.5 MJ/kg	

Tabella 3.2: Combustibile equivalente utilizzato nel modello GS

In Tabella 3.3 vengono riportate le principali assunzioni del modello per il calcolo delle condizioni di progetto dell'impianto, spiegate con maggior dettaglio nel resto della presente sezione.

CALDAIA		
$T_{acqua\ in\ ECO}$	[°C]	130
$P_{acqua\ in\ ECO}$	[°C]	46
ΔT_{sc}	[°C]	10
P_{eva}	[bar]	44
$T_{vapore\ out\ SH}$	[°C]	405
$P_{vapore\ out\ SH}$	[bar]	41
$T_{fumi\ out\ ECO}$	[°C]	187
CICLO A VAPORE		
$P_{condensazione}$	[bar]	0.013
$P_{spillamento\ rigeneratore}$	[bar]	1.15
$P_{degasatore}$	[bar]	2.65
$\Delta p / P_{acqua\ rigeneratore}$	[%]	8
$\Delta P_{degasatore}$	[bar]	1
$W_{aulisiari\ condensatore}$	[% $Q_{condensatore}$]	3
ALTRE IPOTESI		
$T_{fumi\ camino}$	[°C]	135
$X_{O_2\ caldaia\ (fumi\ secchi)}$	[%]	7
$X_{O_2\ camino\ (fumi\ secchi)}$	[%]	8
fumi ricircolati	[%]	15
Perdite termiche scambiatori	[% Q_h]	1
Perdite termiche combustore	[% $Q_{comb,PCI}$]	0.8
$T_{scarico\ scorie\ da\ combustore}$	[°C]	200

Tabella 3.3: Assunzioni termodinamiche del termovalorizzatore di Gioia Tauro.

Combustione La combustione viene condotta in regime stechiometrico: essendo nota la portata di CDR inviata al combustore, viene calcolata l'aria primaria necessaria ad avere una combustione completa e stechiometrica. Il tenore di ossigeno dei fumi in uscita dal forno si raggiunge correggendo iterativamente la portata di aria secondaria immessa a valle del combustore.

La modellazione effettuata comporta alcune semplificazioni dell'impianto reale, soprattutto in questa fase di descrizione della combustione.

Nell'impianto reale infatti, la combustione del CDR avviene contemporaneamente allo scambio termico: i fumi irradiano verso le pareti membranate della caldaia, raffreddate ad acqua, e la temperatura all'interno della camera è limitata a valori compresi tra 850°C e 900 °C. Nel modello qui utilizzato invece si ipotizza una combustione stechiometrica, diluita in un secondo momento da aria secondaria, non concomitante allo scambio termico che avviene in camera di combustione con le pareti del forno. I valori di temperatura raggiunti sono molto alti, superiori ai 1200 °C. La semplificazione proposta non altera il bilancio globale energetico ed exergetico dell'impianto, ma ridistribuisce le perdite exergetiche del combustore e della caldaia in maniera diversa: quelle della caldaia sono sottostimate rispetto quelle reali, in quanto i fumi raggiungono una temperatura maggiore non essendo schematizzato lo scambio termico con le pareti

membranate, mentre le perdite exergetiche agli scambiatori vengono sovrastimate per lo scambio termico sotto differenze di temperatura maggiori. In ogni caso, il macro bilancio al sistema di riferimento formato da combustore+caldaia rimane inalterato.

Il trattamento SNCR che avviene in camera di combustione viene negletto, in quanto le portate di soluzione di ammoniaca sono trascurabili ai fini del bilancio di massa del sistema.

Riscaldamento acqua di alimento L'acqua del ciclo a vapore, entra nell'economizzatore alla temperatura di 130°C e una pressione di 46 bar. Lo scambio termico è così schematizzato per riprodurre la presenza dei banchi evaporativi direttamente in camera di combustione. L'acqua incontra così in serie l'economizzatore, il surriscaldatore e l'evaporatore. Viene trascurata la presenza di ulteriori banchi evaporativi a valle del surriscaldatore, secondari rispetto all'evaporazione in camera di combustione. La pressione di evaporazione all'interno del corpo cilindrico è pari a 44 bar, mentre il $\Delta T_{sub-cooling}$ all'evaporatore è di 10 °C. Il vapore lascia il surriscaldatore ad una pressione di 41 bar ed una temperatura di 405°C.

Temperatura dei fumi all'uscita dell'economizzatore Nelle condizioni di progetto, il recupero termico viene ottimizzato per permettere ai fumi di lasciare l'economizzatore ad una temperatura di 187°C. Nella simulazione delle prestazioni annuali medie, tale valore viene però portato a 205 °C per tenere conto dello sporcamento dei fasci tubieri della caldaia che si ha in condizioni di funzionamento a regime.

Linea trattamento fumi Dopo aver attraversato la caldaia a recupero, i fumi vengono diluiti da una portata d'aria falsa, che simula i rientri d'aria all'interno dell'impianto (come ad esempio l'aria utilizzata per soffiare i filtri a maniche). A questa fase segue uno splitter che separa le specie condensate dal flusso principale ed un ventilatore, che fornisce ai fumi la prevalenza necessaria per poter essere liberati al camino. Parte dei fumi, dopo essere stati compressi dal ventilatore, vengono ricircolati e mixati con l'aria primaria prima di entrare in camera di combustione.

La frazione di fumi non ricircolata, viene espulsa dal camino ad una temperatura di 135°C, che viene raggiunta raffreddando i fumi in uno Scambiatore Condizionamento Fumi (SCF) che cede calore all'acqua di alimento del ciclo a vapore. Il tenore di ossigeno nei fumi secchi al camino è posto pari all' 8% e viene raggiunto correggendo iterativamente la portata di aria falsa immessa a valle dell'economizzatore.

Trattamento ceneri Le ceneri grossolane che non vengono trascinate dalla corrente gassosa e le ceneri che non restano in sospensione sul letto, cadono al di sotto della griglia, preriscaldando l'aria primaria e vengono estratte dal fondo del forno ad una temperatura ipotizzata di 200 °C. Le ceneri grossolane e la sabbia

esausta vengono poi raffreddate fino ad una temperatura di 60 °C in coclee che scambiano calore con l'acqua di alimento del ciclo a vapore proveniente dalla pompa di estrazione condensato. Date le caratteristiche qualitative del CDR in termini di bassi contenuti di ceneri, si ipotizza un flusso di *bottom ash* pari al 20% delle ceneri contenute nel combustibile.

Perdite termiche negli scambiatori Per tutti gli scambiatori presenti si ipotizza una perdita termica pari all'1 % del calore ceduto dal fluido caldo, mentre per la camera di combustione tali perdite sono ipotizzati pari allo 0.8% del calore liberato dalla combustione, calcolato sul PCI, come stimato in [30].

Perdite termiche per incombusti La stima per conteggiare queste perdite viene effettuata sotto le seguenti ipotesi:

- gli incombusti sono composti da carbonio solido, il cui PCI è posto pari a 30 MJ/kg.
- il tenore di incombusti nelle scorie e nelle ceneri è pari allo 0.75% , come stimato da Zannier in [33].

La percentuale di PCI persa a causa degli incombusti sarà pari a:

$$\frac{KJ}{Kg_{CDR}} = 0.0075 \frac{Kg_{incombusti}}{Kg_{scorie}} * \frac{1}{1 - 0.0075} \frac{Kg_{scorie}}{Kg_{ceneri}} * x \frac{Kg_{ceneri}}{Kg_{CDR}} * 30000 \frac{KJ}{Kg_{incombusti}}$$

Il contributo energetico perso a causa della presenza di incombusti, dipenderà dal contenuto x di ceneri presenti nel combustibile. Il valore ottenuto andrà poi diviso per il PCI del CDR e diviso per un fattore che tenga conto della quantità di fumi riciccolati in caldaia, nel nostro caso il 15 %, corrente che reintroduce parte degli incombusti direttamente in camera di combustione e che secondo le ipotesi del modello, subiscono una completa combustione.

Nel caso in cui venga alimentato il combustibile di riferimento, tali perdite saranno schematizzate facendo bypassare il combustore da una portata di carbonio grafittico pari allo 0.252 % in massa del CDR alimentato.

3.2.3 Ausiliari di impianto

Gli ausiliari di impianto possono essere raggruppati nelle due seguenti categorie:

- Ausiliari del ciclo a vapore
 - circolazione dell'acqua di alimento
 - refrigerazione del condensatore
- Ausiliari di impianto

- ventilatori
- movimentazione del CDR
- movimentazione scorie
- ulteriore trattamento flussi
- operatività impianto

Le ipotesi e i dati relativi ai consumi della sezione “Altri ausiliari” sono assunte da [34], dove viene effettuata una analisi comparativa tra combustori a letto fluido e combustori a griglia di differente taglia nell’ambito della combustione di CDR.

Circolazione dell’acqua di alimento Tutte le pompe del ciclo a vapore sono azionate da motore elettrico ed i rendimenti idraulici, organici ed elettrici vengono calcolati da relazioni predefinite del programma GS, in base a regole di similitudine e sull’effetto di taglia.

Refrigerazione del condensatore La condensazione del vapore scaricato dalla turbina è effettuata tramite aria ed il condensatore è costituito da moduli di fasci di tubi alettati disposti su strutture ad “A” posti sopra dei ventilatori azionati elettricamente. Dai dati in possesso, non è possibile effettuare una stima accurata della potenza elettrica assorbita dai ventilatori, come richiesto dal programma GS. Essa verrà posta pari al 3% della potenza termica asportata dal condensatore, consumo superiore rispetto a quello che si avrebbe se si utilizzasse acqua in torri di raffreddamento. Tale valore è piuttosto alto, ma tiene in conto delle sfavorevoli condizioni operative offerte dal clima calabrese durante i caldi mesi estivi.

Ventilatori I due ventilatori presenti nell’impianto sono quello dell’aria di combustione, che aspira dalla fossa di stoccaggio del CDR e quello di espulsione dei fumi. Al variare della portata di combustibile alimentato, varierà la quantità di aria di combustione necessaria ad assicurare una combustione stechiometrica e completa, così come l’aria secondaria, necessaria a garantire il richiesto tenore di ossigeno nei fumi. Tale variazione di portata volumetrica influirà sul rendimento totale dei ventilatori, definito come:

$$\eta_{tot} = \eta_{el}\eta_{org}\eta_y$$

Ipotizzando rendimento elettrico η_{el} ed organico η_{org} costanti, il cui prodotto è posto pari a 0.81, gli effetti di scala saranno unicamente sul rendimento politropico η_y , essendo esso funzione di [16]:

$$\begin{cases} \eta_y = \eta_{y,\infty} & \text{per } SP < 10^b \\ \eta_y = \eta_{y,\infty}(1 - a(b - \lg SP)^2) & \text{per } SP > 10^b \end{cases}$$

Dove SP è lo Size Parameter ⁴ di uno stadio di compressione, definito come:

$$SP = \frac{\dot{V}_m}{\Delta h_{is}^{0,25}}$$

con \dot{V}_m portata volumetrica sulla sezione di ingresso dello stadio e Δh_{is} il salto entalpico isoentropico a cavallo dello stadio stesso. I valori dei parametri a, b e $\eta_{y,\infty}$ derivano da calibrazione sui dati forniti dai costruttori dei ventilatori stessi. Nel presente studio si utilizzano i risultati ottenuti in [35] riferiti ai valori di progetto del termovalorizzatore “Silla 2” di Milano:

$$a = 0.3$$

$$b = 0.53$$

$$\eta_{y,\infty} = 0.87$$

Il rendimento politropico dei ventilatori è diagrammato in Figura 3.2.3.

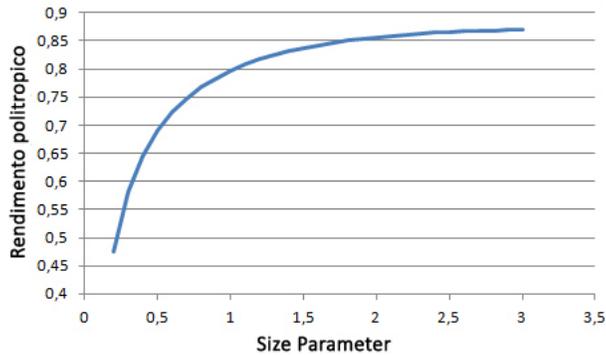


Figura 3.2.3: Rendimento politropico dei ventilatori in funzione dello Size Parameter.

Movimentazione CDR Il conferimento del CDR proveniente dai vari impianti regionali, avviene tramite camion in una apposita zona di ricezione. Il sistema di ausiliari di questa sezione consta di gru a ponte per la movimentazione del CDR in fossa e di tramogge di carico, che alimentano nastri trasportatori motorizzati, la cui velocità viene regolata in base alla richiesta termica della caldaia. L'ingresso del CDR in caldaia viene inoltre controllato da una serranda

⁴Lo SP è un indice delle dimensioni della turbomacchina. Il suo valore assoluto è utile per valutare gli scostamenti delle prestazioni rispetto a quelle predette dalla teoria della similitudine ($\eta_{y,\infty}$).

di intercettazione. In assenza di dati specifici per l'impianto in questione, si utilizzano i valori forniti dalla Foster-Wheeler presenti in [35] relativi ai consumi di un impianto a griglia per la valorizzazione del Rifiuto Urbano Residuo (RUR), riassunti in Tabella 3.4. Nel gruppo A vengono inseriti i consumi per la serranda di sicurezza, lo spintore dei rifiuti e per la movimentazione della griglia, mentre i consumi in B sono relativi alla benna di carico.

Portata di RUR	Consumo specifico gruppo A	consumo specifico gruppo B	Consumo totale
[ton/giorno]	[kWh/ton]	[kWh/ton]	[kWh/ton]
150	4.8	4.8	9.6
300	4.16	4.4	8.56
500	3.648	3.84	7.488
750	3.456	3.52	6.976
1000	3.456	3.264	6.72

Tabella 3.4: Consumi specifici per la movimentazione del RUR.

Dato il minor consumo energetico specifico dell'impianto in questione ⁵, si ipotizza che per movimentare una tonnellata di CDR sia necessaria metà dell'energia richiesta per alimentare una tonnellata di RUR. Tali consumi vengono simulati su GS da un compressore elaborante una portata di azoto pari a quella del CDR movimentato, tarando i valori dei coefficienti a e b del rendimento politropico per riprodurre i consumi stimati. I risultati della simulazione sono esposti in Figura 3.2.4.

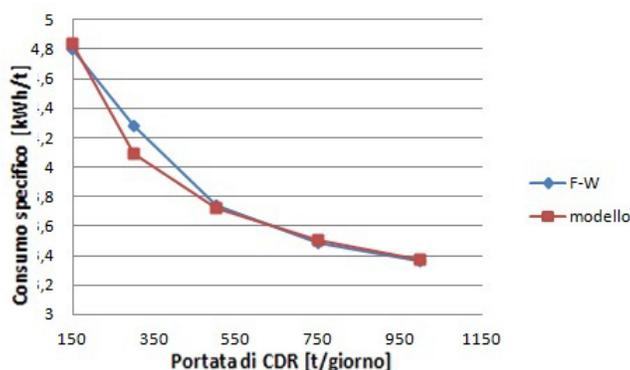


Figura 3.2.4: Consumi specifici per la movimentazione del CDR: valori ipotizzati e simulati

⁵Il combustore in questione è a letto fluido, quindi non sono presenti organi di movimentazione della griglia.

Movimentazione scorie Le scorie prodotte dal processo di combustione che vengono raccolte sul fondo del combustore, richiedono un apposito sistema di movimentazione. Lo scopo è quello di rimuovere le ceneri dal fondo del letto e dalla sezione di backpass e ricircolare quella frazione di sabbia che precipita sul fondo del combustore. I principali componenti di questo sistema sono le coclee di estrazione cenere (raffreddate dall'acqua di alimento del ciclo a vapore), l'elevatore a tazze e il vaglio meccanico che separa la sabbia dalle ceneri. Anche per questo gruppo di ausiliari non si hanno dati sui consumi energetici. Si ipotizza però che essi siano pari agli ausiliari per la movimentazione delle scorie di un combustore a griglia per la termovalorizzazione di RRD, i cui consumi sono stimati dalla Foster-Wheeler in Tabella 3.5:

Ceneri Asciutte	Consumo specifico
[kg/s]	[kWh/t _{ceneri asciutte}]
0.234	10.76
0.469	10.36
0.781	10.11
1.172	9.98
1.563	9.86

Tabella 3.5: Consumi specifici per la movimentazione delle scorie. Dati forniti da Foster-Wheeler e rielaborati in [35].

Questa ipotesi è ampiamente conservativa, a causa del maggior quantitativo di *bottom ash* prodotte da un combustore a griglia per la termovalorizzazione del rifiuto tal quale. In GS il consumo di tali ausiliari viene riprodotto attraverso una pompa che elabora una portata d'acqua pari a quella delle ceneri asciutte scaricate nelle coclee. I risultati della modellizzazione sono esposti in Figura 3.2.5.

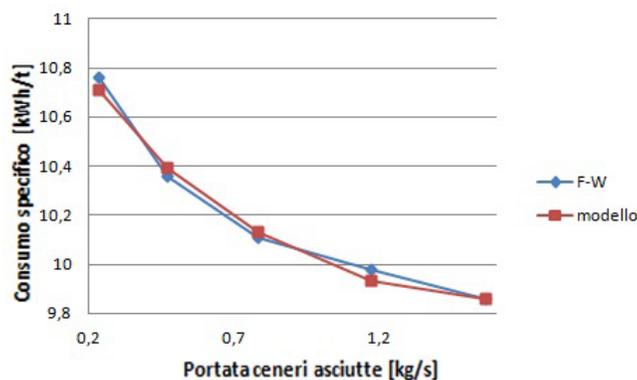


Figura 3.2.5: Consumi specifici per la movimentazione delle scorie: valori ipotizzati e simulati

Ausiliari ulteriore trattamento flussi Gli ausiliari di questa sezione sono relativi alla demineralizzazione dell'acqua, al sistema dell'aria di impianto, allo smaltimento delle polveri dalla sezione di filtrazione e alla depurazione dei fumi. I consumi energetici stimati da Fooster-Wheeler sono riportati in Tabella 3.6 e sono simulati su GS da una pompa che elabora una portata d'acqua pari a quella del CDR trattato. I risultati della modellizzazione sono rappresentati in Figura 3.2.6.

Portata di CDR	
[t/giorno]	[kWh/t _{CDR}]
150	12
300	11.5
500	10.8
750	10.24
1000	9.7

Tabella 3.6: Consumi specifici il gruppo di ausiliari relativo all'ulteriore trattamento dei flussi d'impianto. Dati forniti da Foster-Wheeler e rielaborati in [35].

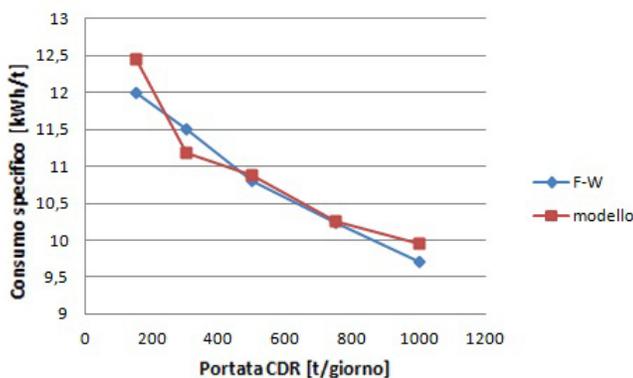


Figura 3.2.6: Consumi specifici per la movimentazione delle scorie: valori ipotizzati e simulati

Ausiliari funzionamento impianto Appartengono a questa classe di ausiliari tutti le altre principali voci di consumo dell'impianto: illuminazione interna, sala controllo, circuito raffreddamento dell'alternatore, soffiatura aria falsa e portoni fosse di conferimento del CDR. Non disponendo di dati sui consumi di tale sezione, si considerano i valori ipotizzati in [34], in cui si suddivide la potenza elettrica assorbita in parte costante, pari a 60 kW, e componente variabile. I valori sono riassunti in Tabella 3.7:

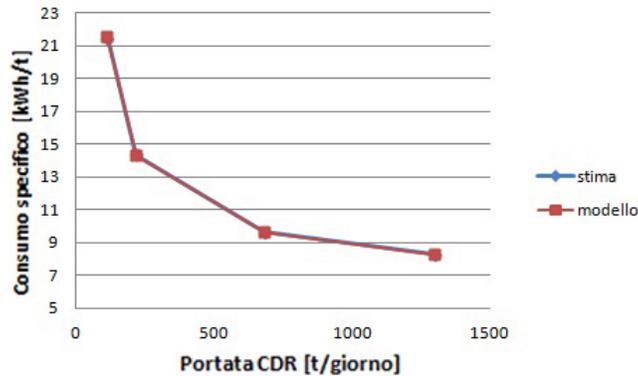


Figura 3.2.7: Consumi specifici per il gruppo di ausiliari per il funzionamento dell'impianto.

Portata di CDR [t/giorno]	Consumo specifico [kWh/t _{CDR}]		
	Parte variabile	Parte costante	Totale
114	8.84	12.63	21.47
217	7.74	6.64	14.38
683	7.52	2.11	9.63
1000	7.18	1.11	8.29

Tabella 3.7: Consumi specifici il gruppo di ausiliari per il funzionamento dell'impianto. Fonte [34].

I consumi sono modellizzati da un compressore che elabora una portata di azoto pari a quella del CDR alimentato. In figura si riportano i risultati del consumo specifico stimato e modellizzato da GS al variare della portata giornaliera di CDR valorizzato.

3.2.4 Perdite di carico

Di seguito si riportano le perdite di carico per il circuito aria/fumi e per l'acqua del ciclo a vapore. I dati sono rappresentativi delle prestazioni attese per l'impianto in condizione di funzionamento a regime.

Circuito aria fumi Le uniche perdite di carico considerate in questa sezione, riguardano le prevalenze dei ventilatori e quelle relative alla sezione di trattamento fumi, che simulano le perdite dovute all'attraversamento da parte dei fumi dei filtri a maniche. Come aria totale di impianto, viene utilizzata l'aria di ventilazione della fossa di conferimento del CDR, mantenuta in leggera depressione. Per le ragioni già accennate riguardo le caratteristiche di un

combustore a letto fluido, la prevalenza fornita dal ventilatore di aspirazione è molto elevata, dell'ordine del centinaio di millibar. In Tabella 3.8 sono riportati i valori ipotizzati per l'impianto in questione. La caduta di pressione attraverso la caldaia è posta pari a 2 mbar e conteggiata all'interno delle perdite di carico nella sezione di trattamento fumi.

	Perdite di carico	
Δp ventilatore aria I,II	140	[mbar]
Δp ventilatore espulsione	70	[mbar]
Δp trattamento fumi	52	[mbar]
pressione di lavoro combustore	1.01325	[bar]

Tabella 3.8: Variazioni di pressione per il circuito aria - fumi.

Circuito acqua In Tabella 3.9 sono riportate le perdite di carico del fluido di lavoro, dovute all'attraversamento degli scambiatori. Nella caldaia a recupero si concentrano nei banchi del surriscaldatore e nell'economizzatore, mentre per quanto riguarda il preriscaldamento nella sezione di alimento, si considerano solo quelle del rigeneratore di bassa pressione e del degasatore, trascurando le perdite nello SCF e nel raffreddamento delle coclee.

	Perdite di carico	
Δp_{SH}	3	[bar]
Δp_{ECO}	2	[bar]
$(\Delta p/p)_{ammissione\ turbina}$	8	[%]
Δp_{deg}	1	[bar]
$(\Delta p/p)_{rig\ lato\ vapore}$	10	[%]
$(\Delta p/p)_{deg\ lato\ vapore}$	8	[%]

Tabella 3.9: Variazioni di pressione per il circuito acqua.

3.3 Analisi risultati simulazione

Nella presente sezione si riportano i risultati delle simulazioni effettuate: come primo step si riprodurranno le condizioni di progetto dell'impianto alimentando il combustibile di riferimento⁶, in seguito verranno simulate le condizioni medie annue di esercizio (dunque le prestazioni medie annue alimentando il combustibile di riferimento) e infine verranno valutate le variazioni di prestazioni al variare del CDR introdotto.

⁶Per la sua composizione, si rimanda alla sezione 3.2.2.

3.3.1 Condizioni di progetto

In Tabella 3.10 si riportano le condizioni di progetto dichiarate per l'impianto in questione e quelle simulate dal modello GS⁷.

Impianto di Gioia Tauro: condizioni di progetto			
		Impianto reale	Modello GS
$m_{combustibile}$	[kg/s]	4.8	4.8
$PCI_{combustibile}$	[MJ/kg]	12.5	12.5
$m_{fumi\ out\ ECO}$	[kg/s]	46.57	46.66
$T_{fumi\ out\ ECO}$	[°C]	187	187.0
$O_2\ out\ caldaia$	[%vol, dry]	7	7
$T_{acqua\ alimento}$	[°C]	130	130.1
$T_{vapore\ out\ SH}$	[°C]	405	405
$p_{vapore\ out\ SH}$	[bar]	41	41
$m_{vapore\ in\ turbina}$	[kg/s]	19.8	19.74
$W_{morsetti\ alternatore}$	[MW]	15.625	15.62
$T_{fumi\ al\ camino}$	[°C]	135	135
$m_{fumi\ al\ camino}$	[kg/s]	41.57	41.80

Tabella 3.10: Condizioni di progetto dell'impianto di Gioia Tauro: valori stimati e valori reali.

La grandezza calcolata dal modello il cui valore si scosta maggiormente dal valore di progetto (errore dello 0.5%) è la portata di fumi al camino. Tale scostamento è attribuibile al valore ipotizzato di "aria falsa", portata immessa a valle della caldaia a recupero per simulare tutti gli ingressi di aria all'interno della sezione di conversione energetica del CDR. La taratura dell'impianto nel riprodurre le condizioni nominali dell'impianto viene dunque considerata positivamente avvenuta.

Per completezza di trattazione si riportano le prestazioni energetiche alle condizioni nominali dell'impianto. Si ricorda che, non disponendo di dati sui consumi degli ausiliari, essi sono stati stimati in 3.2.3. Alle condizioni nominali, si ipotizza la linea lavorante sette giorni alla settimana su tre turni giornalieri, per un totale di 7500 ore di funzionamento annuo.

⁷Le condizioni di progetto qui riportate si riferiscono alla somma delle due linee di termovalorizzazione presenti, considerate come un tutt'uno.

Impianto di Gioia Tauro: prestazioni di progetto		
		Modello GS
$W_{pale\ turbina}$	[MW]	16.60
$W_{morsetti\ alternatore}$	[MW]	15.62
$W_{pompa\ alimento}$	[MW]	0.15
$W_{pompa\ estrazione\ condensato}$	[MW]	0.01
$W_{ausiliari\ condensatore}$	[MW]	1.16
$W_{altri\ ausiliari}$	[MW]	1.57
$W_{tutti\ ausiliari}$	[MW]	2.73
$W_{elettrica\ netta}$	[MW]	12.73
$\eta_{elettrico\ netto, PCI}$	[%]	21.22
$h_{annue\ funzionamento}$	[h/anno]	7500
$EE_{prodotta}$	[GWh/anno]	95.47
$capacità\ di\ smaltimento$	[t _{CDR} /anno]	129 600

Tabella 3.11: Condizioni di progetto dell'impianto di Gioia Tauro: prestazioni energetiche attese.

Nella Figura 3.3.1 si riporta l'incidenza dei vari ausiliari di impianto sul totale della potenza assorbita da essi:

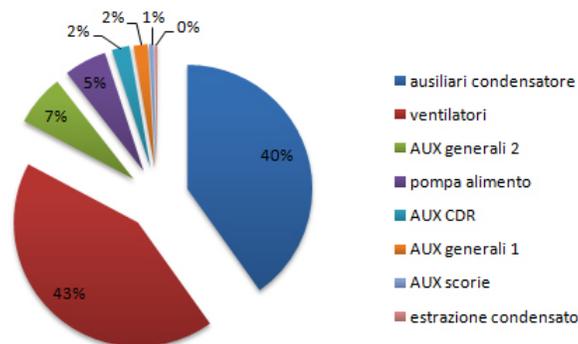


Figura 3.3.1: Composizione percentuale dell'assorbimento di potenza per il funzionamento degli ausiliari di impianto.

3.3.2 Prestazioni medie annue

Le simulazioni condotte in questa sezione vengono effettuate sotto l'ipotesi che l'impianto non venga esercito alle sue condizioni di progetto, ma che in turbina venga alimentata il 95% della portata nominale di vapore in modo da considerare delle naturali oscillazioni di carico riscontrate nell'esercizio normale di questi impianti. Per tenere conto dei fenomeni di sporramento e usura del-

la caldaia a recupero, si impone una temperatura maggiore dei fumi all'uscita dell'economizzatore, riducendone dunque il recupero termico conseguibile.

Il funzionamento dell'impianto a carico leggermente ridotto impone l'aumento delle perdite di carico introdotte dalla valvola d'ammissione della turbina a vapore, in modo da mantenere al valore nominale la pressione d'evaporazione. L'aumento di perdita di carico (ipotizzata al nominale pari all'8%) può essere stimata mediante l'analogia dell'ugello di Stodola [36]. L'intera turbina può essere schematizzata come un ugello che opera in condizioni di blocco sonico, caratterizzato quindi dalla costanza della portata ridotta elaborata, definita come:

$$m_{rid} = m \frac{\sqrt{RT}}{PD^2}$$

Note le portate massiche ed i valori di temperatura del vapore al punto di immissione nelle condizioni di progetto e di reale funzionamento della turbina, è possibile calcolare la nuova di pressione di ingresso in turbina:

$$m_{rid} \frac{D^2}{\sqrt{R}} = 13.57$$

$$p_{in} = 35.83 \text{ bar}$$

Le perdite di pressione all'ingresso della turbina passano dunque dall'8% del caso base al 12.6%.

Le riduzioni di prestazioni dovute alla minor pressione del vapore all'ingresso della turbina, è visibile nel diagramma di Mollier h-s mostrato in Figura 3.3.2: La maggiore perdita dovuta a laminazione isoentalpica in ingresso alla turbina, sposta il punto di inizio espansione verso destra (dal punto blu rappresentante il caso base, al punto viola descrittivo delle condizioni in esame). La riduzione in termini di Δh di espansione in turbina è conseguita a causa dell'inclinazione della isobara di condensazione.

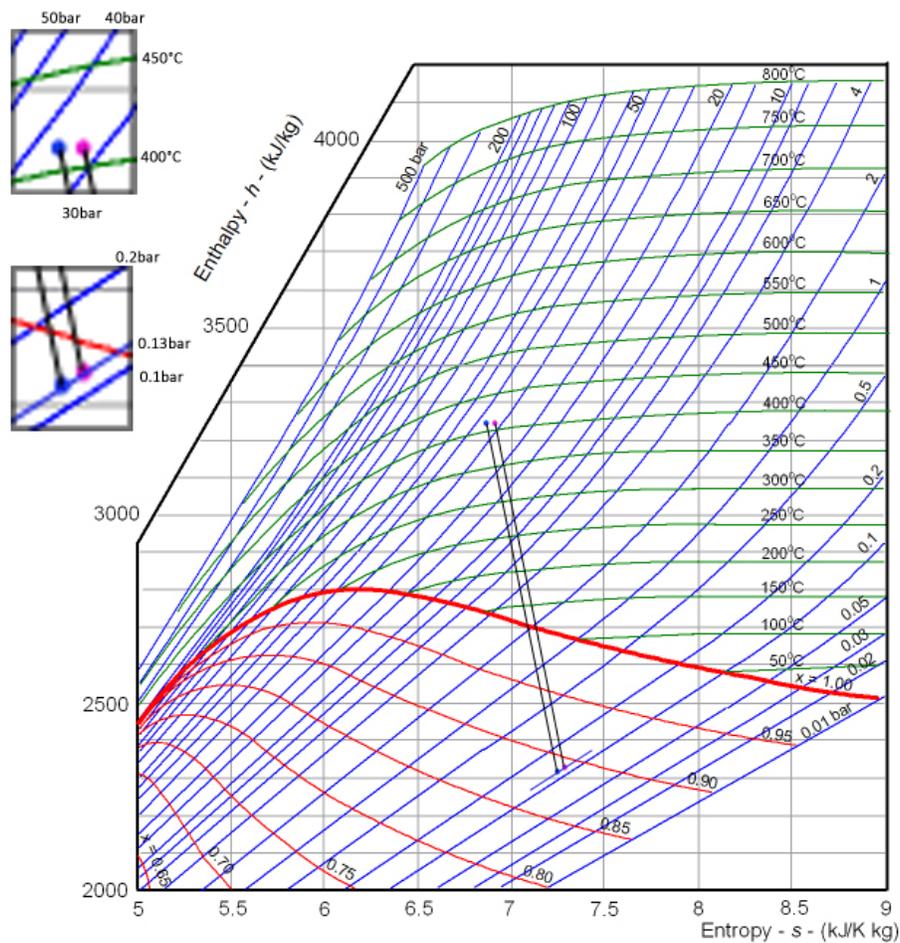


Figura 3.3.2: Diagramma di Mollier, piano h-s. Sono visibili i punti di inizio e fine espansione per il caso base ed il caso di calcolo delle prestazioni medie annue dell'impianto.

Per il calcolo della capacità di smaltimento e dell'energia annua prodotta, si ipotizza un funzionamento della linea sette giorni alla settimana su tre turni giornalieri, per un totale di 7500 ore annue.

Nella seguente tabella vengono riportati i risultati della simulazione condotta.

Impianto di Gioia Tauro: prestazioni medie annue ⁸					
$m_{combustibile}$	[kg/s]	4.64	$W_{morsetti\ alternatore}$	[MW]	14.85
$PCI_{combustibile}$	[MJ/kg]	12.5	$W_{pompa\ alimento}$	[MW]	0.15
$m_{fumi\ out\ ECO}$	[kg/s]	44.90	$W_{estraz\ condensato}$	[MW]	0.01
$T_{fumi\ out\ ECO}$	[°C]	205	$W_{aux\ condensatore}$	[MW]	1.13
$O_2\ out\ caldaia$	[%vol]	7	$W_{altri\ ausiliari}$	[MW]	1.54
$T_{acqua\ alimento}$	[°C]	130.1	$W_{tutti\ ausiliari}$	[MW]	2.67
$T_{vapore\ out\ SH}$	[°C]	405	$W_{elettrica\ netta}$	[MW]	12.02
$p_{vapore\ out\ SH}$	[bar]	41	$W_{aux}/W_{ai\ morsetti}$	[%]	17.98
$m_{vapore\ in\ turbina}$	[kg/s]	18.81	$\eta_{elettrico\ netto, PCI}$	[%]	20.73
$W_{pale\ turbina}$	[MW]	15.79	$h_{annue\ funzionamento}$	[h]	7500
$T_{fumi\ al\ camino}$	[°C]	135	$EE_{annua\ prodotta}$	[GWh]	90.15
$m_{fumi\ al\ camino}$	[kg/s]	40.43	$capacità_{smaltimento}$	[tCDR]	125280

Tabella 3.12: Prestazioni medie annue attese per l'impianto di Gioia Tauro.

Nella Figura 3.3.3 si riporta l'incidenza dei vari ausiliari di impianto sul totale della potenza assorbita da essi:

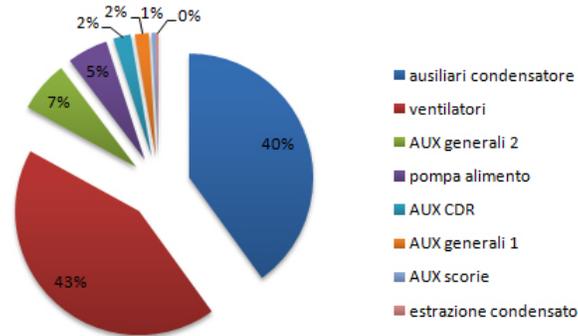


Figura 3.3.3: Composizione percentuale dell'assorbimento di potenza per il funzionamento degli ausiliari di impianto.

3.3.3 Analisi di sensitività

Le simulazioni condotte in questa sezione hanno lo scopo di valutare come le caratteristiche del CDR alimentate possano incidere sul bilancio energetico globale dell'impianto waste-to-energy di Gioia Tauro e dunque valutare la convenienza di una più spinta (o più blanda) lavorazione meccanica e biologica del RSU. Le analisi vengono condotte a parità di portata di vapore immessa in turbina, settata al valore ottenuto nella precedente simulazione (prestazioni medie annue dell'impianto). La portata di CDR alimentato si ottiene impostando tra le

variabili di convergenza del software GS, la portata di vapore in ingresso alla turbina.

Bioessicazione lenta

Dai risultati ottenuti nel precedente capitolo, si è visto come la bioessicazione più performante sia quella di lunga durata. Se coniugata ad una spinta lavorazione meccanica, permette di raggiungere risultati significativi in termini di contenuto energetico del CDR, a scapito però di una bassa resa massica. Inoltre, a parità di caratteristiche del trattamento meccanico, produce una minor quantità di scarto da inviare a discarica.

In Tabella 3.13 vengono descritti i parametri della vagliatura primaria dal quale si ottiene il CDR alimentato all'impianto. La vagliatura più o meno spinta è determinata dal diametro dei fori e dal numero di cicli. Il vaglio ruota alla velocità di rotazione ottimale.

Parametri del vaglio per l'ottenimento del CDR			
Diametro dei fori	Numero di cicli		
	vagliatura blanda	vagliatura media	vagliatura spinta
5 cm	25	50	100
6 cm	25	50	100
7 cm	25	50	100
8 cm	25		75
9 cm	50		

Tabella 3.13: Analisi di sensitività: parametri del vaglio primario. Il bioessicato alimentato è ottenuto da bioessicazione di lunga durata.

Nel caso di rotazione a velocità ottimale del vaglio, il numero di cicli si ottiene dalla combinazione delle caratteristiche geometriche del vaglio, come mostrato nella Figura 2.3.38 al capitolo precedente. Secondo la proposta di classificazione prestazionale del CDR a livello europeo [9], i valori da monitorare sono il potere calorifico inferiore, il contenuto di Cloro ed il contenuto di Mercurio. In Tabella 3.14 viene mostrata la classe di appartenenza del CDR ottenuto in termini di PCI. Per la definizione delle classi, si rimanda alla sezione 1.4.

In Figura 3.3.4 si osserva l'esistenza della condizione per cui il PCI del CDR ottenuto è superiore ai 15 MJ/kg ma il contenuto di ceneri è comunque superiore al $15 \%_{\text{SS}}$, rendendo così il prodotto ottenuto non conforme ai requisiti di legge.

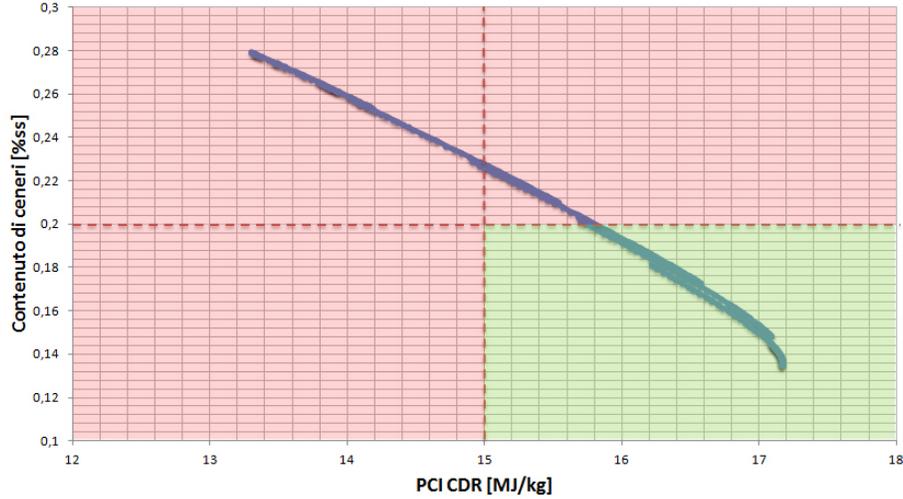


Figura 3.3.4: Rispetto della normativa italiana del CDR ottenuto da bioessicazione lenta: Il quarto quadrante è rappresentativo del rispetto dei limiti in termini di PCI e contenuto percentuale di ceneri.

L'elevato contenuto di ceneri accoppiato ad una spinta bioessicazione, comporta problemi di polverosità del CDR ottenuto, con conseguenti problemi in camera di combustione nella successiva fase di conversione energetica. I risultati delle simulazioni condotte alimentando il CDR ottenuto dalle dodici diverse vagliature modellate sono descritti nel seguito: i parametri del vaglio permettono di ottenere una vagliatura blanda (Tabella 3.17), media (Tabella 3.18) o spinta (Tabella 3.19). Per tutte le simulazioni condotte valgono le assunzioni di Tabella 3.16.

Impianto di Gioia Tauro: assunzioni impiantistiche					
$T_{fumi\ out\ ECO}$	[°C]	205	$T_{acqua\ alimento}$	[°C]	130.1
$O_2\ out\ caldaia$	[%vol]	7	$T_{vapore\ out\ SH}$	[°C]	405
$T_{fumi\ al\ camino}$	[°C]	135	$p_{vapore\ out\ SH}$	[bar]	41
$h_{annue\ funzionamento}$	[h]	7500	$m_{vapore\ in\ turbina}$	[kg/s]	18.81

Tabella 3.16: Prestazioni medie annue attese per l'impianto di Gioia Tauro.

Prestazioni dell'impianto di Gioia Tauro				
		Vagliatura blanda		
Diametro dei fori	[<i>cm</i>]	5	6	7
m_{CDR}	[<i>kg/s</i>]	4.22	3.91	3.63
PCI_{CDR}	[<i>MJ/kg</i>]	13.66	14.71	15.81
$m_{fumi\ out\ ECO}$	[<i>kg/s</i>]	41.82	41.61	41.4
$m_{fumi\ al\ camino}$	[<i>kg/s</i>]	37.2	37.17	37.12
$W_{pale\ turbina}$	[<i>MW</i>]	15.76	15.76	15.76
$W_{morsetti\ alternatore}$	[<i>MW</i>]	14.83	14.83	14.83
$W_{pompa\ alimento}$	[<i>MW</i>]	0.15	0.15	0.15
$W_{estraz\ condensato}$	[<i>MW</i>]	0.01	0.01	0.01
$W_{aux\ condensatore}$	[<i>MW</i>]	1.12	1.12	1.12
$W_{altri\ ausiliari}$	[<i>MW</i>]	1.46	1.44	1.42
$W_{tutti\ ausiliari}$	[<i>MW</i>]	2.74	2.72	2.7
$W_{elettrica\ netta}$	[<i>MW</i>]	12.09	12.11	12.12
$W_{aux}/W_{ai\ morsetti}$	[<i>%</i>]	18.48	18.34	18.21
$\eta_{elettrico\ netto, PCI}$	[<i>%</i>]	20.96	21.03	21.09
$h_{annue\ funzionamento}$	[<i>h</i>]	7500	7500	7500
$EE_{annua\ prodotta}$	[<i>GWh</i>]	90.67	90.82	90.9
$capacità_{smaltimento}$	[<i>t_{CDR}</i>]	113 940	105 570	98 010

Tabella 3.17: Prestazioni dell'impianto di Gioia Tauro al variare del CDR inviato in camera di combustione e ottenuto da bioessiccazione di lunga durata e vagliatura blanda.

Prestazioni dell'impianto di Gioia Tauro					
Diametro dei fori [cm]		Vagliatura media			
		5	6	7	8
m_{CDR}	[kg/s]	4.15	3.81	3.55	3.46
PCI_{CDR}	[MJ/kg]	13.87	15.09	16.19	16.56
$m_{fumi\ out\ ECO}$	[kg/s]	41.78	41.55	41.32	41.23
$m_{fumi\ al\ camino}$	[kg/s]	37.2	37.16	37.09	37.06
$W_{pale\ turbina}$	[MW]	15.76	15.76	15.76	15.76
$W_{morsetti\ alternatore}$	[MW]	14.83	14.83	14.82	14.82
$W_{pompa\ alimento}$	[MW]	0.15	0.15	0.15	0.15
$W_{estraz\ condensato}$	[MW]	0.01	0.01	0.01	0.01
$W_{aux\ condensatore}$	[MW]	1.12	1.12	1.12	1.12
$W_{altri\ ausiliari}$	[MW]	1.46	1.44	1.42	1.41
$W_{tutti\ ausiliari}$	[MW]	2.74	2.72	2.7	2.69
$W_{elettrica\ netta}$	[MW]	12.09	12.11	12.13	12.13
$W_{aux}/W_{ai\ morsetti}$	[%]	18.48	18.34	18.22	18.15
$\eta_{elettrico\ netto, PCI}$	[%]	20.97	21.05	21.12	21.14
$h_{annue\ funzionamento}$	[h]	7500	7500	7500	7500
$EE_{annua\ prodotta}$	[GWh]	90.67	90.82	90.97	90.97
$capacità_{smaltimento}$	[t _{CDR}]	112 050	102 870	95 850	93 420

Tabella 3.18: Prestazioni dell'impianto di Gioia Tauro al variare del CDR inviato in camera di combustione e ottenuto da bioessiccazione di lunga durata e vagliatura media.

Prestazioni dell'impianto di Gioia Tauro						
		Vagliatura spinta				
Diametro dei fori	[cm]	5	6	7	8	9
m_{CDR}	[kg/s]	4.09	3.75	3.49	3.37	3.34
PCI_{CDR}	[MJ/kg]	14.07	15.34	16.42	17.01	17.16
$m_{fumi\ out\ ECO}$	[kg/s]	41.74	41.5	41.28	41.11	41
$m_{fumi\ al\ camino}$	[kg/s]	37.19	37.15	37.08	37.02	36.96
$W_{pale\ turbina}$	[MW]	15.76	15.76	15.76	15.76	15.76
$W_{morsetti\ alternatore}$	[MW]	14.83	14.83	14.82	14.82	14.82
$W_{pompa\ alimento}$	[MW]	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15
$W_{estraz\ condensato}$	[MW]	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01
$W_{aux\ condensatore}$	[MW]	1.12	1.12	1.12	1.12	1.12
$W_{altri\ ausiliari}$	[MW]	1.45	1.43	1.41	1.40	1.40
$W_{tutti\ ausiliari}$	[MW]	2.73	2.71	2.69	2.68	2.67
$W_{elettrica\ netta}$	[MW]	12.1	12.12	12.13	12.14	12.15
$W_{aux}/W_{morsetti}$	[%]	18.41	18.27	18.15	18.08	18.01
$\eta_{elettrico\ netto, PCI}$	[%]	20.98	21.06	21.13	21.17	21.19
$h_{annue\ funzionam}$	[h]	7500	7500	7500	7500	7500
$EE_{annua\ prodotta}$	[GWh]	90.75	90.9	90.97	91.05	91.12
$capacità_{smaltim}$	[t _{CDR}]	110 430	101 250	94 230	90 990	90 181

Tabella 3.19: Prestazioni dell'impianto di Gioia Tauro al variare del CDR inviato in camera di combustione e ottenuto da bioessiccazione di lunga durata e vagliatura spinta.

Il maggior rendimento di impianto delle vagliature più spinte è dovuto al più alto contenuto energetico del CDR, che permette di alimentare una minor quantità di combustibile a pari effetto utile. La minor portata di combustibile si riflette in un minor consumo degli ausiliari di impianto quali i ventilatori dell'aria di combustione e la movimentazione del combustibile, oltre a minori perdite al camino.

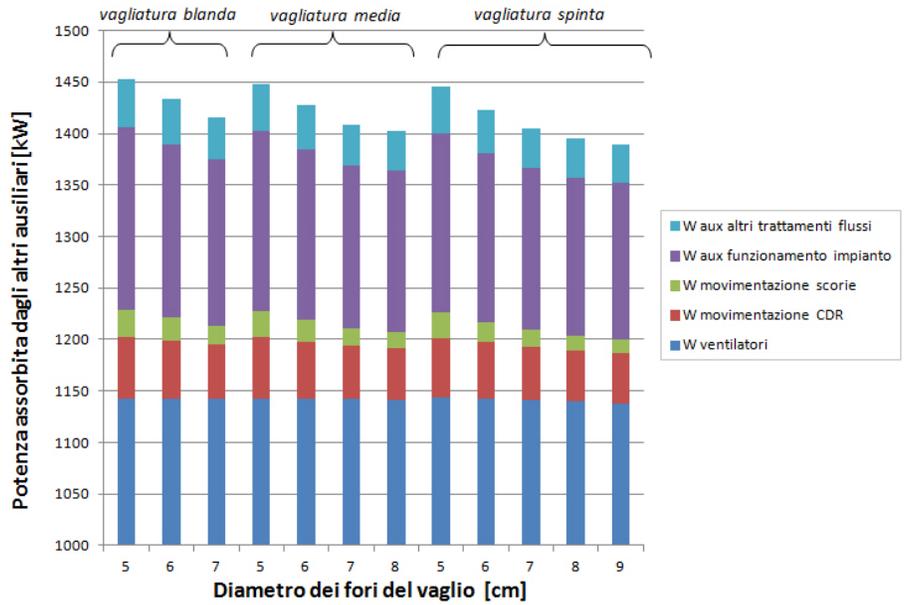


Figura 3.3.5: Potenza assorbita dagli ausiliari al variare del CDR alimentato.

E' possibile dunque diagrammare (Figura 3.3.6) il rendimento elettrico netto dell'impianto in funzione del potere calorifico del combustibile alimentato: i punti rossi rappresentano il CDR non conforme ai requisiti nazionali vigenti.

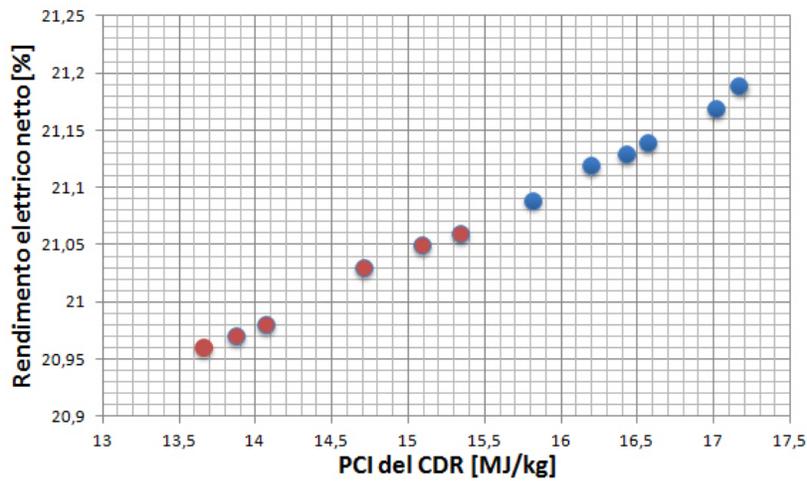


Figura 3.3.6: Rendimento elettrico netto dell'impianto al variare del CDR alimentato.

I benefici conseguiti in termini energetici si riflettono però in una minore portata di CDR smaltito per via termoelettrica, il cui elevato contenuto energetico è dovuto ad una maggiore quantità di scarti prodotta nell'impianto MBT. Nell'ipotesi di esercire l'impianto su 3 turni giornalieri, sette giorni alla settimana per un totale di 7500 ore equivalenti di funzionamento, è possibile determinare la quantità annua di CDR smaltita in funzione dell'energia elettrica prodotta dall'impianto⁹. I risultati sono esposti in Figura 3.3.7 ed in Figura 3.3.8.

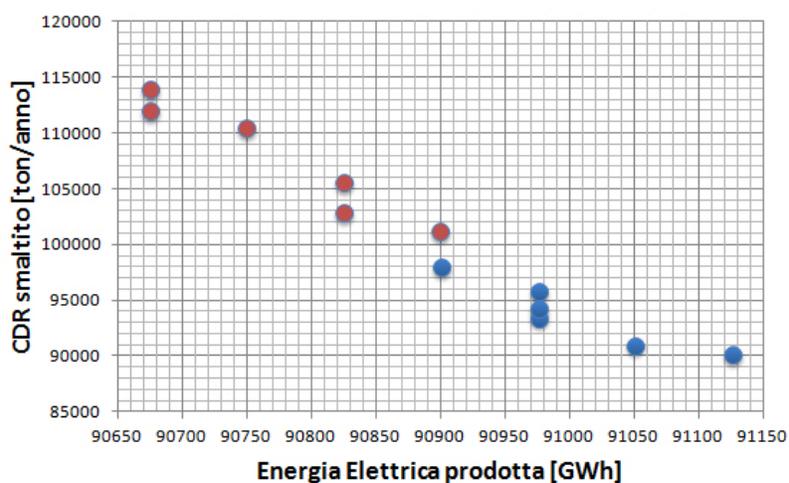


Figura 3.3.7: Tonnellate di CDR smaltite annualmente in funzione dell'energia elettrica immessa in rete.

⁹Al netto degli assorbimenti da parte degli ausiliari.

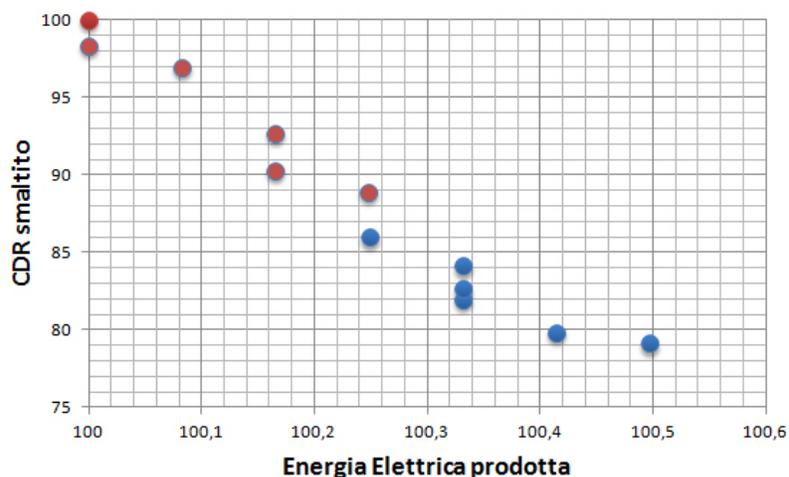


Figura 3.3.8: Tonnellate di CDR smaltite annualmente in funzione dell'energia elettrica immessa in rete. Sono assunti come valori di riferimento l'energia prodotta e il CDR smaltito nel caso di vagliatura blanda con diametro dei fori del vaglio pari a 5 cm.

Dalle precedenti figure si osserva come i benefici energetici derivanti dall'alimentazione in combustore di CDR qualitativamente migliore siano molto contenuti. Di contro, lo smaltimento per via termica di CDR diminuisce notevolmente, a fronte di una maggiore quantità di prodotti di scarto da conferire in discarica.

I due casi estremi di ottenimento di CDR conforme alla normativa italiana sono conseguibili attraverso vagliatura spinta con fori del vaglio da 9 cm e una vagliatura blanda con fori del vaglio di 7 cm. Per questi due casi, nelle successive figure si riportano i flussi massici e la produzione energetica dell'intero sistema specifici alla tonnellata di rifiuto solido urbano trattato.

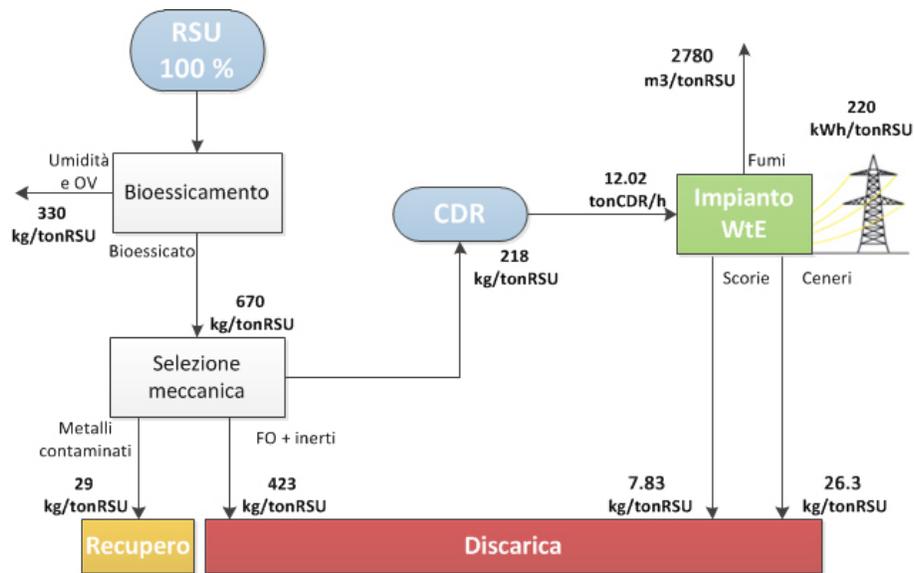


Figura 3.3.9: Flussi massici specifici alla tonnellata di RSU trattato per l'intera filiera produttiva del CDR. Vagliatura spinta con fori del vaglio di diametro 9 cm.

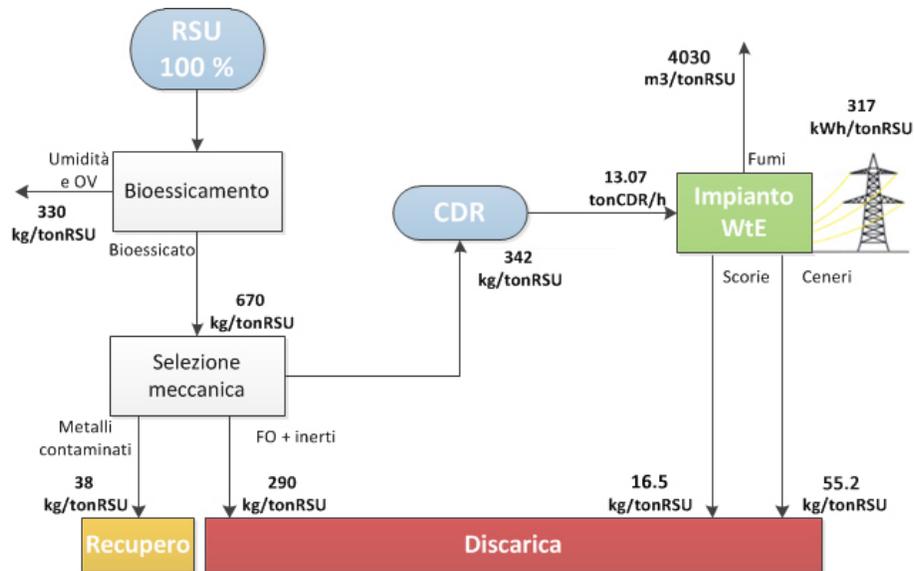


Figura 3.3.10: Flussi massici specifici alla tonnellata di RSU trattato per l'intera filiera produttiva del CDR. Vagliatura blanda con fori del vaglio di diametro 7 cm.

Bioessicazione media

I risultati esposti nella presente sezione sono ottenuti sottoponendo il rifiuto solido urbano ad un processo di bioessicazione di media durata.

In Tabella 3.20 vengono descritti i parametri della vagliatura primaria dal quale si ottiene il CDR alimentato all'impianto. La vagliatura più o meno spinta è determinata dal diametro dei fori e dal numero di cicli. Il vaglio ruota alla velocità di rotazione ottimale.

Parametri del vaglio per l'ottenimento del CDR			
Diametro dei fori	Numero di cicli		
	vagliatura blanda	vagliatura media	vagliatura spinta
5 cm	25	50	100
6 cm	25	50	100
7 cm	25	50	100
8 cm	25		75
9 cm	50		

Tabella 3.20: Analisi di sensitività: parametri del vaglio primario. Il bioessicato alimentato è ottenuto da bioessicazione di media durata.

Come nel precedente caso, in Tabella 2.3.38 si riporta la classe di appartenenza del CDR ottenuto secondo la bozza di classificazione europea. Anche stavolta, il basso contenuto di Cloro permette sempre di classificare il CDR ottenuto il classe "2" rispetto il parametro tecnologico.

Classe prestazionale del CDR: classificazione europea			
Diametro dei fori	vagliatura blanda	vagliatura media	vagliatura spinta
5 cm	4	4	4
6 cm	4	4	4
7 cm	4	3	3
8 cm	3		3
9 cm	3		

Tabella 3.21: Classe prestazionale del CDR ottenuto da bioessicazione media: parametro economico.

In Tabella 3.22 viene descritta la conformità di legge del CDR ottenuto rispetto le cinque proprietà monitorate: PCI, umidità, contenuto di ceneri, contenuto di Cloro e di Zolfo.

Prestazioni dell'impianto di Gioia Tauro					
		Vagliatura media			
Diametro dei fori [cm]		5	6	7	8
m_{CDR}	[kg/s]	4.52	4.12	3.80	3.7
PCI_{CDR}	[MJ/kg]	12.83	14.04	15.15	15.54
$m_{fumi\ out\ ECO}$	[kg/s]	43.63	43.05	42.54	42.34
$m_{fumi\ al\ camino}$	[kg/s]	38.92	38.55	38.22	38.09
$W_{pale\ turbina}$	[MW]	15.78	15.77	15.77	15.77
$W_{morsetti\ alternatore}$	[MW]	14.84	14.84	14.83	14.83
$W_{pompa\ alimento}$	[MW]	0.15	0.15	0.15	0.15
$W_{estraz\ condensato}$	[MW]	0.01	0.01	0.01	0.01
$W_{aux\ condensatore}$	[MW]	1.13	1.13	1.12	1.12
$W_{altri\ ausiliari}$	[MW]	1.52	1.49	1.46	1.45
$W_{tutti\ ausiliari}$	[MW]	2.81	2.78	2.74	2.73
$W_{elettrica\ netta}$	[MW]	12.04	12.07	12.09	12.10
$W_{aux}/W_{ai\ morsetti}$	[%]	18.93	18.73	18.47	18.41
$\eta_{elettrico\ netto, PCI}$	[%]	20.76	20.88	20.97	21.01
$h_{annue\ funzionamento}$	[h]	7500	7500	7500	7500
$EE_{annua\ prodotta}$	[GWh]	90.30	90.52	90.67	90.82
$capacità_{smaltimento}$	[t _{CDR}]	122 040	111 240	102 600	98 550

Tabella 3.24: Prestazioni dell'impianto di Gioia Tauro al variare del CDR inviato in camera di combustione e ottenuto da bioessicazione di media durata e vagliatura media.

Prestazioni dell'impianto di Gioia Tauro						
		Vagliatura spinta				
Diametro dei fori [cm]		5	6	7	8	9
m_{CDR}	[kg/s]	4.45	4.04	3.74	3.60	3.56
PCI_{CDR}	[MJ/kg]	13.03	14.28	15.39	15.96	16.15
$m_{fumi\ out\ ECO}$	[kg/s]	43.47	42.94	42.43	42.14	41.97
$m_{fumi\ al\ camino}$	[kg/s]	38.8	38.48	38.16	37.96	37.84
$W_{pale\ turbina}$	[MW]	15.78	15.77	15.77	15.77	15.76
$W_{morsetti\ alternatore}$	[MW]	14.84	14.84	14.83	14.83	14.83
$W_{pompa\ alimento}$	[MW]	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15
$W_{estraz\ condensato}$	[MW]	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01
$W_{aux\ condensatore}$	[MW]	1.13	1.12	1.12	1.12	1.12
$W_{altri\ ausiliari}$	[MW]	1.51	1.48	1.45	1.44	1.43
$W_{tutti\ ausiliari}$	[MW]	2.8	2.76	2.73	2.72	2.71
$W_{elettrica\ netta}$	[MW]	12.05	12.08	12.10	12.11	12.12
$W_{aux}/W_{morsetti}$	[%]	18.87	18.6	18.4	18.34	18.27
$\eta_{elettrico\ netto, PCI}$	[%]	20.79	20.90	20.99	21.04	21.07
$h_{annue\ funzionam}$	[h]	7500	7500	7500	7500	7500
$EE_{annua\ prodotta}$	[GWh]	90.37	90.60	90.75	90.82	90.90
$capacità_{smaltim}$	[t _{CDR}]	120 150	109 080	100 980	97 200	96 120

Tabella 3.25: Prestazioni dell'impianto di Gioia Tauro al variare del CDR inviato in camera di combustione e ottenuto da bioessicazione di media durata e vagliatura blanda.

Il maggior rendimento di impianto delle vagliature più spinte è dovuto al più alto contenuto energetico del CDR, che permette di alimentare una minor quantità di combustibile a pari effetto utile. La minor portata di combustibile si riflette in un minor consumo degli ausiliari di impianto quali i ventilatori dell'aria di combustione e la movimentazione del combustibile nonché minori perdite al camino, come mostrato in Figura 3.3.11:

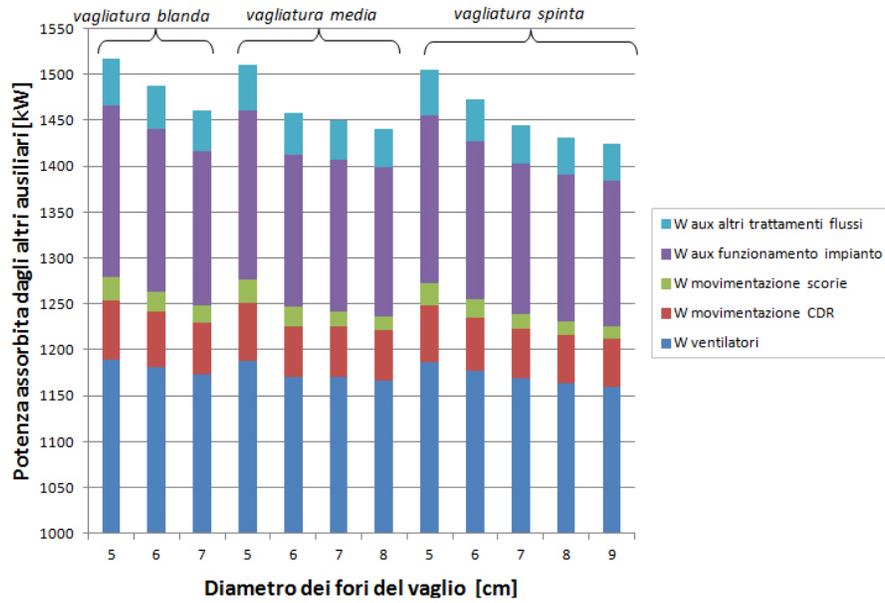


Figura 3.3.11: Potenza assorbita dagli ausiliari al variare del CDR alimentato.

In Figura 3.3.12 si mostra il rendimento elettrico netto dell'impianto in funzione del potere calorifico del combustibile alimentato: i punti rossi rappresentano in CDR non conforme ai requisiti nazionali vigenti.

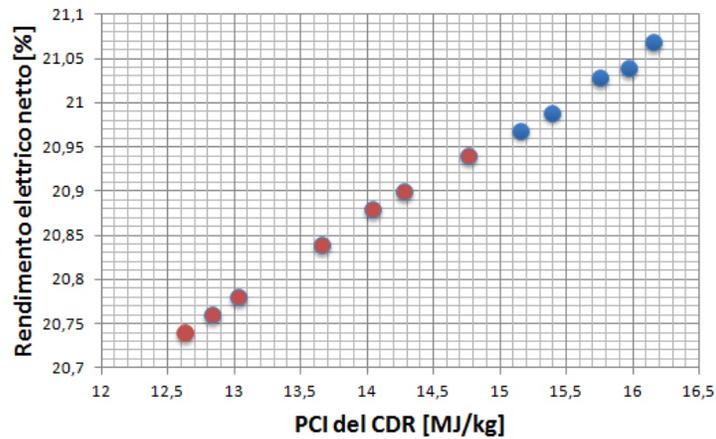


Figura 3.3.12: Rendimento elettrico netto dell’impianto al variare del CDR alimentato.

Nelle successive figure si rappresenta invece il CDR smaltito per via termica in funzione dell’energia elettrica prodotta: in Figura 3.3.13 i valori sono assoluti, mentre in Figura 3.3.14 si assumono come valori di riferimento le prestazioni della vagliatura più blanda con vaglio avente diametro dei fori pari a 5 cm.

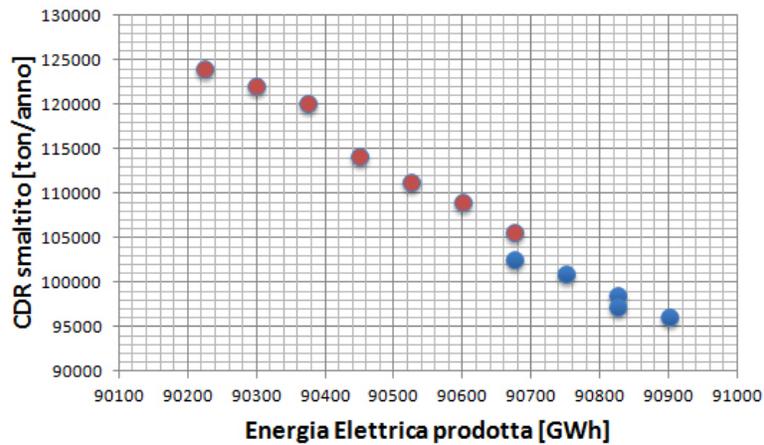


Figura 3.3.13: Tonnellate di CDR smaltite annualmente in funzione dell’energia elettrica immessa in rete.

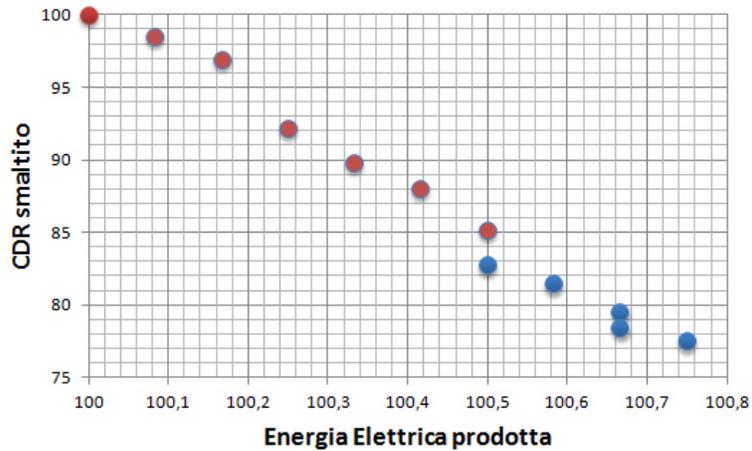


Figura 3.3.14: Tonnellate di CDR smaltite annualmente in funzione dell'energia elettrica immessa in rete. Sono assunti come valori di riferimento l'energia prodotta e il CDR smaltito nel caso di vagliatura blanda con diametro dei fori del vaglio pari a 5 cm.

Dalle precedenti figure si osserva come anche in questo caso i benefici energetici derivanti dall'alimentazione in combustore di CDR qualitativamente migliore siano molto contenuti. Di contro, lo smaltimento per via termica di CDR diminuisce notevolmente, a fronte di una maggiore quantità di prodotti di scarto da conferire in discarica.

I due casi estremi di ottenimento di CDR ampiamente conforme alla normativa italiana sono conseguibili attraverso vagliatura spinta con fori del vaglio da 9 cm e una vagliatura media con fori del vaglio di 7 cm. Per questi due casi, si riportano nelle successive figure i flussi massici e la produzione energetica dell'intero sistema specifici alla tonnellata di rifiuto solido urbano trattato.

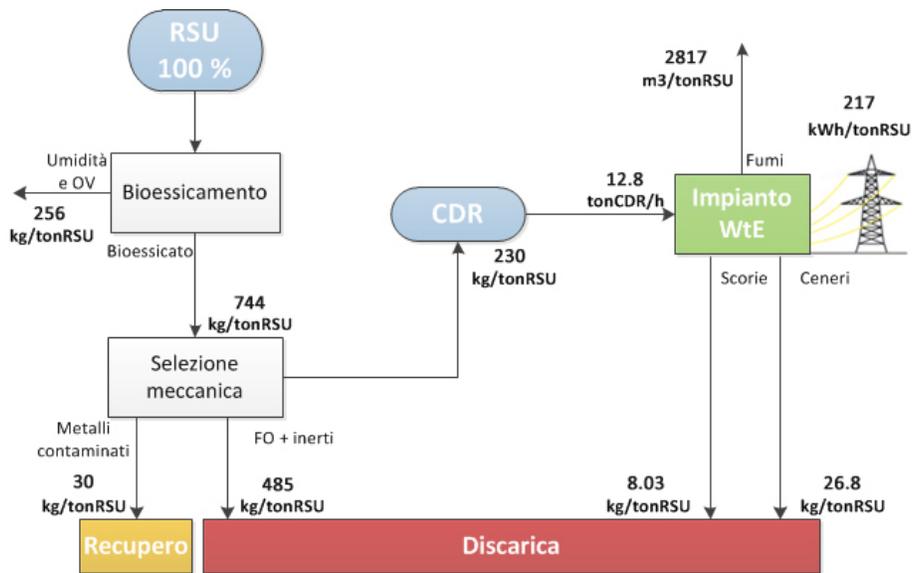


Figura 3.3.15: Flussi massici specifici alla tonnellata di RSU trattato per l'intera filiera produttiva del CDR. Vagliatura spinta con fori del vaglio di diametro 9 cm.

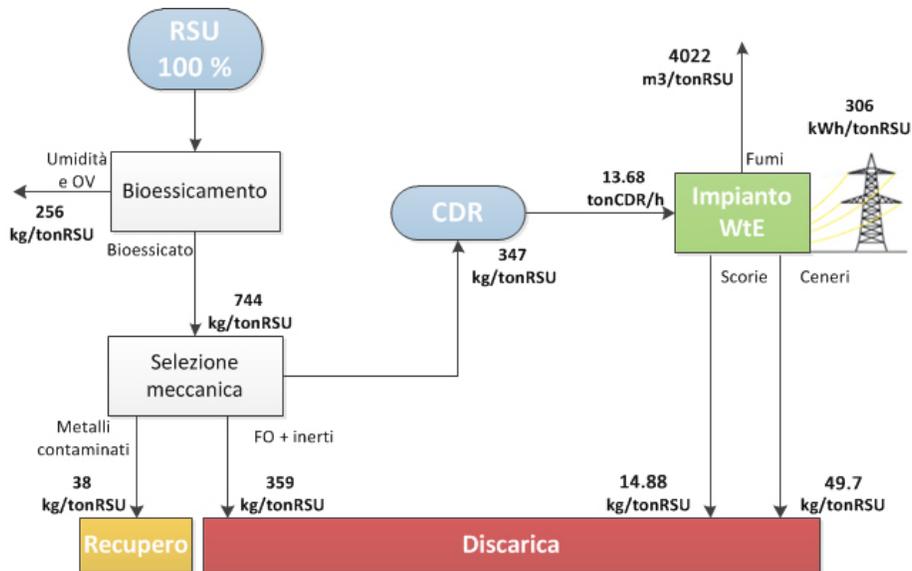


Figura 3.3.16: Flussi massici specifici alla tonnellata di RSU trattato per l'intera filiera produttiva del CDR. Vagliatura media con fori del vaglio di diametro 7 cm.

Bioessicazione veloce

I risultati descritti nella presente sezione si riferiscono ad un rifiuto bioessicato tramite processo veloce, della durata di 4 giorni. I parametri della vagliatura primaria dal quale si ottiene il CDR sono descritti in Tabella 3.26. La vagliatura più o meno spinta è determinata dal diametro dei fori e dal numero di cicli. Il vaglio ruota alla velocità di rotazione ottimale.

Parametri del vaglio per l'ottenimento del CDR			
Diametro dei fori	Numero di cicli		
	vagliatura blanda	vagliatura media	vagliatura spinta
5 cm	25	50	100
6 cm	25	50	100
7 cm	25	50	100
8 cm	25		75
9 cm	50		

Tabella 3.26: Analisi di sensitività: parametri del vaglio primario. Il bioessicato alimentato è ottenuto da bioessicazione veloce.

Secondo la proposta di classificazione prestazionale del CDR a livello europeo [9], la classe di appartenenza del CDR rispetto il parametro economico (PCI) è quella descritta in Tabella 3.27:

Classe prestazionale del CDR: classificazione europea			
Diametro dei fori	vagliatura blanda	vagliatura media	vagliatura spinta
5 cm	4	4	4
6 cm	4	4	4
7 cm	4	3	3
8 cm	3		3
9 cm	3		

Tabella 3.27: Classe prestazionale del CDR ottenuto da bioessicazione veloce: parametro economico.

Il basso contenuto di Cloro permette di classificare sempre il CDR ottenuto in classe "2" rispetto il parametro tecnologico. In merito alla classificazione italiana vigente, in Tabella 3.28 viene descritta la conformità di legge delle cinque proprietà monitorate: PCI, umidità, contenuto di ceneri, contenuto di Cloro e di Zolfo.

Conformità del CDR: normativa italiana			
Diametro dei fori	vagliatura blanda	vagliatura media	vagliatura spinta
5 cm	x√x√√	x√x√√	x√x√√
6 cm	x√x√√	x√x√√	x√x√√
7 cm	x√x√√	√√√√√	√√√√√
8 cm		√√√√√	√√√√√
9 cm		√√√√√	

Tabella 3.28: Conformità del CDR ottenuto da bioessicazione veloce. Le proprietà monitorate sono: PCI, umidità, contenuto di ceneri, Cloro totale e contenuto di Zolfo.

Il CDR ottenuto risulta conforme alla normativa italiana per diametri del foro del vaglio superiore a 8 cm, oppure per diametro del foro pari a 7 cm se la vagliatura a cui il rifiuto è soggetta è più che blanda.

I risultati delle simulazioni condotte alimentando il CDR ottenuto dalle vagliature modellate sono descritti nelle successive tabelle: i risultati si riferiscono a parametri del vaglio che permettono una vagliatura blanda (Tabella 3.29), media (Tabella 3.30) o spinta (Tabella 3.31). Per tutte le simulazioni condotte valgono le assunzioni di Tabella 3.16.

Prestazioni dell'impianto di Gioia Tauro				
		Vagliatura blanda		
Diametro dei fori	[cm]	5	6	7
m_{CDR}	[kg/s]	4.50	4.18	3.87
PCI_{CDR}	[MJ/kg]	12.83	13.84	14.90
$m_{fumi\ out\ ECO}$	[kg/s]	44.08	43.48	42.9
$m_{fumi\ al\ camino}$	[kg/s]	39.31	38.9	38.51
$W_{pale\ turbina}$	[MW]	15.78	15.77	15.77
$W_{morsetti\ alternatore}$	[MW]	14.84	14.84	14.84
$W_{pompa\ alimento}$	[MW]	0.15	0.15	0.15
$W_{estraz\ condensato}$	[MW]	0.01	0.01	0.01
$W_{aux\ condensatore}$	[MW]	1.13	1.13	1.12
$W_{altri\ ausiliari}$	[MW]	1.53	1.50	1.47
$W_{tutti\ ausiliari}$	[MW]	2.82	2.78	2.75
$W_{elettrica\ netta}$	[MW]	12.03	12.06	12.08
$W_{aux}/W_{ai\ morsetti}$	[%]	18.93	18.73	18.46
$\eta_{elettrico\ netto, PCI}$	[%]	20.72	20.82	20.93
$h_{annue\ funzionamento}$	[h]	7500	7500	7500
$EE_{annua\ prodotta}$	[GWh]	90.22	90.45	90.6
$capacità_{smaltimento}$	[t _{CDR}]	121 500	112 860	103 680

Tabella 3.29: Prestazioni dell'impianto di Gioia Tauro al variare del CDR inviato in camera di combustione e ottenuto da bioessiccazione veloce e vagliatura blanda.

Prestazioni dell'impianto di Gioia Tauro					
		Vagliatura media			
Diametro dei fori	[<i>cm</i>]	5	6	7	8
m_{CDR}	[<i>kg/s</i>]	4.45	4.07	3.77	3.65
PCI_{CDR}	[<i>MJ/kg</i>]	13.03	14.20	15.27	15.65
$m_{fumi\ out\ ECO}$	[<i>kg/s</i>]	43.95	43.29	42.71	42.42
$m_{fumi\ al\ camino}$	[<i>kg/s</i>]	39.23	38.77	38.4	38.02
$W_{pale\ turbina}$	[<i>MW</i>]	15.78	15.78	15.77	15.77
$W_{morsetti\ alternatore}$	[<i>MW</i>]	14.84	14.84	14.84	14.83
$W_{pompa\ alimento}$	[<i>MW</i>]	0.15	0.15	0.15	0.15
$W_{estraz\ condensato}$	[<i>MW</i>]	0.01	0.01	0.01	0.01
$W_{aux\ condensatore}$	[<i>MW</i>]	1.13	1.13	1.12	1.12
$W_{altri\ ausiliari}$	[<i>MW</i>]	1.53	1.49	1.46	1.44
$W_{tutti\ ausiliari}$	[<i>MW</i>]	2.82	2.78	2.74	2.72
$W_{elettrica\ netta}$	[<i>MW</i>]	12.04	12.07	12.09	12.11
$W_{aux}/W_{ai\ morsetti}$	[<i>%</i>]	18.93	18.73	18.47	18.34
$\eta_{elettrico\ netto, PCI}$	[<i>%</i>]	20.74	20.86	20.96	21.02
$h_{annue\ funzionamento}$	[<i>h</i>]	7500	7500	7500	7500
$EE_{annua\ prodotta}$	[<i>GW h</i>]	90.30	90.52	90.67	90.82
$capacità_{smaltimento}$	[<i>t_{CDR}</i>]	120 150	109 890	101 790	98 550

Tabella 3.30: Prestazioni dell'impianto di Gioia Tauro al variare del CDR inviato in camera di combustione e ottenuto da bioessiccazione veloce e vagliatura media.

Prestazioni dell'impianto di Gioia Tauro						
		Vagliatura spinta				
Diametro dei fori [cm]		5	6	7	8	9
m_{CDR}	[kg/s]	4.38	4	3.72	3.59	3.54
PCI_{CDR}	[MJ/kg]	13.22	14.44	15.51	16.05	16.22
$m_{fumi\ out\ ECO}$	[kg/s]	43.84	43.16	43.14	42.26	42.06
$m_{fumi\ al\ camino}$	[kg/s]	39.15	38.69	38.81	38.07	37.92
$W_{pale\ turbina}$	[MW]	15.78	15.77	15.77	15.77	15.76
$W_{morsetti\ alternatore}$	[MW]	14.84	14.84	14.84	14.83	14.83
$W_{pompa\ alimento}$	[MW]	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15
$W_{estraz\ condensato}$	[MW]	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01
$W_{aux\ condensatore}$	[MW]	1.13	1.13	1.12	1.12	1.12
$W_{altri\ ausiliari}$	[MW]	1.52	1.49	1.47	1.44	1.43
$W_{tutti\ ausiliari}$	[MW]	2.81	2.78	2.75	2.72	2.71
$W_{elettrica\ netta}$	[MW]	12.04	12.07	12.08	12.11	12.12
$W_{aux}/W_{morsetti}$	[%]	18.87	18.6	18.41	18.34	18.27
$\eta_{elettrico\ netto, PCI}$	[%]	20.76	20.88	20.95	21.03	21.06
$h_{annue\ funzionam}$	[h]	7500	7500	7500	7500	7500
$EE_{annua\ prodotta}$	[GWh]	90.37	90.6	90.75	90.82	90.9
$capacità_{smaltim}$	[t _{CDR}]	118 260	108 000	100 440	96 930	96 120

Tabella 3.31: Prestazioni dell'impianto di Gioia Tauro al variare del CDR inviato in camera di combustione e ottenuto da bioessiccazione veloce e vagliatura blanda.

Il maggior rendimento di impianto delle vagliature più spinte è dovuto al più alto contenuto energetico del CDR, che permette di alimentare una minor quantità di combustibile a pari effetto utile. La minor portata di combustibile si riflette in un minor consumo degli ausiliari di impianto quali i ventilatori dell'aria di combustione e la movimentazione del combustibile. (Tabella 3.3.17).

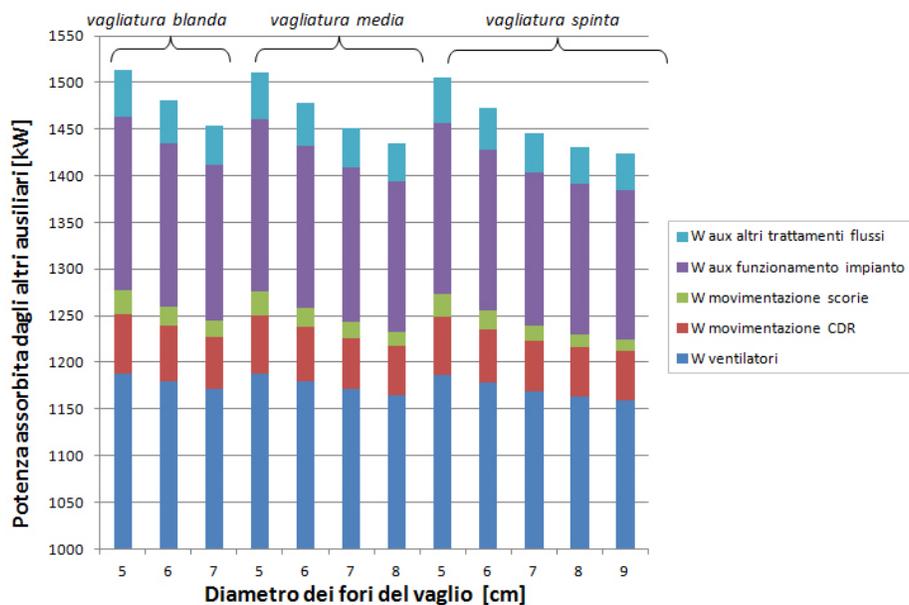


Figura 3.3.17: Potenza assorbita dagli ausiliari al variare del CDR alimentato.

In Figura 3.3.18 è diagrammato il rendimento elettrico netto dell'impianto in funzione del potere calorifico del combustibile alimentato: i punti rossi rappresentano il CDR non conforme ai requisiti nazionali vigenti.

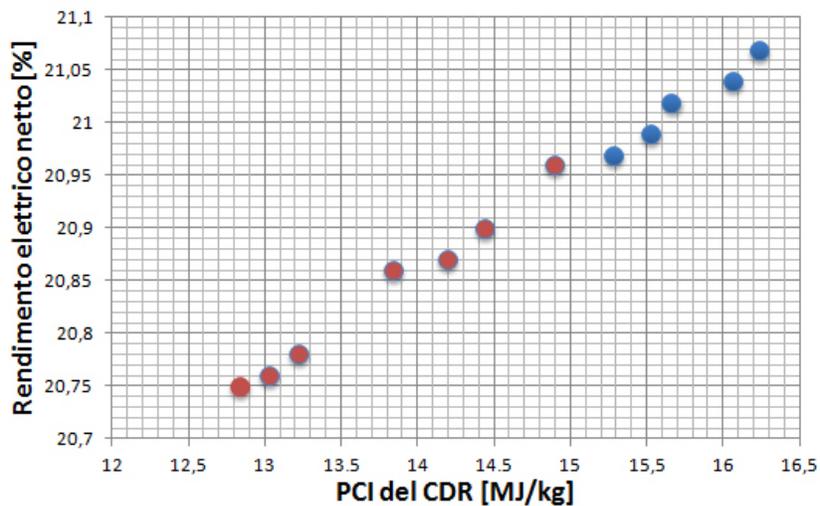


Figura 3.3.18: Rendimento elettrico netto dell'impianto al variare del CDR alimentato.

I benefici conseguiti in termini energetici si riflettono però in una minore portata di CDR smaltito per via termoelettrica, il cui elevato contenuto energetico è dovuto ad una maggiore quantità di scarti prodotta nell'impianto MBT. Nell'ipotesi di esercire l'impianto su 3 turni giornalieri, sette giorni alla settimana per un totale di 7500 ore equivalenti di funzionamento, è possibile determinare la quantità annua di CDR smaltita in funzione dell'energia elettrica prodotta dall'impianto¹⁰. In Figura 3.3.19 vengono rappresentate tali grandezze in termini assoluti, mentre in Figura 3.3.20 i valori sono relativi alla vagliatura blanda operata con fori del vaglio di diametro 5 cm.

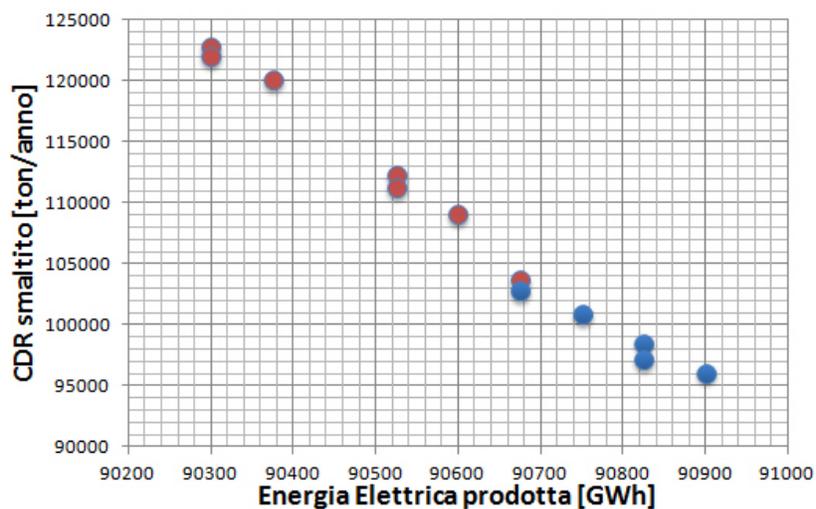


Figura 3.3.19: Tonnellate di CDR smaltite annualmente in funzione dell'energia elettrica immessa in rete.

¹⁰Al netto degli assorbimenti da parte degli ausiliari.

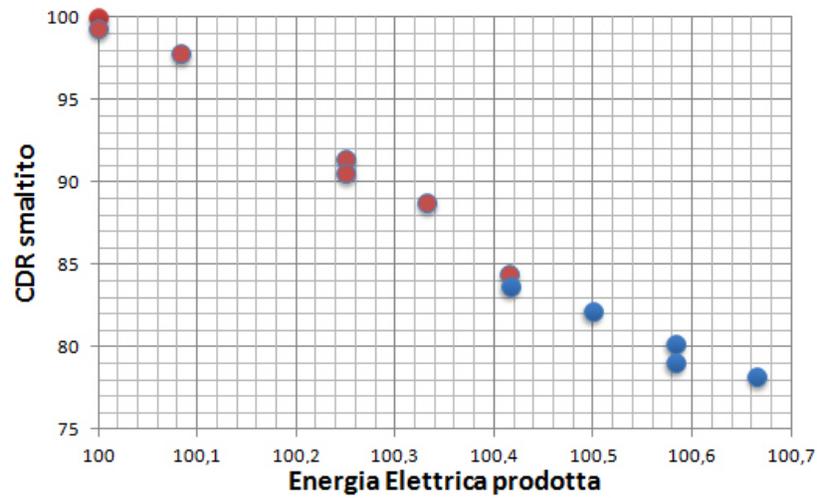


Figura 3.3.20: Tonnellate di CDR smaltite annualmente in funzione dell'energia elettrica immessa in rete. Sono assunti come valori di riferimento l'energia prodotta e il CDR smaltito nel caso di vagliatura blanda con diametro dei fori del vaglio pari a 5 cm.

I due casi estremi di ottenimento di CDR conforme alla normativa italiana sono conseguibili attraverso vagliatura spinta con fori del vaglio da 9 cm e una vagliatura media con fori del vaglio di 7 cm. Per questi due casi, si riportano nelle successive figure i flussi massici dell'intero sistema e la produzione energetica specifici alla tonnellata di rifiuto solido urbano trattato.

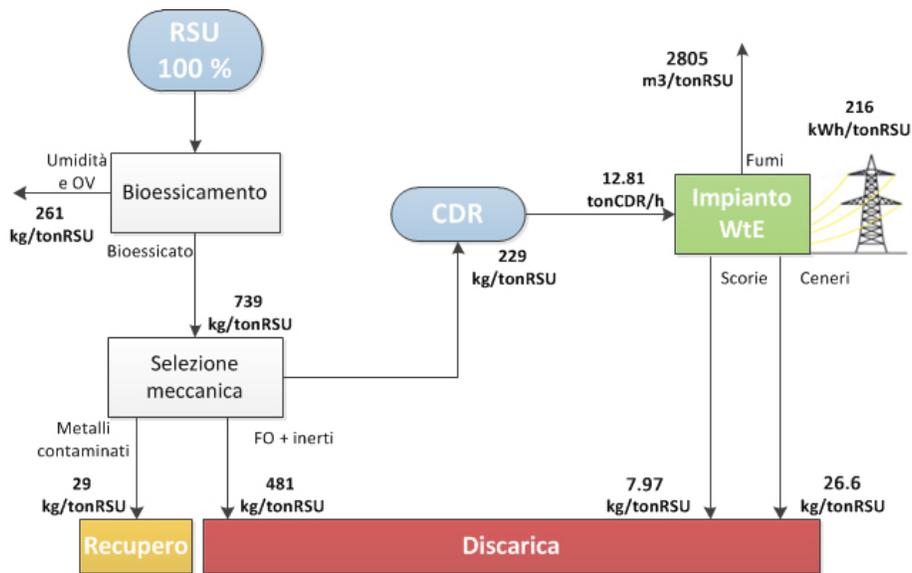


Figura 3.3.21: Flussi massici specifici alla tonnellata di RSU trattato per l'intera filiera produttiva del CDR. Vagliatura spinta con fori del vaglio di diametro 9 cm.

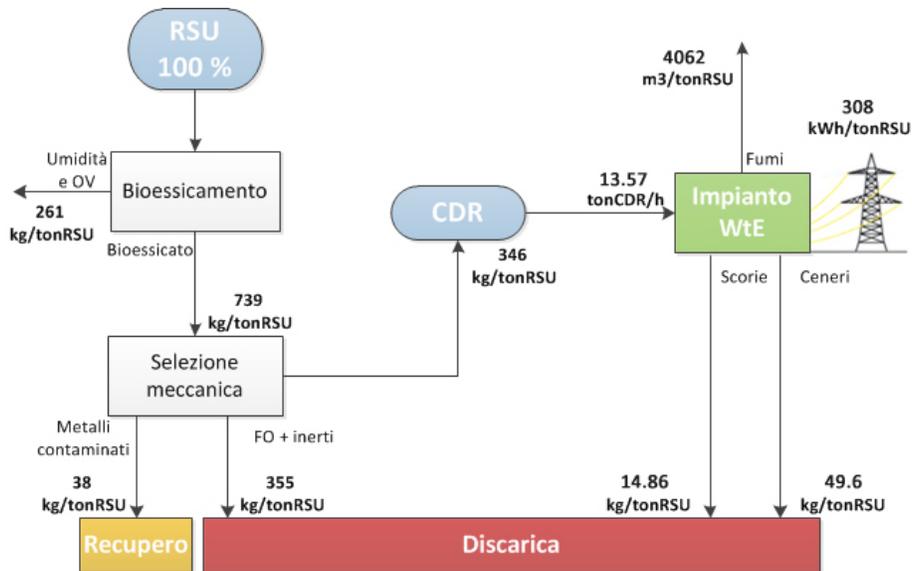


Figura 3.3.22: Flussi massici specifici alla tonnellata di RSU trattato per l'intera filiera produttiva del CDR. Vagliatura media con fori del vaglio di diametro 7 cm.

Capitolo 4

CONCLUSIONI

Il lavoro svolto ha avuto lo scopo di sviluppare un modello di calcolo per la produzione di Combustibile Derivato da Rifiuti (CDR) mediante Trattamento Meccanico e Biologico (MBT) del Rifiuto Solido Urbano (RSU). Tale modello è stato applicato allo specifico contesto di gestione rifiuti della Calabria Sud composto da diversi impianti MBT ed un unico termovalorizzatore. Lo studio condotto ipotizza una sostanziale riconversione (in parte già in corso) degli impianti MBT esistenti dalla configurazione a flusso separato ad una a *flusso unico*, più efficiente e meno impattante. Per questa nuova configurazione diversi processi di bioessiccazione sono stati simulati portando ai seguenti risultati: il processo di più lunga durata (11 giorni) permette di ottenere un rifiuto più secco e a più alto potere calorifico a scapito di una notevole riduzione massica; bioessiccazioni veloci (7 e 4 giorni) hanno prestazioni molto simili in termini energetici e massici, seppur la bioessiccazione di 4 giorni comporti l'utilizzo di una maggiore aria di trattamento: $960 \text{ m}^3/100 \text{ kg}_{\text{RSU}}$ contro i $532 \text{ m}^3/100 \text{ kg}_{\text{RSU}}$ della bioessiccazione di media durata ed i $372 \text{ m}^3/100 \text{ kg}_{\text{RSU}}$ della bioessiccazione lenta. I vantaggi di una bioessiccazione veloce in termini di maggiore capacità di trattamento del rifiuto andrebbero corredata da considerazioni di carattere economico (consumo degli ausiliari delle biocelle e dei separatori meccanici) e gestionali: la maggior durata del processo di bioessiccazione condotto in ambiente confinato potrebbe permettere di raggiungere valori di stabilità biologica del bioessiccato maggiori rispetto ad una bioessiccazione più veloce. La Frazione Organica (FO) ottenuta durante la successiva fase di trattamento meccanico richiede comunque un processo di maturazione, per permettere il raggiungimento dei valori di legge in fatto di stabilità biologica della materia conferita in discarica. La maggior capacità di trattamento del rifiuto in biocella deve essere accompagnata da una maggior area disponibile per la maturazione della FO prodotta. Seppur il modello implementato si sia mostrato - non solo nel presente studio - adeguato a descrivere il processo di bioessiccazione, esso è di carattere induttivo in quanto richiede parametri del processo quali la riduzione massica del rifiuto. In quest'ottica dunque sarebbe necessario disporre di maggiori dati sugli impianti ed i processi di bioessiccazione, con lo scopo di poter definire un modello di natura

predittiva. Tali dati sarebbero inoltre essenziali per la taratura del parametro ε della bioessicazione in modo da determinare la sua dipendenza dalla durata del processo e dal contenuto di materia organica. Seppur tale parametro sia funzionale a descrivere il processo di ossidazione biologica della frazione organica, si ricorda come esso agisca in modo marginale sulla chiusura dei bilanci energetico e massico del sistema. I risultati sono ottenuti utilizzando i dati dei biomonitoraggi condotti in situ [20]: data l'esiguità di tali dati e l'incertezza ad essi associata si è scelto di tener conto unicamente dei dati derivanti da misurazioni dirette, come temperature misurate da sonde termiche e riduzioni massiche misurate tramite bilancia.

I bioessicati così ottenuti presentano le caratteristiche mostrate in Tabella 4.1:

Caratteristiche del bioessicato					
		RSU	I	II	III
Durata	[giorni]		11	7	4
Massa	[kg]	100	67	74.4	73.88
PCI	[MJ/kg]	7.83	10.68	9.77	10.03

Tabella 4.1: Caratteristiche dei bioessicati ottenuti.

I modelli per la schematizzazione dei processi di natura meccanica (vagliatura, separazione metallica e triturazione) sono invece tutti predittivi e richiedono come input unicamente la composizione massica e dimensionale del rifiuto. Il processo che influisce maggiormente sulla qualità del CDR ottenuto è la vagliatura primaria: lo studio di natura cinematica e probabilistica del comportamento del rifiuto all'interno del vaglio è stato condotto in condizioni ideali, considerando il flusso composto da particelle sferiche soggette unicamente alla forza centrifuga e alla forza peso. Il modello, passibile comunque di ulteriori sofisticazioni future, permette di valutare l'influenza dei principali parametri operativi del vaglio sulla qualità del CDR ottenuto. Particolare attenzione è stata posta alla velocità di rotazione del vaglio ed in particolar modo sul suo valore ottimale, che permette di massimizzare - a parità di caratteristiche geometriche del vaglio - la frazione di sottovaglio separata dal flusso principale e dunque l'efficienza di vagliatura. Tale velocità di rotazione permette di sfruttare a pieno le potenzialità del vaglio, che risultano ridotte se operato a velocità di rotazione diverse¹. In Figura 4.0.1 si rappresenta il range di variabilità del potere calorifico del CDR ottenuto per le simulazioni effettuate facendo ruotare il vaglio alla sua velocità ottimale: si osserva come il rispetto delle norme nazionali vigenti riguardanti il contenuto energetico del CDR (15 MJ/kg) sia conseguibile solo in caso di spinte vagliature nel caso di bioessicazioni di breve durata. Il range di variabilità è contraddistinto dal suo valor medio, per il qual caso si riporta anche la resa massica del CDR ottenuto.

¹A velocità di rotazione non ottimale, la particella impattante sulla superficie del vaglio dispone di una minore area di passaggio attraverso i fori. L'effetto ottenuto è uguale a quello che si avrebbe se il vaglio avesse fori di dimensioni inferiori.

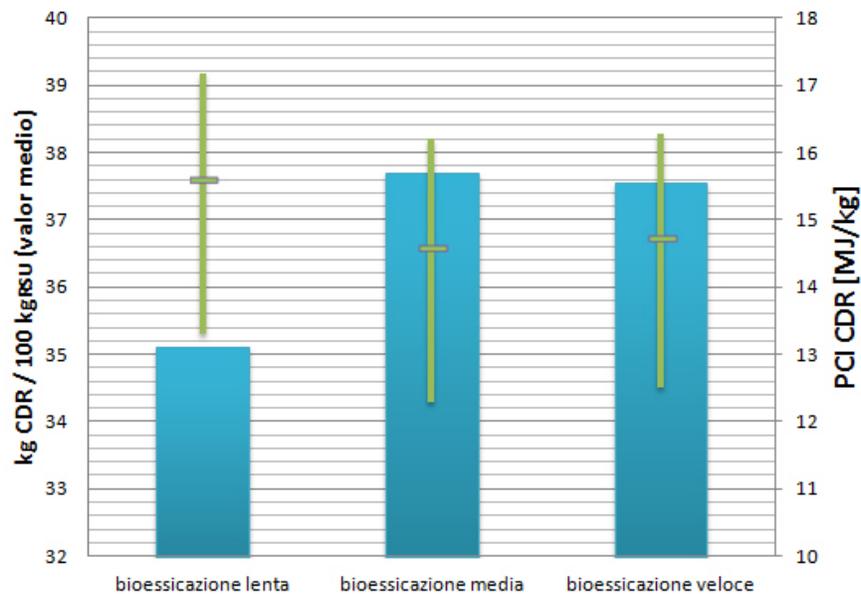


Figura 4.0.1: Range di variazione del PCI (linee verticali sottili) del CDR per i tre diversi processi di bioessicazione del rifiuto. E' evidenziato il valor medio di tale range (marcatori orizzontali) e la rispettiva resa massica (barre piene).

Definito il potere di combustione come il prodotto tra la resa massica ed il PCI del CDR ottenuto, in Figura 4.0.2 è possibile visualizzare il suo andamento monotono decrescente in funzione del numero di cicli (o impatti) N_C del vaglio primario. Il valore di tale parametro è funzione unicamente delle caratteristiche geometriche del vaglio se si ipotizza ruoti alla sua velocità angolare di ottimo ed aumenta quanto più il processo di vagliatura è spinto.

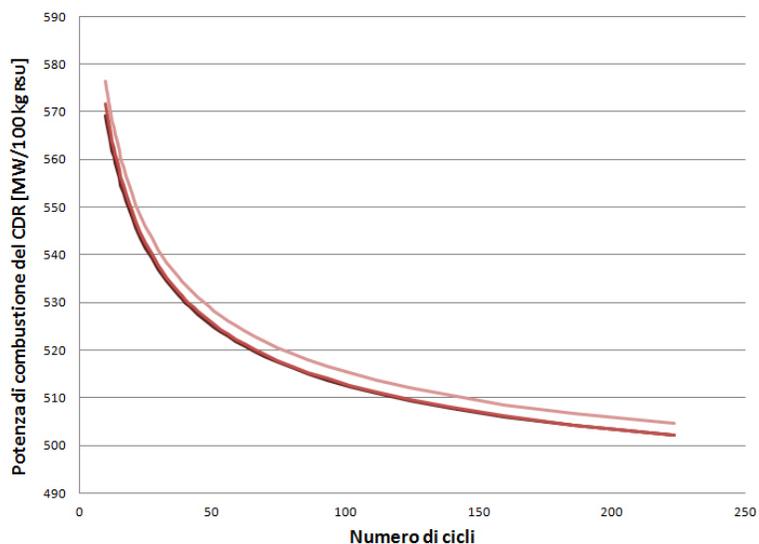


Figura 4.0.2: Andamento della potenza di combustione del CDR in funzione del numero di cicli della vagliatura primaria.

All'aumentare del parametro N_c si separa una maggior quantità di sottovaglio dal flusso principale, comportando una minore resa massica. Inoltre tale flusso di sottovaglio non è composto unicamente da materiale a contenuto energetico nullo (ceneri ed inerti) ma anche da frazione organica avente $PCI > 0$. Complessivamente la minore resa massica dovuta ad una vagliatura più spinta non è bilanciata dall'aumento di PCI del CDR.

Tra i parametri considerati nella normativa italiana in materia di conversione energetica del CDR figura anche il contenuto di ceneri. Nel caso di bioessicazione di più breve durata, il rispetto della conformità ai requisiti di legge in merito al potere calorifico del CDR è accompagnato da un concomitante rispetto dei limiti in materia di contenuto percentuale di ceneri (15 % misurato sulla sostanza secca); nel caso di bioessicazione lenta tale condizione non è verificata, comportando una situazione per cui il PCI del CDR ottenuto sia superiore ai 15 MJ/kg ma con un contenuto di ceneri comunque superiore al 15 %_{ss}. Come per le altre bioessicazioni, seppur per motivi diversi, la vagliatura deve essere operata tramite vagli con dimensione dei fori almeno pari a 7 centimetri. Per i bioessicati ottenuti da processi di più lenta durata inoltre, le caratteristiche geometriche del vaglio devono essere tali da assicurare un numero di cicli sufficientemente alto, superiore ai 30 (risultato che condiziona la lunghezza minima del vaglio).

L'introduzione di una norma Comunitaria² di carattere classificativo e non limitativo, permetterebbe l'ottenimento di CDR di classe 4 (PCI compreso tra

²proposta [9] ottenuta grazie al lavoro svolto dal Comitato Tecnico Europeo per la Standardizzazione in tema di Combustibili Derivati da Rifiuti (CEN/TC 343).

10 MJ/kg e 15 MJ/kg) o di classe 3 (PCI compreso tra 15 MJ/kg e 20 MJ/kg) per il parametro *economico*, cioè il PCI, mentre per quel che riguarda il parametro *tecnologico* - ovvero il tenore di Cloro - si è sempre nel campo del SRF (Solid Recovered Fuel) di classe 2 (contenuto di Cloro compreso tra 0.2 %_{ss} e 0.6 %_{ss}). Non avendo informazioni sul tenore di Mercurio non è possibile determinare la classificazione del CDR ottenuto in base al parametro *ambientale*. In Figura 4.0.3 si mostra la classe economica di appartenenza del CDR ottenuto secondo la classificazione europea proposta in [9], in funzione delle caratteristiche del vaglio primario.

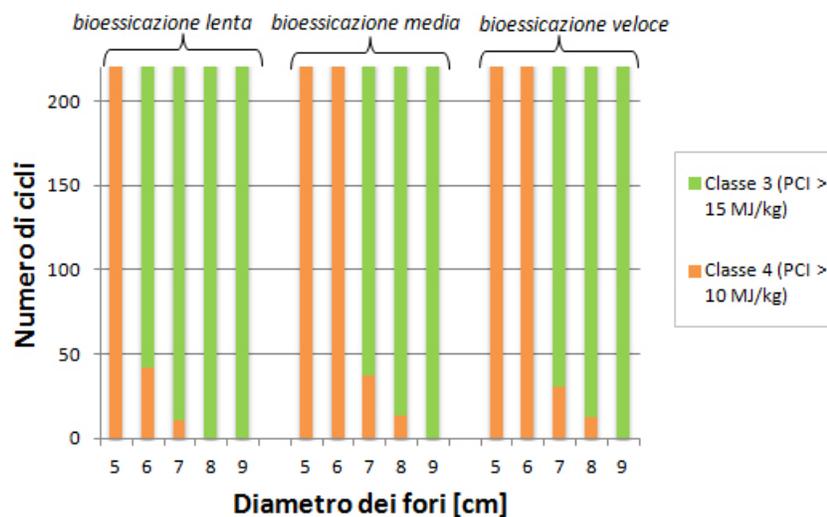


Figura 4.0.3: Classe economica di appartenenza del CDR ottenuto in funzione delle caratteristiche del vaglio primario.

Attraverso l'uso del software GS è stato possibile riprodurre l'impianto WtE di Gioia Tauro e valutarne realisticamente le prestazioni al variare del CDR alimentato.

In Tabella 4.2 sono riassunti i dati di progetto dell'impianto di Gioia Tauro ed i valori ottenuti dalla modellazione su software GS:

Impianto di Gioia Tauro: condizioni di progetto			
		Impianto reale	Modello GS
$m_{combustibile}$	[kg/s]	4.8	4.8
$PCI_{combustibile}$	[MJ/kg]	12.5	12.5
$m_{fumi\ out\ ECO}$	[kg/s]	46.57	46.66
$T_{fumi\ out\ ECO}$	[°C]	187	187.0
$O_2\ out\ caldaia$	[% _{vol, dry}]	7	7
$T_{acqua\ alimento}$	[°C]	130	130.1
$T_{vapore\ out\ SH}$	[°C]	405	405
$p_{vapore\ out\ SH}$	[bar]	41	41
$m_{vapore\ in\ turbina}$	[kg/s]	19.8	19.74
$W_{morsetti\ alternatore}$	[MW]	15.625	15.62
$T_{fumi\ al\ camino}$	[°C]	135	135
$m_{fumi\ al\ camino}$	[kg/s]	41.57	41.80

Tabella 4.2: Condizioni di progetto dell'impianto di Gioia Tauro: valori stimati e valori reali.

L'analisi delle prestazioni dell' impianto al variare del CDR alimentato è stata condotta tenendo conto delle condizioni di funzionamento a regime, variando alcuni parametri operativi rispetto al punto di progetto: si è assunta una maggiore temperatura (pari a 205°C) dei fumi in uscita dai banchi dell'economizzatore per tenere conto dello sporcamento della caldaia ed una minor portata (pari al 95% della nominale) di vapore in ingresso turbina in modo da considerare le naturali oscillazioni di carico riscontrate nell'esercizio normale dell'impianto. L'influenza che il CDR alimentato esercita sulle prestazioni dell'impianto WtE è valutata a parità di effetto utile, dunque di portata di vapore introdotta in turbina. Tali prestazioni variano in base ad un minore/maggiore consumo di alcuni ausiliari di impianto (es. ventilatori, movimentazione CDR, smaltimento ceneri. Per una loro completa trattazione si rimanda alla sezione 3.2.3). In Figura 4.0.4 è possibile visualizzare il rendimento elettrico netto d'impianto in funzione del PCI del CDR alimentato:

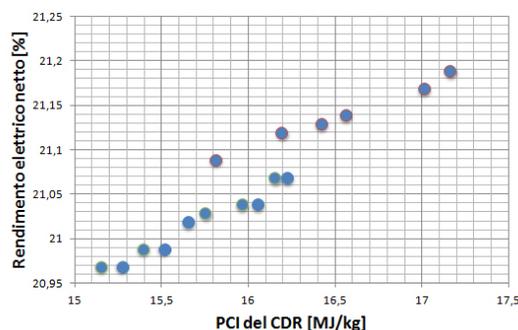


Figura 4.0.4: Rendimento elettrico netto di impianto in funzione del PCI del CDR alimentato.

Dalla precedente figura si osserva come il miglioramento di prestazioni conseguibile attraverso l'alimentazione di un CDR a più elevato PCI sia abbastanza contenuto, in quanto si riduce il consumo di ausiliari di impianto secondari in termini di assorbimento energetico. Per tale tipologia di impianto infatti, più dell'80% della potenza necessaria al funzionamento degli ausiliari, è assorbita dagli ausiliari del condensatore e dai ventilatori, questi ultimi solo marginalmente influenzati dal potere calorifico del CDR.

I flussi massici ed energetici specifici alla tonnellata di RSU trattato sono riportati in Tabella 4.3 e si riferiscono a CDR prodotto ed alimentato sempre conforme alla normativa italiana (limitatamente alle proprietà monitorate)³.

³La componente "Smaltimento in discarica" è composta dalla FO da stabilizzare prodotta dalla vagliatura primaria (componente preponderante), gli inerti separati dal vaglio secondario e dagli scarti prodotti dall'impianto WtE (scorie e ceneri).

Prodotti sistema di gestione rifiuti Calabria Sud							
		Bioessicazione					
		lenta		media		veloce	
		[11 gg]		[7 gg]		[4 gg]	
		Vagliatura					
		blanda	spinta	media	spinta	media	spinta
		Diametro dei fori del vaglio [cm]					
		7	9	7	9	7	9
CDR	[kg/t _{RSU}]	342	218	347	230	346	229
Smalt. in discarica	[kg/t _{RSU}]	361.7	457.1	423.6	519.8	419.5	515.6
Metalli a recupero	[kg/t _{RSU}]	38	29	38	30	38	29
Fumi al camino	[m ³ /t _{RSU}]	4 030	2 780	4 022	2 817	4 062	2 805
Energia elettrica	[kWh/t _{RSU}]	317	220	306	217	308	216

Tabella 4.3: Prodotti del sistema di gestione rifiuti Calabria Sud in termini specifici al variare del processo di bioessicazione e delle caratteristiche della vagliatura primaria.

Le filiere di produzione del CDR operanti una vagliatura più blanda permettono il raggiungimento di rese energetiche riferite alla tonnellata di RSU iniziale maggiori rispetto quelle ottenibili operando una vagliatura più spinta del bioessicato. Tali rese energetiche non sono comprensive del consumo energetico dei processi di produzione del CDR, la cui stima esula dalla presente trattazione. Tuttavia in letteratura, per processi di produzione del CDR simili a quello qui considerato sono indicati valori dell'ordine di $45 \text{ kWh/t}_{\text{RSU}}$ [37]. Le rese energetiche - appartenenti ad un range compreso tra i $170 \text{ kWh/t}_{\text{RSU}}$ e $270 \text{ kWh/t}_{\text{RSU}}$ - sono nettamente inferiori a quelle conseguibili attraverso la termoutilizzazione diretta del RSU tal quale, dell'ordine di $500 - 750 \text{ kWh/t}_{\text{RSU}}$ [37].

Per determinare i flussi massici ed energetici dell'intero sistema di gestione rifiuti Calabria Sud in seguito alla conversione degli impianti MBT ad una configurazione a *flusso unico*, si ipotizza che ognuno dei cinque impianti MBT del sistema Calabria Sud sia dotato di 6 tunnel per la bioessicazione del RSU aventi una capienza di $300 \text{ t}_{\text{RSU}}/\text{tunnel}^4$. Inoltre, si ipotizza un tempo di carico/scarico (C/S) delle biocelle pari a 1.5 giorni. I risultati sono mostrati in Tabella 4.4:

⁴Tali caratteristiche sono rappresentative dell'impianto MBT di Crotone: l'impianto, già operante secondo lo schema a flusso unico, dispone di 6 biocelle (lunghe 36 m e larghe 5m) nelle quali viene bioessicato RSU in cumuli alti 3 metri.

Capacità di trattamento sistema Calabria Sud				
		bioessicazione		
		lenta	media	veloce
Durata bioess	[gg]	11	7	4
Durata C/S	[gg]	1.5	1.5	1.5
Durata totale	[gg/processo]	12.5	8.5	5.5
N° biocelle	[-]	30	30	30
Capacità _{biocella}	[^t _{RSU} /biocella]	300	300	300
Capacità totale	[^t _{RSU} /anno]	262 800	386 470	597 272

Tabella 4.4: Capacità di trattamento rifiuti del sistema Calabria Sud al variare del processo di bioessicazione applicato.

L'aumento della capacità di trattamento conseguibile attraverso una bioessicazione più rapida, deve essere accompagnata da una maggior area disponibile alla stabilizzazione della Frazione Organica ottenuta dalla fase di vagliatura del bioessicato. Le tre bioessicazioni permetterebbero di trattate e smaltire rispettivamente il 32 % (bioessicazione lenta), il 47% (bioessicazione media) o il 72% (bioessicazione veloce) dei Rifiuti Urbani Residui (RUR) prodotti nella regione Calabria⁵. Nelle tabelle successive sono mostrati i flussi massici ed energetici del sistema di gestione rifiuti Calabria Sud in termini assoluti⁶: in Tabella 4.5 è considerata la configurazione attuale del termovalorizzatore di Gioia Tauro, avente una potenzialità termica di combustione pari a 60 MW - su base PCI - ed operante 7500 ore/anno; in Tabella 4.6 si ipotizza per lo stesso impianto una capacità termica di 120 MW - su base PCI - ottenibile in seguito al raddoppio delle linee di incenerimento attualmente in corso. In base alla capacità di combustione dell'impianto WtE è possibile stimare quanto CDR può essere smaltito nel contesto del bacino di produzione e quanto se ne dovrebbe importare da ulteriori bacini di produzione - o esportare in caso di surplus produttivo - per assicurare un funzionamento a regime dell'impianto WtE (Surplus/Deficit, S/D).

⁵Valori riferiti ad una produzione di 825 038 tonnellate di RUR, dati [4].

⁶Le prestazioni dell'impianto WtE sono calcolate ipotizzando un funzionamento a regime dell'impianto, come precedentemente descritto.

Prodotti sistema di gestione rifiuti Calabria Sud: scenario esistente						
	Bioessicazione					
	lenta		media		veloce	
	[11 gg]		[7 gg]		[4 gg]	
	Vagliatura					
	blanda	spinta	media	spinta	media	spinta
	Diametro dei fori del vaglio [cm]					
	7	9	7	9	7	9
Capacità [t]	262 800		386 470		597 272	
CDR prodotto [t]	89 877	57 290	134 105	88 890	206 656	136 775
CDR smaltito [t]	89 877	57 290	102 600	88 890	101 790	96 120
CDR S/D [t]	-8 133	-32 890	+31 505	-7 230	+104 866	+40 655
Smalt. in discarica [t]	95 052	120 116	157 831	200 904	231 012	301 814
Metalli a recupero [t]	9 986	7 621	14 685	11 594	22 696	17 320
Fumi al camino [m ³]	1.06*10 ⁹	7.3*10 ⁸	1.19*10 ⁹	1.09*10 ⁹	1.19*10 ⁹	1.18*10 ⁹
Energia elettrica [GWh]	83.35	57.88	90.67	84.06	90.67	90.9

Tabella 4.5: Prodotti annuali del sistema di gestione rifiuti Calabria Sud al variare del processo di bioessicazione e delle caratteristiche della vagliatura primaria: configurazione attuale dell'impianto WtE di Gioia Tauro.

Prodotti sistema di gestione rifiuti Calabria Sud: scenario "2x"						
	Bioessicazione					
	lenta		media		veloce	
	[11 gg]		[7 gg]		[4 gg]	
	Vagliatura					
	blanda	spinta	media	spinta	media	spinta
	Diametro dei fori del vaglio [cm]					
	7	9	7	9	7	9
Capacità [t]	262 800		386 470		597 272	
CDR prodotto [t]	89 877	57 290	134 105	84 250	206 656	136 775
CDR smaltito [t]	89 877	57 290	134 105	84 250	203 850	136 775
CDR S/D [t]	-106 413	-123 070	-71 365	-107 990	+2 806	-54 655
Smalt. in discarica [t]	95 015	120 082	163 518	200 194	249 939	308 042
Metalli a recupero [t]	9 986	7 621	14 685	11 594	22 696	17 320
Fumi al camino [m ³]	1.06*10 ⁹	7.3*10 ⁸	1.55*10 ⁹	1.04*10 ⁹	2.39*10 ⁹	1.69*10 ⁹
Energia elettrica [GWh]	86.98	60.43	123.7	83.22	189.5	135.6

Tabella 4.6: Prodotti annuali del sistema di gestione rifiuti Calabria Sud al variare del processo di bioessicazione e delle caratteristiche della vagliatura primaria: potenzialità raddoppiata dell'impianto WtE di Gioia Tauro.

Per meglio comprendere i dati delle tabelle precedenti si ricorda come la frazione destinata allo smaltimento in discarica sia perlopiù composta da Frazione Organica prodotta dalla prima operazione di vagliatura. Tale frazione richiede un'ulteriore stabilizzazione aerobica in aia per soddisfare i requisiti in termini di stabilizzazione dell'attività biologica dei materiali conferiti in discarica. Tale processo ridurrebbe notevolmente la massa di tale flusso, attraverso l'evaporazione dell'umidità ancora contenuto in esso.

Operando un processo di bioessicazione di lunga durata in tutti gli impianti MBT del sistema di gestione rifiuti considerato, non si è in grado di garantire il funzionamento a regime dell'impianto WtE con l'attuale configurazione, indipendentemente dalla vagliatura effettuata. La bioessicazione di media durata seguita da una vagliatura non spinta assicura il funzionamento a regime del termovalorizzatore e la produzione di un surplus di circa 30 mila tonnellate di CDR, disponibili all'esportazione. La bioessicazione veloce permette di trattare un flusso ancora più consistente di RSU - circa il 50 % in più rispetto a una bioessicazione di media durata - ed ottenere un maggiore quantità di CDR disponibile all'esportazione.

Ipotizzando di raddoppiare la capacità di incenerimento dell'impianto e trattando il RSU con una bioessicazione veloce e una vagliatura non spinta, si permetterebbe il funzionamento a regime dell'impianto producendo la minor quantità di surplus di CDR.

I risultati ottenuti nel presente studio, basati sulla risoluzione dei bilanci massici ed energetici del sistema di gestione rifiuti Calabria Sud, vanno sicuramente completati da considerazioni di carattere economico ed ambientale, per poter trovare una configurazione di ottimo in rispetto a tutti i vincoli imposti sul sistema. In termini di impatto ambientale è di certo interesse la conoscenza dei quantitativi di inquinanti e gas potenziali climalteranti emessi dovuti alla combustione del CDR, ma anche una valutazione del ciclo di vita dell'intero trattamento (Life Cycle Analysis), per determinare l'impatto globale della produzione di CDR. Gli approfondimenti in materia economica, devono tener conto del diverso consumo energetico dell'impianto MBT al variare dei parametri di processo.

PRINCIPALI ACRONIMI UTILIZZATI

CDR	Combustibile Derivato da Rifiuti
CDR-Q	Combustibile Derivato da Rifiuti di Qualità elevata
EE	Energia Elettrica
FAS	Fondi Aree Sottoutilizzate
FESR	Fondi Europei di Sviluppo Regionale
FO	Frazione Organica
FOS	Frazione Organica Stabilizzata
GS	GasSteam Cycle Simulation Code
IRD	Indice di Respirazione Dinamica
ISPRA	Istituto Superiore per la Protezione e la Ricerca Ambientale
ISTAT	Istituto centrale di Statistica
MBT	Mechanical Biological Treatment
MSW	Municipal Solid Waste
MIUR	Ministero dell'Istruzione, Università e Ricerca
OV	Organici Volatili
PCI	Potere Calorifico Inferiore
PCS	Potere Calorifico Superiore
PIL	Prodotto Interno Lordo
PRIN	Progetti di ricerca di Rilevante Interesse Nazionale
RD	Raccolta Differenziata
RSU	Rifiuto Solido Urbano
RUR	Rifiuto Urbano Residuo
SP	Size Parameter
TARSU	Tassa sui Rifiuti Solidi Urbani
TEC S.p.A.	Termo Energia Calabria S.p.A.
TIA	Tassa di Igiene Ambientale
UR	Umidità Relativa
WtE	Waste to Energy plant

Bibliografia

- [1] Toto T., Pollio C.: Dossier rifiuti, osservatorio prezzi e tariffe. *CittadinanzAttiva*, febbraio 2012.
- [2] Comunicazione della Commissione al Consiglio, al Parlamento Europeo, al Comitato Economico e Sociale Europeo e al Comitato delle Regioni: Portare avanti l'utilizzo sostenibile delle risorse: una strategia tematica sulla prevenzione e il riciclaggio dei rifiuti, Bruxelles 12/2005.
- [3] Direttiva del Consiglio Europeo 2008/98/CE del 19 Novembre relativa ai rifiuti e che abroga alcune direttive.
- [4] Rapporto Rifiuti Urbani 2012. *Istituto Superiore per la Protezione e la Ricerca Ambientale*, giugno 2012.
- [5] Rapporto Annuale degli Obiettivi di Servizio. *Regione Calabria*, 2011. *Nomisma Energia*.
- [6] Manual on waste statistics: A handbook for data collection on waste generation and treatment. *Eurostat*, edizione 2010.
- [7] Decreto Legislativo 152/2006, in materia di "Norme Ambientali".
- [8] Sassone S.: La certificazione delle raccolte differenziate dei rifiuti urbani negli Enti locali italiani. *Osservatorio degli enti locali sulla raccolta differenziata*, 2010.
- [9] Van Tuburgen J., Glorius T., Waeyenbergh E.: Classification of Solid Recovered Fuels. *European Recovered Fuel Organisation*, Febbraio 2005.
- [10] Adani F. La stabilità biologica del compost: indice di respirazione come parametro di processo. *Fertilitas Agrorum*, II (2007): 55-65.
- [11] Shao L-M. et Al.: Bio-Drying and Size Sorting of Municipal Solid Waste with High Water Content for Improving Energy Recovery. *Waste Management*, 30 (2010): 1165-1170.
- [12] Scaglia et Al.: Odours and volatile organic compounds emitted from municipal solid waste at different stage of decomposition and relationship with biological stability. *Bioresource Technology*, 102 (2011): 4635-4638.

- [13] De Micheli et Al.: Recupero per uso energetico della frazione biogenica dei rifiuti urbani in seguito al revamping di impianti di trattamento meccanico biologico a flussi separati. *Rifiuti solidi*, XX (2008): 20-26.
- [14] Adani F. et Al.: The influence of biomass temperature on biostabilization-biodrying of municipal solid waste. *Bioresource Technology*, 83 (3): 173-179.
- [15] Viganò F. et Al.: A model for mass and energy balances of bio-drying. *Proc. 19th annual North American WtE Conference*.
- [16] Politecnico di Milano, Dipartimento di Energetica: *GS, Gas Steam Cycle simulation code User Manual. Release 3.1*
- [17] Agostini, Boveri. *Studio di un metodo di smaltimento del rifiuto urbano: invio di CDR in co-combustione in cementificio*. Tesi di laurea in ingegneria meccanica, Politecnico di Milano, a.a. 2010-2011.
- [18] Consonni S., et Al.: Alternative strategies for energy recovery from municipal solid waste. Part a: mass and energy balances. *Waste Management*, 25 (2005): 123-135.
- [19] Consonni S., Viganò F. Materials and energy recovery in integrated waste management system: the potential for energy recovery. *Waste Management*, 31 (2011): 2074-2084.
- [20] Gruppo Ricicla. *Contratto di consulenza TEC S.p.A. - Calabria - Veolia Servizi - UNIMI: Monitoraggio di processi di bioessiccamento di Rifiuti Urbani presso l'impianto di Siderno*. Università degli studi di Milano.
- [21] Worrell W., Vesilind P. *Solid Waste Engineering*. 2 ed. Cengage Learning.
- [22] Alter H. et Al.: Design models of trommels for resource recovery processing. *National Waste Processing Conference*, 1980.
- [23] Glaub J. et Al.: The design and use of trommel screens for processing municipal solid waste. *National Waste Processing Conference*, 1982.
- [24] Decembrini E., *Approccio modellistico al processo di selezione e separazione dimensionale dei RSU ed applicazione ad un impianto TMB*. Tesi di laurea in Ingegneria ambientale, Università di Bologna.
- [25] Diaz F. et Al.: *Resources Recovery from Municipal Solid Wastes*. CRC Press, Boca Raton 1989.
- [26] Caputo A. et Al.: RDF production in plants: Design and costs. *Applied Thermal Engineering* 22 (2002): 423-437.
- [27] Luo S. et Al.: A novel shredder for MSW: Influence of feed moisture on breakage performance. *Bioresource Technology* 101 (2010): 6256-6258.

- [28] Vesilind P. et Al.: Evaluation of Π breakage theory for refuse components. *J. Environ. Engineering* 112 (1986): 1109-1121.
- [29] Obeng D.M., Trezek G.J.: Simulation of the Comminution of a Heterogeneous Mixture of Brittle and Nonbrittle Materials in a Swing Hammermill. *Ind. Eng. Chem., Process Des. Dev.* 14 (1975): 113-117.
- [30] C. Lotti & Associati S.p.A.: *Progetto esecutivo impianto Gioia Tauro*.
- [31] Grosso M. et Al.: CO-Combustione di CDR in una Centrale Termoelettrica a Carbone: Valutazione con Approccio del Ciclo di Vita. *Proc. Third International Symposium on Energy from Biomass and Waste*, Venice 2010.
- [32] Martin GmbH: *Thermische Abfallbehandlungsanlage ASM Brescia*, 2012.
- [33] AA.VV.: *Secondo convegno nazionale utilizzazione termica dei rifiuti* , Abano Terme 1999.
- [34] Begnis F.: *Bilancio energetico di sistemi di co-combustione di combustibile derivato dai rifiuti (CDR) e combustibili fossili*. Tesi di laurea in Ingegneria Meccanica, Politecnico di Milano, 2003-2004.
- [35] Ferrari, Greco: *Cicli integrati RSU-combustibile fossile per generazione di elettricit *, Tesi di laurea Politecnico di Milano, 1999.
- [36] Cooke D. H.: On Prediction of Off-Design Multistage Turbine Pressures by Stodola's Ellipse. *Journal of Engineering for Gas Turbines and Power* 107, 596 (1985).
- [37] Vigan  F., Consonni S.: Assessing the performances of energy recovery from waste. *Simposio Internazionale di Ingegneria Sanitaria Ambientale*, 2012.