

POLITECNICO DI MILANO

Scuola di Ingegneria Industriale e dell'Informazione

Corso di Laurea Magistrale in Ingegneria Energetica



Bilancio energetico della co-combustione di Combustibile Solido Secondario (CSS) in impianti per la produzione di cemento

Relatore: Prof. Stefano CONSONNI

Tesi di Laurea di:

Valeria GAIANO Matr. 804811

Serena PIERI Matr. 804827

Anno Accademico 2015/2016

Ringraziamenti

Vorremmo ringraziare il Professore Stefano Consonni di averci dato l'opportunità di lavorare su questa tesi e per la sua disponibilità durante la realizzazione del lavoro.

Ringraziamo l'Ingegnere Maurizio Spinelli per l'aiuto ed il costante supporto che ci ha dato.

Ringraziamo inoltre l'Ingegnere Giovanni Cinti per le preziose informazioni tecniche utilizzate all'interno di questo lavoro e per averci permesso di conoscere la realtà di un cementificio.

Indice

Ringraziamenti	3
Lista delle figure	7
Lista delle tabelle.....	11
Sommario.....	13
Abstract	13
Introduzione.....	14
1 LA PRODUZIONE E LO SMALTIMENTO DEI RIFIUTI IN EUROPA E IN ITALIA	16
1.1 GESTIONE DEI RIFIUTI URBANI IN EUROPA.....	16
1.1.1 Direttiva Europea	16
1.1.2 Produzione e trattamento dei rifiuti in Europa.....	18
1.2 GESTIONE DEI RIFIUTI URBANI IN ITALIA	26
1.2.1 Produzione e trattamento dei rifiuti in Italia	26
1.2.2 Trattamento meccanico-biologico e produzione di CSS	29
1.2.3 Tentativo di bilancio di massa dei rifiuti urbani	31
2 COMBUSTIBILE SOLIDO SECONDARIO	34
2.1 CDR e CDR-Q.....	34
2.2 COMBUSTIBILE SOLIDO SECONDARIO - CSS.....	36
2.3 CSS-COMBUSTIBILE	38
3 IMPIANTI DI TRATTAMENTO MECCANICO BIOLOGICO	43
3.1 RUOLO DEGLI IMPIANTI TMB NELLA GESTIONE DEI RIFIUTI	43
3.2 TIPOLOGIE DI IMPIANTI TMB	44
3.2.1 Processi meccanici.....	46
3.2.2 Processi biologici	47
3.3 IMPIANTI TMB PER LA PRODUZIONE DI CSS	49
3.3.1 Esempio di impianto a flusso separato	49
3.3.2 Esempio di impianti a flusso unico.....	51
4 INDUSTRIA DEL CEMENTO E CO-COMBUSTIONE.....	53
4.1 DESCRIZIONE DEL PROCESSO DI PRODUZIONE DEL CLINKER	53
4.2 INDUSTRIA DEL CEMENTO	62
4.2.1 Produzione del cemento in Europa.....	62
4.2.2 Strategie per la riduzione delle emissioni di CO2.....	65
4.2.3 Produzione del cemento in Italia	72

4.3	CO-COMBUSTIONE NELL'INDUSTRIA DEL CEMENTO	75
4.3.1	Benefici e limiti della co-combustione	75
4.3.2	Co-combustione di CSS e funzionamento del forno	78
5	SIMULAZIONE CEMENTIFICIO	84
5.1	PROGRAMMA DI CALCOLO GS	84
5.1.1	Componenti presenti nel modello del cementificio	86
5.1.2	Calcolo delle proprietà termodinamiche in GS	90
5.2	MODELLO DELL'IMPIANTO DI RIFERIMENTO	92
5.2.1	Torre di preriscaldamento	94
5.2.2	Quinto stadio della torre di preriscaldamento e calcinatore	99
5.2.3	Forno	102
5.2.4	Sistema di raffreddamento del clinker	108
5.2.5	Sistema separazione polveri e miscelamento delle materie prime	110
6	SIMULAZIONE DELLA CO-COMBUSTIONE	111
6.1	CO-COMBUSTIONE PETCOKE E CSS	111
6.1.1	Parametri della co-combustione	111
6.1.2	Composizione del CSS	112
6.1.3	Confronto petcoke - CSS	114
6.2	MODELLO CO-COMBUSTIONE	116
6.2.1	Caso base – alimentazione di solo petcoke	116
6.2.2	Casi di co-combustione di petcoke e CSS	120
6.2.3	Assunzioni casi co-combustione di petcoke e CSS	122
6.3	RISULTATI DELLE SIMULAZIONI DI CO-COMBUSTIONE E CONFRONTO CON IL CASO BASE	124
6.3.1	Calcolo dell'efficienza di sostituzione termica del CSS	124
6.3.2	Caratteristiche dei fumi prodotti	128
6.3.3	Efficienza di sostituzione termica del CSS	134
6.3.4	Composizione clinker	136
6.3.5	By-pass della corrente gassosa	137
6.3.6	Emissioni di CO ₂	138
	Conclusioni	140
	Possibili sviluppi	142
	Allegato 1 – Modello GS	144
	Bibliografia	147

Lista delle figure

Figura 1.1 - Rappresentazione schematica della gerarchia dei rifiuti proposta dalla Direttiva Europea 2008/98/CE.....	16
Figura 1.2 – Produzione pro capite di RU in UE (kg/abitante per anno) – 2011-2013 – Fonte [2].....	19
Figura 1.3 - SCFF e RU prodotti nell'UE 28 (variazioni percentuali), bienni dal 2007-2008 al 2012-2013 – Fonte [2].....	20
Figura 1.4 - SCFF e RU prodotti nell'UE 15 (variazioni percentuali), bienni dal 2007-2008 al 2012-2013 – Fonte [2].....	20
Figura 1.5 - Ripartizione percentuale della gestione dei RU in UE – 2013 – Fonte [2]	21
Figura 1.6 - Ripartizione percentuale della gestione dei RU in UE 28, UE 15 e nei nuovi Stati membri – 2012-2013 – Fonte [2]	22
Figura 1.7 - Quantità pro capite di RU avviati all'incenerimento con recupero energetico in UE (kg/ abitante per anno) – 2012-2013 – Fonte [2].....	23
Figura 1.8 - Quantità pro capite di RU avviati all'al riciclaggio in UE (kg/ abitante per anno) – 2012-2013 – Fonte [2].....	24
Figura 1.9 - Quantità pro capite di RU avviati all'al riciclaggio in UE (kg/ abitante per anno) – 2012-2013 – Fonte [2].....	25
Figura 1.10 - Andamento della produzione di rifiuti urbani - 2002-2014 – Italia – Fonte [2] 27	
Figura 1.11 - Raccolta differenziata per frazione merceologica- Italia – 2011-2014 – Fonte [2]	27
Figura 1.12 - Tipologie di gestione dei rifiuti urbani in Italia - 2009 – 2014 - Fonte [2].....	28
Figura 1.13 - Ripartizione percentuale della gestione dei rifiuti urbani - Italia - 2014 – Fonte [2]	29
Figura 1.14 – Ripartizione percentuale dei prodotti uscenti dagli impianti TMB - Italia – 2014 – Fonte [2].....	30
Figura 1.15 - Output degli impianti TMB e rispettive destinazioni- Italia – 2014 – Fonte [2]31	
Figura 1.16 – Gestione dei rifiuti urbani in Italia – rielaborazione basata sui dati Ispra 2014 [2]	33
Figura 2.1 - Catena del CSS secondo la norma UNI CEN/TS 15359	36
Figura 3.1 - Quantità autorizzata e capacità residua nazionale – Italia – 2014 – Fonte [2]... 45	
Figura 3.2 - Esempio di impianto a flusso separato per la produzione di CSS – Fonte [7].....	50
Figura 3.3 - Esempio di impianto a flusso unico per la produzione di CSS – Fonte [9]	52

Figura 4.1- Schematizzazione dell'impianto di produzione del clinker costituito da torre di preriscaldamento, calcinatore, forno rotante e clinker cooler con relativi flussi di solidi, combustibile, aria e gas combusti. [13]	56
Figura 4.2 - Schematizzazione di una torre di preriscaldamento a 5 stadi con calcinatore...57	
Figura 4.3- Reazioni di formazione del clinker all'interno del forno con indicazione della temperatura e tempi di residenza della fase solida – Fonte [16]	59
Figura 4.4 - Sistema di raffreddamento del clinker con relativi flussi di aria.....	60
Figura 4.5 - Produzione mondiale di cemento - 2015 - suddivisione % per principali regioni e Paesi – Fonte [18].....	63
Figura 4.6 - Evoluzione mondiale della produzione di cemento 2001-2014 - La produzione dell'anno 2001 è normalizzata a 100 – Fonte [18].....	63
Figura 4.7 - Distribuzione delle tipologie di processi per la produzione di clinker 1990-2013 EU 28 – Fonte [20].....	65
Figura 4.8 - Andamento della richiesta di calore per la produzione di clinker 1990-2013 EU 28 - Fonte [20].....	65
Figura 4.9 - Ripartizione del mix energetico nell'industria del cemento 1990-2013 EU 28 – Fonte [20].....	67
Figura 4.10 - Andamento del rapporto clinker/cemento 1990-2013 EU 28 – Fonte [20].....	68
Figura 4.11 - Componenti minerali usati nella produzione di cemento Portland 1990-2013 EU 28 – Fonte [20].....	69
Figura 4.12 - Effetto del numero di preriscaldatori sul consumo di energia e la temperatura dei solidi in ingresso nel calcinatore – Fonte [13].....	70
Figura 4.13 - Effetto del livello di precalcinazione sul consumo di energia e sulla temperatura dei gas all'uscita dal forno – Fonte [13].....	70
Figura 4.14 - Andamento della produzione di cemento espressa in milioni di tonnellate - 2007-2015 – Italia - Fonte [18].....	72
Figura 4.15 - Tasso di sostituzione termica di combustibili alternative (% rispetto alla totale energia termica richiesta per la produzione di clinker) - 2011-2013 – Italia - Fonte [20]	73
Figura 4.16 - Ripartizione percentuale dei combustibili alternativi utilizzati nell'industria del cemento – Italia – 2012 – 2013 – Fonte [10]	74
Figura 4.17 - Co-combustione (Co-processing) nella gerarchia dei rifiuti – Fonte [19]	75
Figura 4.18 - Possibili punti di alimentazione delle materie e combustibili alternativi all'interno di un cementificio – Fonte [19].....	77
Figura 4.19 - Campo di variabilità delle principali caratteristiche del CSS (RDF) – Fonte [26]	79
Figura 4.20 - Campo di variabilità delle principali caratteristiche del CSS (RDF) - Fonte [16]	79

Figura 4.21 - Elementi inorganici contenuti in due tipologie di RDF (% in peso sul combustibile totale) – Fonte [27].....	80
Figura 4.22 – Andamento della temperatura dei gas e dei solidi - Fonte [29]	81
Figura 4.23 - Andamento della temperature dei all’interno del forno – L’ascissa 50 rappresenta il bruciatore – Fonte [15].....	82
Figura 5.1 - Mixer	87
Figura 5.2 - Splitter.....	88
Figura 5.3 - Scambiatore di calore	89
Figura 5.4 - Compressore	89
Figura 5.5 - Schema dell’impianto di Calusco d’Adda [1].....	93
Figura 5.6 - Schematizzazione dei flussi di gas e solidi che attraversano gli stadi della torre di preriscaldamento	95
Figura 5.7 – Schema della torre di preriscaldamento con dettaglio dei flussi dello stadio II numerati come nel modello GS rappresentato in Figura 5.8.....	96
Figura 5.8 – Modello GS dello stadio II con relativi flussi	96
Figura 5.9 - Schema della torre di preriscaldamento con dettaglio dei flussi dello stadio I numerati come nel modello GS rappresentato in Figura 5.10.....	98
Figura 5.10 – Modello GS dello stadio I con relativi flussi	98
Figura 5.11 - Modello GS che simula la formazione di MgO	99
Figura 5.12 - Schema del calcinatore e del quinto stadio con relativi flussi numerati come nel modello GS in Figura 5.13	100
Figura 5.13 - Modello GS del calcinatore e del quinto stadio	101
Figura 5.14 - Schema del forno rotante con relativi flussi numerati come nel modello GS in Figura 5.11.....	103
Figura 5.15 - Modello GS del forno suddiviso nelle varie sottosezioni.....	104
Figura 5.16 - Modello GS della sottosezione del forno “bruciatore”	104
Figura 5.17 - Modello GS della sottosezione del forno "scambio termico gas combusti-clinker"	106
Figura 5.18 - Modello GS della sottosezione del forno "formazione del clinker"	107
Figura 5.19 - Modello GS della sottosezione del forno "scambio termico gas combusti-precalcinato"	108
Figura 5.20 - Schema rappresentativo del sistema di raffreddamento del clinker con relativi flussi numerati come nel modello GS [Figura 5.17]	108
Figura 5.21 - Modello GS del sistema di raffreddamento del clinker	109
Figura 5.22 - Modello GS del sistema di depolverizzazione dei gas combusti e miscelamento delle materie prime.....	110

Figura 6.1 - Andamento dei fumi umidi generati dalla combustione di CSS e petcoke al variare della percentuale di ossigeno	116
Figura 6.2 - Portata di fumi secchi all'11% di ossigeno di petcoke e CSS.....	116
Figura 6.3 – CASO BASE - Bilancio energetico dell'intero impianto con indicazione dei flussi termici entranti ed uscenti normalizzati rispetto all'input termico di combustibili	125
Figura 6.4 - CASO CO-COMBUSTIONE (combustione $\alpha_{forno} = 20\%$ e $\alpha_{calc} = 30\%$) - Bilancio energetico dell'intero impianto con indicazione dei flussi termici entranti ed uscenti normalizzati rispetto all'input termico di combustibili	125
Figura 6.5 - Flussi di calore all'interno del clinker cooler - caso base	127
Figura 6.6 - Flussi di calore all'interno del clinker cooler - caso di co-combustione $\alpha_{forno} = 20\%$ e $\alpha_{calc} = 30\%$	127
Figura 6.7 – CASO BASE - Flussi di solidi e gas che attraversano i primi quattro stadi della torre di preriscaldamento con indicazione del punto corrispondente al modello GS, le indicazioni delle portate massiche di gas (rosso) e solidi (blu) e le temperature che raggiungono gas e solidi all'uscita da ogni ciclone.....	130
Figura 6.8 - CASO CO-COMBUSTIONE - Flussi di solidi e gas che attraversano i primi quattro stadi della torre di preriscaldamento con indicazione del punto corrispondente al modello GS, le indicazioni delle portate massiche di gas (rosso) e solidi (blu) e le temperature che raggiungono gas e solidi all'uscita da ogni ciclone.....	131
Figura 6.9 - Diagramma di scambio termico tra solidi e gas combusti nei primi quattro stadi della torre di preriscaldamento	133
Figura 6.10 - Andamento della temperatura dei fumi all'uscita dal sistema al variare della sostituzione termica al calcinatore e forno.....	133
Figura 6.11 - Andamento della variazione percentuale della portata volumetrica dei fumi all'uscita dal sistema al variare della sostituzione termica al calcinatore e forno.....	134
Figura 6.12 - Andamento del calore richiesto per produrre un kg di clinker al variare della sostituzione termica di CSS al forno e al calcinatore.	135
Figura 6.13 - Andamento dell'efficienza di sostituzione termica del CSS al variare del tasso di sostituzione termica del CSS al forno e al calcinatore	135
Figura 6.14 - Andamento della ripartizione del calore nel calcinatore (β_{calc}) al variare del tasso di sostituzione termica di CSS nel forno e nel calcinatore.....	136
Figura 6.15 - Apporto della combustione dei combustibili alle emissioni di CO2 specifiche al kg di clinker al variare del tasso di sostituzione termica del CSS al forno e al calcinatore ..	138
Figura 6.16 - Apporto della dissociazione delle materie prime alle emissioni di CO2 specifiche al kg di clinker al variare del tasso di sostituzione termica del CSS al forno e al calcinatore.....	139
Figura 6.17 - Emissioni totali specifiche al kg di clinker prodotto al variare del tasso di sostituzione termica del CSS al forno e al calcinatore	139

Lista delle tabelle

Tabella 1.1 - Produzione pro capite di RU in UE 28, UE 15 e nei Nuovi Stati membri (kg/abitante per anno) - 2011-2013 – Fonte [2]	19
Tabella 1.2 - Quantità pro capite di RU avviati all'incenerimento con recupero energetico in UE 28, UE 15 e nei nuovi Stati membri (kg/abitante per anno) – 2012-2013 – Fonte [2]	23
Tabella 1.3 - Quantità pro capite di RU avviati al riciclaggio in UE 28, UE 15 e nei nuovi Stati membri (kg/abitante per anno) – 2012-2013 – Fonte [2]	24
Tabella 1.4 - Quantità pro capite di RU avviati al compostaggio in UE 28, UE 15 e nei nuovi Stati membri (kg/abitante per anno) – 2012-2013 – Fonte [2]	25
Tabella 1.5 - Valori pro capite relativi a produzione e gestione RU, ripartizione percentuale RU in UE e Italia – (kg/ abitante per anno) - 2013 – Fonte [2]	26
Tabella 2.1 - Specifiche tecniche di CDR e CDR-Q secondo la norma UNI 9903-1	35
Tabella 2.2 - Classificazione dei Combustibili Solidi Secondari secondo la norma UNI EN 15359	37
Tabella 2.3 - Caratteristiche di specificazione del CSS-combustibile (Fonte: DM 22/2013) ..	40
Tabella 4.1 - Componenti principali del clinker	54
Tabella 4.2 - Abbreviazioni utilizzate nella chimica del cemento	54
Tabella 4.3 - Principali reazioni che avvengono all'interno del forno e relativi intervalli di temperatura	55
Tabella 4.4 - Calore richiesto per la produzione di clinker ed emissioni di CO2 dei processi di produzione Fonte [20]	64
Tabella 4.5 - Ripartizione percentuale dei combustibili alternativi utilizzati nell'industria del cemento – Italia – 2015– Fonte [24]	74
Tabella 4.6 – Campo di variabilità e valori medi delle principali caratteristiche dei combustibili tradizionali (carbone e petcoke) – Fonte [25]	78
Tabella 4.7 - Principali costituenti delle scorie di termovalorizzazione (%in peso) – Fonte [28]	80
Tabella 5.1 - Componenti presenti nel programma GS.....	85
Tabella 6.1 - Ultimate analysis e PCI del CSS utilizzato nelle simulazioni	112
Tabella 6.2 - Composizione massica delle ceneri del CSS utilizzato nelle simulazioni [27] .	113
Tabella 6.3 - Composizione molare e massica dei combustibili equivalenti del petcoke e del CSS.....	114
Tabella 6.4 - Principali caratteristiche di CSS e petcoke	115
Tabella 6.5 - Composizione atomica di CSS e petcoke.....	115

Tabella 6.6 - Principali assunzioni dei parametri di funzionamento dell'impianto forniti da Italcementi, del modello originale ottimizzato e del caso base utilizzato nelle simulazioni – vengono evidenziate le assunzioni che sono state cambiate	118
Tabella 6.7 - Risultati ottenuti dalla simulazione del caso base in confronto ai dati riportati da Italcementi [2] e i risultati del modello dello studio [2].....	119
Tabella 6.8 - Valori di sostituzione termica del CSS e relativi valori di sostituzione massica e rapporto tra le portate massiche di CSS e petcoke.....	121
Tabella 6.9 - Valori provvisori di sostituzione termica totale dei casi simulati.....	122
Tabella 6.10 - Ipotesi di calcolo assunte per il caso base e i casi di co-combustione di petcoke e CSS - vengono evidenziate le assunzioni che differenziano i due casi	123
Tabella 6.11 – Perdite e input di calore da combustibili per caso base e caso di co-combustione $\alpha_{forno} = 20\%$ e $\alpha_{calc} = 30\%$ e parametri di confronto	126
Tabella 6.12 - Perdite e input di calore da combustibili per caso base e caso di co-combustione $\alpha_{forno} = 20\%$ e $\alpha_{calc} = 30\%$ e parametri di confronto	128
Tabella 6.13 - Portate massiche e temperature dei flussi di gas e solidi che attraversano i primi quattro stadi della torre di preriscaldamento	132
Tabella 6.14 - Confronto tra la composizione finale del clinker nel caso base e nel caso di co-combustione con la massima sostituzione termica	137

Sommario

Il tema della gestione dei rifiuti urbani è sempre più diffuso nella società moderna e le opzioni di smaltimento disponibili sono molto varie; si tende sempre più ad optare verso soluzioni alternative ed ecologicamente più sostenibili rispetto allo smaltimento in discarica che rappresenta ancora la soluzione principale in molti Paesi. Tra queste compare il recupero di energia dai rifiuti in impianti dedicati, quali gli inceneritori e in impianti non dedicati come le centrali elettriche e i cementifici.

In questa tesi si procede ad esaminare il processo di produzione del cemento e l'influenza che ha su di esso la co-combustione di combustibili alternativi, in particolare del CSS (Combustibile Solido Secondario).

Parole chiave: rifiuti urbani, CSS, co-combustione, cemento.

Abstract

The topic of the municipal waste management is becoming more and more relevant in the modern society and there is a quite large range of available options of disposal; there is a trend towards alternative and more sustainable solutions to the disposal in landfill, which is still the main option in many countries. Among them, there is the energy recovery from waste by dedicated plants, such as the incinerators, and non-dedicated plants such as electric power plants and cement plants.

This thesis examines the co-firing of alternative fuels, above all RDF (Recovery Derived Fuel), in cement plants and their impact on the process of cement production.

Keywords: urban waste, RDF, co-firing, cement.

Introduzione

Le Direttive Europee in materia di rifiuti impongono che gli Stati membri adottino delle soluzioni di gestione dei rifiuti che rispettino i principi su cui è fondata la gerarchia dei rifiuti, cioè prevenzione, riciclo e recupero di energia. A tal fine le alternative adottabili sono molteplici e per essere attuate necessitano di un sistema integrato che accosti alla raccolta dei rifiuti dei processi di recupero e smaltimento che rispettino tali principi; in particolare è auspicabile che il ricorso alla discarica, in molti Stati utilizzato ancora come opzione primaria, venga ridotto. La prima strategia per raggiungere tale obiettivo è potenziare la raccolta differenziata, alla quale è associata la maggior percentuale di recupero di materia, ma essa da sola non può rappresentare la soluzione ottimale. Ad essa devono quindi accostarsi altri metodi di gestione che permettano il recupero di energia dai rifiuti; tra di essi vi è la produzione di Combustibile Solido Secondario (CSS) ottenuto tramite processi di trattamento meccanico e biologico a partire dai rifiuti urbani; esso può essere utilizzato in impianti che processano rifiuti, quali i termovalorizzatori, o in co-combustione in impianti che utilizzano combustibili tradizionali, quali centrali elettriche e cementifici. Il processo di produzione del CSS ha inoltre il vantaggio di aumentare il recupero di materia, in quanto, durante la produzione, permette di recuperare materiali da rifiuti indifferenziati.

Si procede a descrivere i contenuti dei singoli capitoli:

- Capitolo 1: si descrive la situazione europea ed italiana riguardo la produzione e gestione dei rifiuti urbani, cercando di evidenziare quali siano le soluzioni alternative allo smaltimento in discarica utilizzate nei vari Stati; in particolare ci si focalizza sul processo di trattamento meccanico e biologico (TMB) analizzando i flussi prodotti e la loro destinazione. L'attenzione è posta sulla produzione di CSS e il suo utilizzo all'interno di inceneritori con recupero di energia e impianti non dedicati, quali centrali elettriche e cementifici.
- Capitolo 2: si espongono le diverse normative italiane che hanno portato dalla definizione di Combustibile Derivato dai Rifiuti (CDR) all'attuale definizione di Combustibile Solido Secondario (CSS) e di 'End of Waste'.
- Capitolo 3: si descrivono gli impianti di trattamento meccanico biologico, il loro ruolo all'interno della corretta gestione dei rifiuti e i processi che li caratterizzano;

vengono inoltre presentati due esempi di configurazioni di impianti addetti alla produzione di CSS.

- Capitolo 4: si descrive innanzitutto il processo di produzione del clinker, principale costituente del cemento, che rappresenta la fase più critica ed energivora dell'intero processo di produzione del cemento. Si analizza quindi la situazione dell'industria del cemento in Europa ed Italia focalizzandosi sulle opzioni utilizzate per la riduzione delle emissioni di CO₂, tra le quali spicca il ricorso a combustibili alternativi. Si procede quindi a descrivere il processo di co-combustione di combustibili tradizionali ed alternativi all'interno del forno di un cementificio, esponendo i vantaggi e i limiti ad esso associati.
- Capitolo 5: per la simulazione della co-combustione di CSS nei cementifici si è partiti dal modello sviluppato presso il Dipartimento di Energia del Politecnico di Milano nell'ambito di un lavoro sulla cattura di CO₂ tramite il processo di Ca-Looping che utilizza come impianto di riferimento il cementificio di Calusco d'Adda [1]; si procede quindi con la descrizione del codice di calcolo utilizzato e del modello, descrivendo i singoli componenti in relazione alle corrispettive sezioni dell'impianto.
- Capitolo 6: si espone il lavoro effettuato per simulare la co-combustione di petcoke e CSS all'interno di un cementificio; il modello descritto nel Capitolo 5 è stato esteso al caso di co-combustione con le dovute variazioni e assunzioni dovute ai limiti dell'utilizzo di un combustibile alternativo, con caratteristiche differenti rispetto a quello tradizionale; vengono quindi esposti i risultati ottenuti con un confronto con il caso base rappresentato dall'alimentazione di solo petcoke.

1 LA PRODUZIONE E LO SMALTIMENTO DEI RIFIUTI IN EUROPA E IN ITALIA

1.1 GESTIONE DEI RIFIUTI URBANI IN EUROPA

1.1.1 Direttiva Europea

<<La produzione di rifiuti è stata a lungo considerata come un inevitabile e imprescindibile sottoprodotto dell'attività economica e della crescita. Grazie alla tecnologia moderna e a pratiche di allevamento attente, tale collegamento ciclico può essere rotto.>> [Direttiva europea sulla riduzione dei rifiuti 2008/98/CE]

Nel 2008 il Parlamento Europeo ha adottato una direttiva relativa ai rifiuti che <<definisce alcuni concetti basilari, come le nozioni di rifiuto, recupero e smaltimento, e stabilisce gli obblighi essenziali per la gestione dei rifiuti [...]. Stabilisce inoltre principi fondamentali come l'obbligo di trattare i rifiuti in modo da evitare impatti negativi sull'ambiente e sulla salute umana, un incentivo ad applicare la gerarchia dei rifiuti [...] >>. [Figura 1.1]

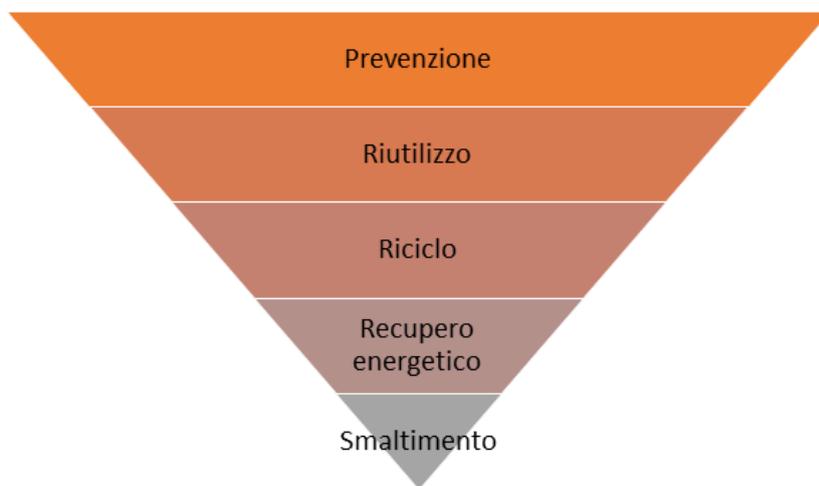


Figura 1.1 - Rappresentazione schematica della gerarchia dei rifiuti proposta dalla Direttiva Europea 2008/98/CE

Uno degli argomenti principali trattati nella Direttiva è la definizione di “gerarchia dei rifiuti”, cioè un elenco di opzioni adottabili per la gestione dei rifiuti che punta a promuovere tutte quelle ad alta sostenibilità ambientale e riduzione della quantità di rifiuti finale da smaltire.

Per questo motivo il principio fondamentale della gerarchia dei rifiuti è la prevenzione, che quindi non riguarda ancora il rifiuto ma ne previene la formazione e il suo impatto negativo

sulla salute e l'ambiente; infatti è necessario che si adottino misure di prevenzione non solo per quanto riguarda le fasi in cui il prodotto è diventato rifiuto, ma per tutto il suo ciclo di vita, dalla pianificazione alla produzione. La Direttiva ha invitato quindi gli Stati membri a presentare entro il 2011 una relazione intermedia sul progresso della produzione dei rifiuti che comprenda una definizione di "politica di progettazione ecologica dei rifiuti", al fine di ridurre il contenuto di sostanze nocive nei prodotti e favorire tecnologie volte a produrre prodotti riciclabili, riutilizzabili e sostenibili, in aggiunta alla formulazione di un piano d'azione che stabilisca nuovi modelli di consumo. Inoltre entro il 2014 gli Stati membri avrebbero dovuto presentare un piano di prevenzione con gli obiettivi da raggiungere entro il 2020 volti alla "dissociazione dei rifiuti", cioè la scissione della crescita economica dall'aumento della produzione di rifiuti.

Per quanto riguarda i rifiuti veri e propri invece la gerarchia propone tre modalità di gestione e ne definisce una scala di priorità; la prima opzione è la "preparazione per il riutilizzo" che prevede qualunque azione per cui prodotti, o parte di essi, una volta diventati rifiuti, vengano controllati, puliti e riparati in modo che possano essere riutilizzati, con lo stesso fine per cui i prodotti di partenza erano stati pensati, senza ulteriori pretrattamenti; il riciclaggio, misura successiva, riguarda invece tutti quei processi di recupero di materia dai rifiuti e trattamento che permettono di ottenere prodotti o materiali utilizzabili non necessariamente per la loro funzione originaria.

La direttiva invita gli Stati membri a promuovere il riciclaggio di alta qualità attraverso la raccolta differenziata, dove sia fattibile a livello tecnico, ambientale ed economico, e soprattutto ad evitare che i materiali riciclati vengano smaltiti in discarica od inceneriti. Riguardo al riciclaggio un obiettivo proposto dalla direttiva è quello di aumentare del 50% in peso entro il 2020 la preparazione al riutilizzo e il riciclaggio di carta, plastica, metalli e vetro, ed eventualmente altri materiali ed, entro lo stesso anno, aumentare del 70% la preparazione al riutilizzo e il riciclaggio, di altro materiale da recupero, inclusi quelli che sostituiscono materiali e rifiuti da costruzione utilizzati in operazioni di colmatazione di cave esaurite.

La terza modalità di gestione è costituita dal recupero di energia dai rifiuti o da combustibili secondari derivati da essi in impianti dedicati, quali gli inceneritori, o non dedicati, ad esempio le centrali elettriche o i cementifici.

Tutti i rifiuti che non possono essere gestiti tramite i processi precedentemente descritti sono destinati allo smaltimento, che consiste in deposito in discarica, biodegradazione di

rifiuti liquidi o fanghi nel suolo, iniezione di rifiuti pompabili in pozzi, cupole saline o faglie geologiche naturali o inceneritori senza recupero energetico.

Con il fine di ridurre l'emissione di gas ad effetto serra provenienti dallo smaltimento in discarica la direttiva invita gli Stati membri e promuovere la raccolta differenziata e il trattamento dei rifiuti organici, in modo da ridurre i composti nocivi per l'ambiente, e per quanto riguarda i rifiuti indifferenziati derivanti dalla raccolta domestica invita a promuovere una rete di cooperazione tra gli impianti di smaltimento e quelli di recupero adeguata al bacino geografico e alla tipologia di rifiuti prodotti.

Un altro argomento trattato dalla direttiva è la definizione di "cessazione della qualifica di rifiuto", cioè i requisiti che deve avere un rifiuto per non essere più considerato tale, che riguardano quindi il suo trattamento e il suo contenuto di sostanze considerate nocive. Il rifiuto deve aver quindi subito un processo di recupero, compreso il riciclaggio, ottenendo un prodotto che possa essere utilizzato comunemente per scopi specifici e che rispetti le norme applicate ai materiali normalmente utilizzati per tali scopi, che abbia un mercato o una domanda e che non provochi danno all'ambiente o alla salute durante il suo uso; eventualmente possono essere stabiliti dei limiti per quanto riguarda le sostanze inquinanti contenute all'interno di tali sostanze.

1.1.2 Produzione e trattamento dei rifiuti in Europa

Il rapporto sui rifiuti urbani del 2015 di ISPRA [2] riporta i valori di produzione dei rifiuti urbani in Europa forniti da Eurostat per l'anno 2013 e, dal confronto con gli anni precedenti, risulta una tendenza generale alla diminuzione della produzione. Per una valutazione più significativa invece che la produzione annuale si riportano i valori di produzione pro capite nel triennio 2011-2013 i quali evidenziano un'elevata variabilità nei dati, soprattutto tra i Paesi dell'UE 15 e i nuovi Stati membri (NSM). [Figura 1.2] [Tabella 1.1]

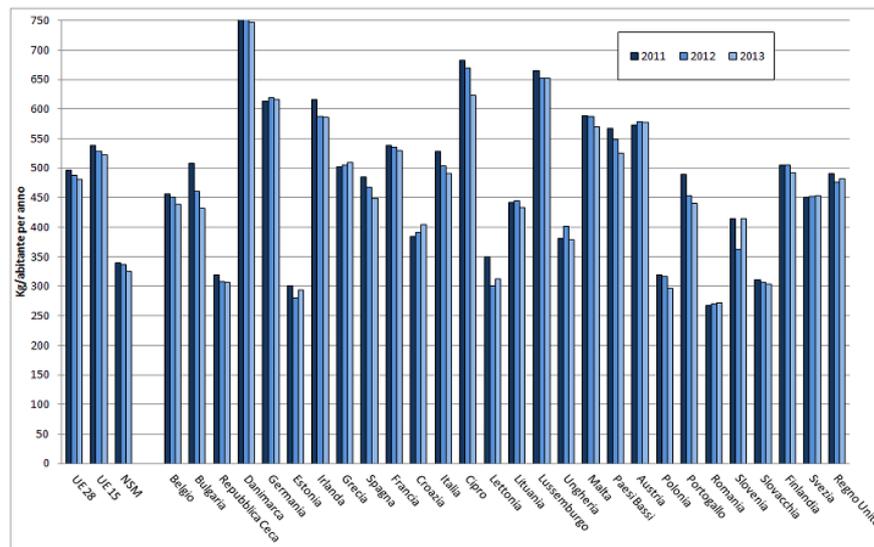


Figura 1.2 – Produzione pro capite di RU in UE (kg/abitate per anno) – 2011-2013 – Fonte [2]

Tabella 1.1 - Produzione pro capite di RU in UE 28, UE 15 e nei Nuovi Stati membri (kg/abitate per anno) - 2011-2013 – Fonte [2]

Raggruppamento	2011	2012	2013
UE 28	497	488	481
UE 15	538	528	521
NSM	340	336	325

Si registra innanzitutto una minor produzione di rifiuti pro capite per i nuovi Stati membri, dovuta probabilmente ad un minore sviluppo economico, accompagnata da una maggiore riduzione rispetto al 2012, 3,27%, rispetto all'1,43% dei Paesi dell'UE 15; in questo scenario l'Italia è nella media degli Stati dell'UE 15.

Ciò che è necessario capire è se tale riduzione della produzione dei rifiuti sia solo sintomo della crisi economica internazionale, che ha penalizzato i consumi, o un effetto di scelte di consumo e di produzione più virtuose. Per questo motivo Ispra fornisce, nel Rapporto dei Rifiuti Urbani del 2013 e 2014, un'analisi della produzione dei rifiuti in rapporto alla spesa per i consumi finali delle famiglie (SCFF). Si riportano quindi per i bienni dal 2007 al 2013 le variazioni percentuali dei consumi delle famiglie e della produzione di RU pro capite per gli Stati di UE 28 e UE 15, che presentano degli andamenti qualitativamente simili. In particolare per entrambi i raggruppamenti nei bienni 2007-2008, 2010-2011, 2011-2012 e 2012-2013 si riscontra un disaccoppiamento dei dati con un aumento dei consumi ed una

riduzione della produzione di RU; nel biennio 2008-2009 nei Paesi dell'UE 28 la diminuzione della spesa è inferiore a quella della produzione di RU, situazione esattamente contraria rispetto a quella dei Paesi dell'UE 15; infine nel biennio 2009-2010 per tutti i Paesi dell'UE la riduzione della spesa supera quella della produzione di RU. [Figura 1.3 e 1.4]

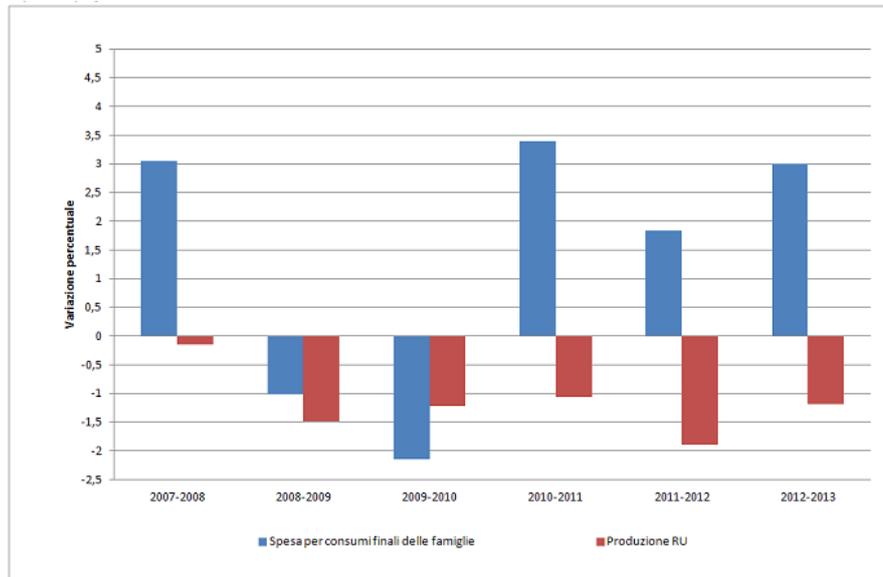


Figura 1.3 - SCFF e RU prodotti nell'UE 28 (variazioni percentuali), bienni dal 2007-2008 al 2012-2013 – Fonte [2]

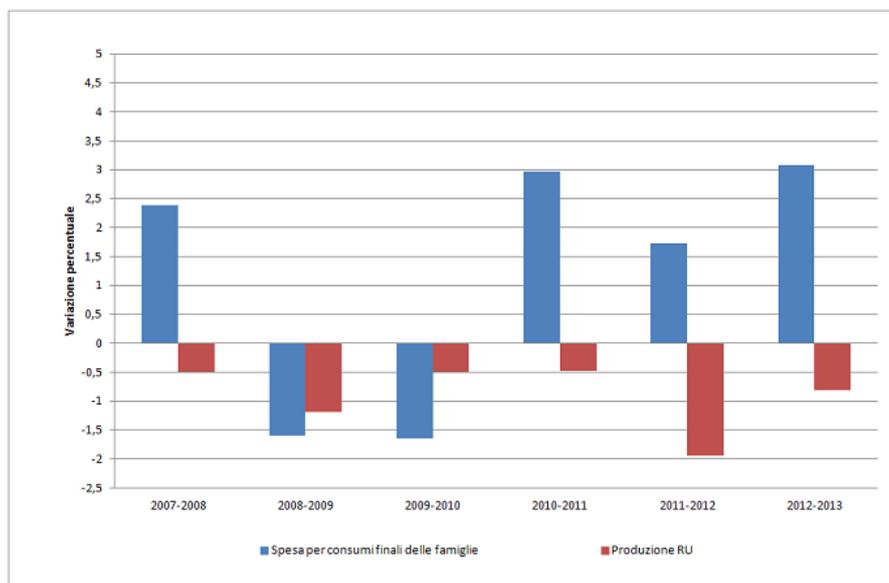


Figura 1.4 - SCFF e RU prodotti nell'UE 15 (variazioni percentuali), bienni dal 2007-2008 al 2012-2013 – Fonte [2]

Accanto alla produzione di rifiuti urbani ciò che è necessario analizzare sono i processi con cui gli stessi vengono smaltiti; si riporta quindi un grafico in cui vengono indicate le percentuali dei vari sistemi di gestione dei rifiuti (discarica, incenerimento con recupero

energetico, compostaggio, riciclaggio) adottati dagli Stati Europei, basato sui dati Eurostat del 2013. [Figura 1.5]

La prima netta differenza si trova nell'uso della discarica come principale mezzo di gestione dei rifiuti nei nuovi Stati membri con un tasso del 70% in confronto al 25% dei Paesi dell'UE 15. Anche all'interno dei Paesi dell'UE 15 vi sono molte disparità: da Paesi come la Germania, Svezia, Belgio, Paesi Bassi e Danimarca con una percentuale inferiore al 2% a Paesi come Portogallo e Spagna con percentuali intorno al 50%; l'Italia si trova in una situazione intermedia con una percentuale di rifiuti smaltiti in discarica che ammonta al 38%; la Grecia invece, ad esempio, ha un andamento molto più simile a quello dei nuovi Stati membri con valori superiori al 65%.

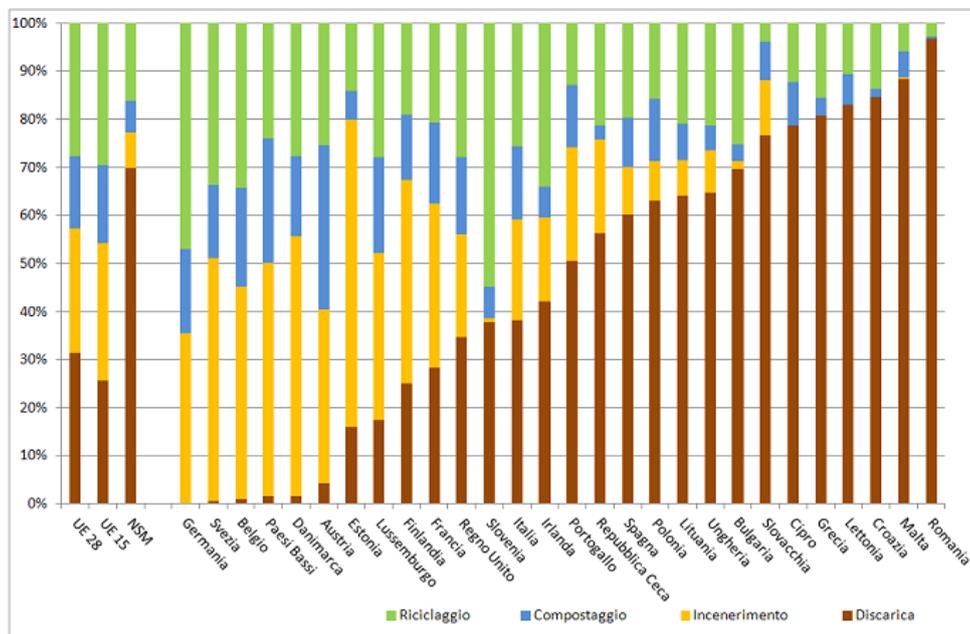


Figura 1.5 - Ripartizione percentuale della gestione dei RU in UE – 2013 – Fonte [2]

È interessante notare come è variata la ripartizione percentuale della gestione dei rifiuti nel biennio 2012-2013 ed in particolare come si riscontri una diminuzione, seppur limitata, dello smaltimento in discarica a favore degli altri processi per tutti i raggruppamenti territoriali, sintomo dell'impegno degli Stati ad aderire alla gerarchia dei rifiuti, soprattutto per quanto riguarda i rifiuti biodegradabili. [Figura 1.6]

A fronte di una riduzione del 5% di rifiuti pro capite smaltiti in discarica dei Paesi dell'UE 15 la ripartizione percentuale dei vari sistemi di smaltimento rimane pressoché costante, con un incremento del recupero di energia; per i nuovi Stati membri invece la riduzione pro capite è dell'8.1% e tutti i processi alternativi alla discarica subiscono un aumento. Tale variabilità è imputabile alla necessità per tali Stati di adeguarsi alle normative europee

attuali implementando sistemi di gestione dei rifiuti più evoluti, già in funzione negli altri Stati membri.

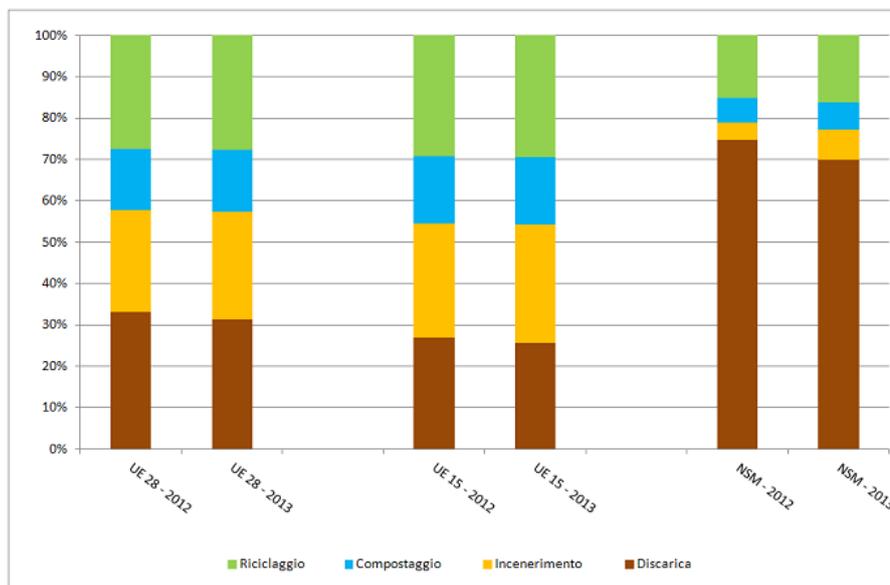


Figura 1.6 - Ripartizione percentuale della gestione dei RU in UE 28, UE 15 e nei nuovi Stati membri – 2012-2013
– Fonte [2]

Si possono quindi analizzare gli andamenti dell'utilizzo di processi alternativi alla discarica, quali l'incenerimento con recupero energetico, la cui situazione è molto eterogenea e praticamente inversa rispetto a quella dello smaltimento in discarica; infatti il recupero di energia è molto più diffuso nei Paesi dell'UE 15 ed in particolare nei Paesi dell'Europa centro-settentrionale, tra i quali spicca la Danimarca (405 kg/ab); situazioni completamente opposte in Croazia, Grecia, Malta, Cipro, Lettonia, Romania e Slovenia dove il recupero energetico riguarda una quantità di rifiuti inferiore a 2 kg. [Figura 1.7]

D'altra parte l'aumento nell'ultimo biennio considerato è nettamente maggiore per i nuovi Stati membri cioè pari all'83.3% contro il 2.1% dei Paesi dell'UE 15, considerando la produzione pro capite. [Tabella 1.2]

In questo scenario l'Italia si colloca in una posizione intermedia tra gli Stati dell'UE 15 con una quantità pro capite di rifiuti smaltiti nei termovalorizzatori di 99 kg nel 2013 e un aumento del 6.5% rispetto all'anno precedente.

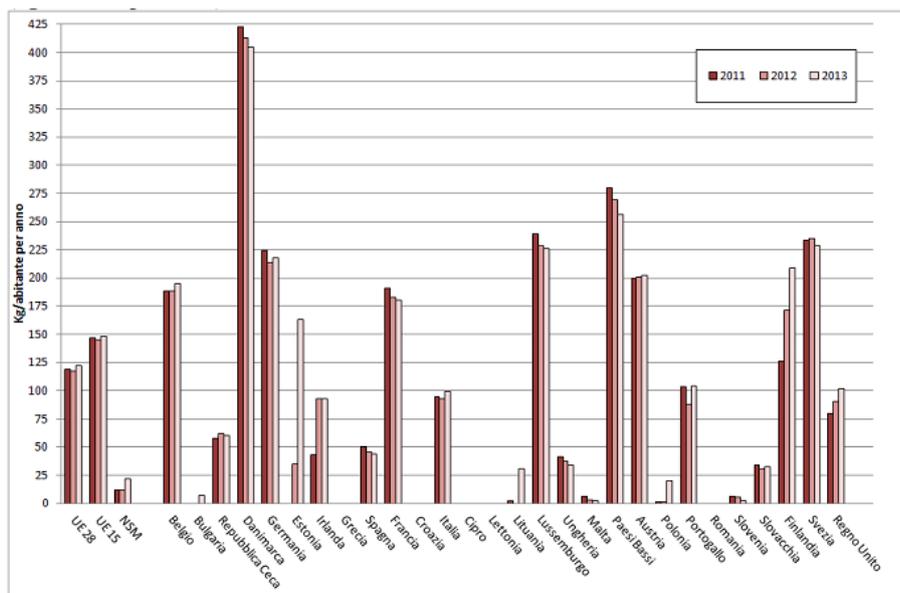


Figura 1.7 - Quantità pro capite di RU avviati all'incenerimento con recupero energetico in UE (kg/ abitante per anno) – 2012-2013 – Fonte [2]

Tabella 1.2 - Quantità pro capite di RU avviati all'incenerimento con recupero energetico in UE 28, UE 15 e nei nuovi Stati membri (kg/abitate per anno) – 2012-2013 – Fonte [2]

Raggruppamento	2011	2012	2013
UE 28	119	117	481
UE 15	147	145	148
NSM	12	12	12

Per quanto riguarda il riciclaggio nel 2013 il 92.5% dei rifiuti riciclati in Europa è imputabile ai Paesi dell'UE 15, i cui Paesi più virtuosi sono la Germania e la Danimarca, rispettivamente con 290 e 207 kg di rifiuti urbani pro capite avviati al riciclaggio. [Figura 1.8]

Si può notare, però, dalla Tabella 1.3, che anche in questo caso l'incremento rispetto al 2012 è maggiore per i nuovi Stati membri (+ 4.4% pro capite), particolarmente in Polonia e Slovenia, anche se presenta delle pesanti riduzioni, in particolare in Estonia, Slovacchia e Malta; nei Paesi dell'UE 15 invece si registra una leggera deflessione dello 0.65% sulla produzione pro capite. L'Italia con una quantità di 122 kg/ab di rifiuti riciclati è nella media dei Paesi dell'UE e registra un leggero aumento rispetto al 2012.

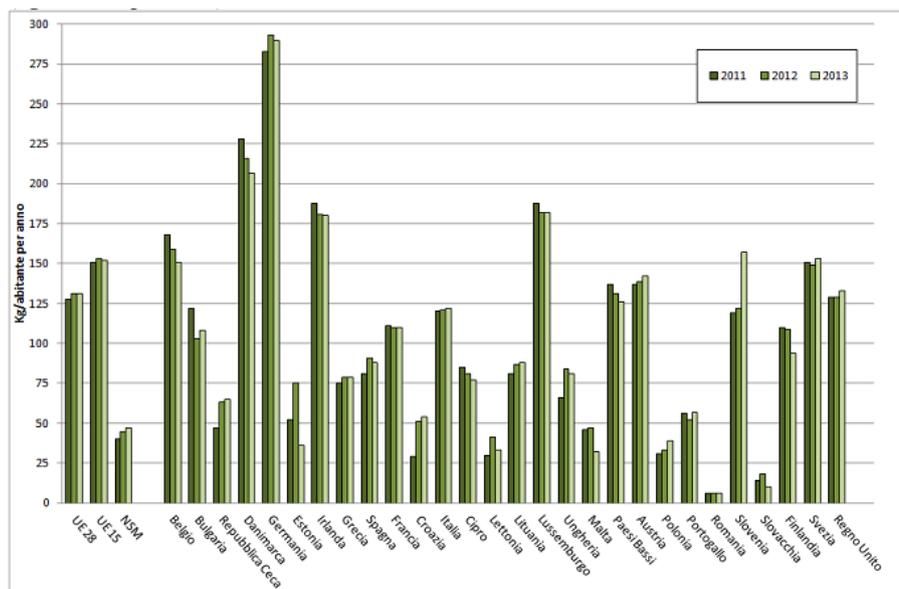


Figura 1.8 - Quantità pro capite di RU avviati all'al riciclaggio in UE (kg/ abitante per anno) – 2012-2013 – Fonte [2]

Tabella 1.3 - Quantità pro capite di RU avviati al riciclaggio in UE 28, UE 15 e nei nuovi Stati membri (kg/abitante per anno) – 2012-2013 – Fonte [2]

Raggruppamento	2011	2012	2013
UE 28	128	131	131
UE 15	151	153	152
NSM	40	45	47

Andamento simile per il compostaggio che vede nel 2013 il 94.3% dei rifiuti trattati nei Paesi dell'UE 15 con una situazione Europea stabile bilanciata da una leggera riduzione nei Paesi UE 15 (-1.18% pro capite) e un aumento nei nuovi Stati membri (+5.5% pro capite), come riportato in Tabella 1.4.

Il Paese che fa maggiormente ricorso a tale processo di smaltimento è l'Austria con una quantità di rifiuti pro capite di 192 kg nel 2013, ma degni di nota sono anche Lettonia e Lituania che hanno registrato un aumento rispettivamente del 233.3% e 88.2%. [Figura 1.1.9]

La situazione italiana è in linea con quella dei Paesi dell'UE 15 con una quantità di rifiuti pro capite inviati al compostaggio di 72 kg e una leggera diminuzione rispetto al 2012.

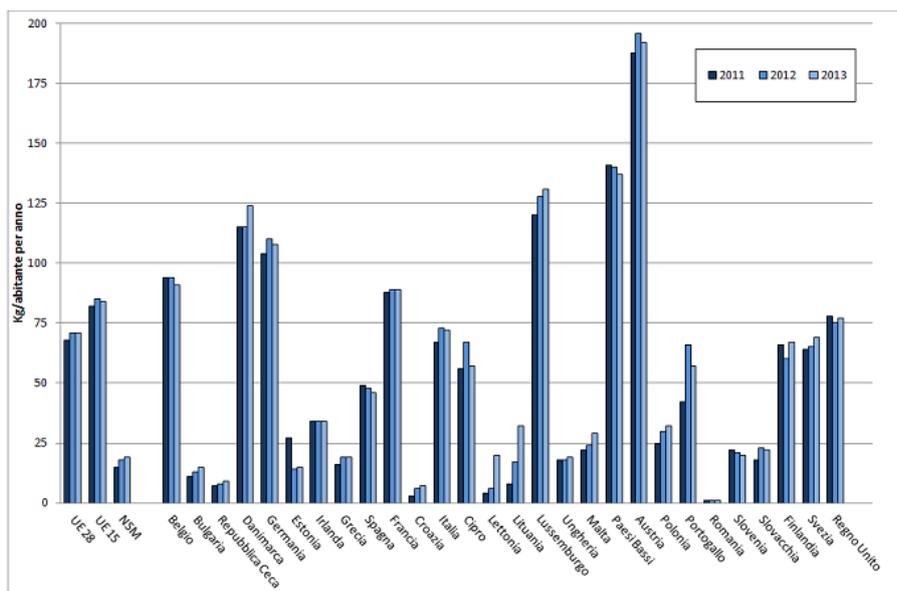


Figura 1.9 - Quantità pro capite di RU avviati all'al riciclaggio in UE (kg/ abitante per anno) – 2012-2013 – Fonte [2]

Tabella 1.4 - Quantità pro capite di RU avviati al compostaggio in UE 28, UE 15 e nei nuovi Stati membri (kg/abitante per anno) – 2012-2013 – Fonte [2]

Raggruppamento	2011	2012	2013
UE 28	68	71	71
UE 15	82	85	84
NSM	15	18	19

Nella Tabella 1.5 sono riportati per il 2013 i valori di produzione pro capite di rifiuti urbani e la loro suddivisione nei vari sistemi di gestione per i Paesi europei, con una suddivisione tra Stati dell'UE 15 e nuovi Stati membri ed un focus sull'Italia. Si nota subito una discordanza tra il valore di produzione e quello dei rifiuti trattati, prova delle difficoltà che si riscontrano nel cercare di eseguire un bilancio di massa nel contesto della produzione dei rifiuti. Risulta infatti complicato seguire i flussi di rifiuti dalla loro produzione, attraverso i vari processi di trattamento fino al loro definitivo smaltimento; gli impianti nei quali vengono trattati i rifiuti sono sede di perdite di processo, doppio conteggio dei flussi a causa di riciccoli per doppio trattamento e tendono a ricevere rifiuti prodotti in altre regioni e dopo consistenti intervalli di tempo. Inoltre i metodi di raccolta e di rilevazione, oltre alla classificazione dei

rifiuti, non sono univoci, anche all'interno dello stesso Stato, con conseguente riduzione dell'accuratezza dei dati forniti.

Tabella 1.5 - Valori pro capite relativi a produzione e gestione RU, ripartizione percentuale RU in UE e Italia – (kg/abitante per anno) - 2013 – Fonte [2]

Paese/ Raggruppa- mento	RU prodotto [kg/ab per anno]	RU trattato [kg/ab per anno]	RU trattato [%]			
			Riciclaggio	Compostaggio	Incenerimento	Discarica
UE 28	481	470	28	15	26	31
UE 15	521	517	29	16	29	26
NSM	325	292	16	7	7	70
Italia	491	474	26	15	21	38

1.2 GESTIONE DEI RIFIUTI URBANI IN ITALIA

1.2.1 Produzione e trattamento dei rifiuti in Italia

In Italia nel 2014 sono stati prodotti 29.7 milioni di tonnellate di rifiuti urbani, cioè 487.8 kg/ab, che comprendono rifiuti urbani indifferenziati e rifiuti provenienti dalla raccolta differenziata. I primi sono costituiti da rifiuti classificati con i codici CER 200301 (rifiuti urbani indifferenziati), 200303 (rifiuti dallo spazzamento stradale e dalla pulizia dei litorali) e 200399 (altri rifiuti urbani indifferenziati), scarti provenienti dagli impianti di selezione della raccolta multimateriale e rifiuti ingombranti. La raccolta differenziata invece include: frazione organica, rifiuti di imballaggio, compresi quelli derivanti dalla raccolta multimateriale al netto degli scarti, ingombranti a recupero, rifiuti di origine tessile, prodotti della raccolta selettiva (ad esempio farmaci, batterie, vernici, oli), rifiuti di apparecchiature elettriche ed elettroniche e altre frazione raccolte in maniera separata.

L'andamento della produzione dei rifiuti negli ultimi anni [Figura 1.10] è coerente con quelle degli altri Stati europei; si riscontra infatti un aumento della produzione di RU negli anni in cui vi è stata una crescita del PIL e una diminuzione negli anni della recessione causata dalla crisi economica; l'Italia si trova comunque tra i Paesi più virtuosi lasciando intendere che la riduzione dei rifiuti sia dovuta anche all'applicazione delle nuove politiche di gestione imposte dall'Unione Europea.

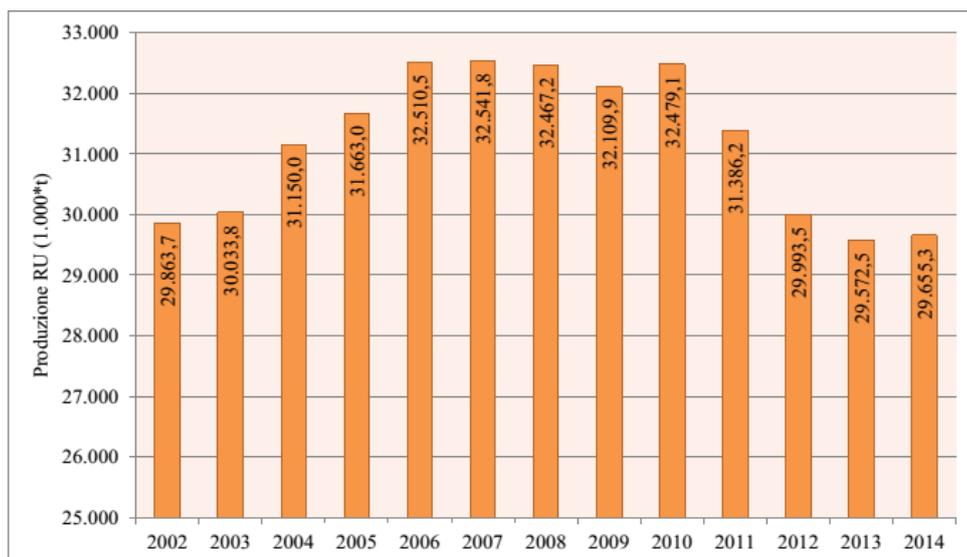


Figura 1.10 - Andamento della produzione di rifiuti urbani - 2002-2014 – Italia – Fonte [2]

La raccolta differenziata si attesta nel 2014 a 13.4 milioni di tonnellate e cioè circa il 45% della produzione totale di rifiuti urbani con una crescita del 7% rispetto all'anno precedente; in particolare ha subito un aumento la raccolta della frazione organica (umido e verde) che è passata da 5.2 a 5.7 milioni di tonnellate dal 2013 al 2014. [Figura 1.11]

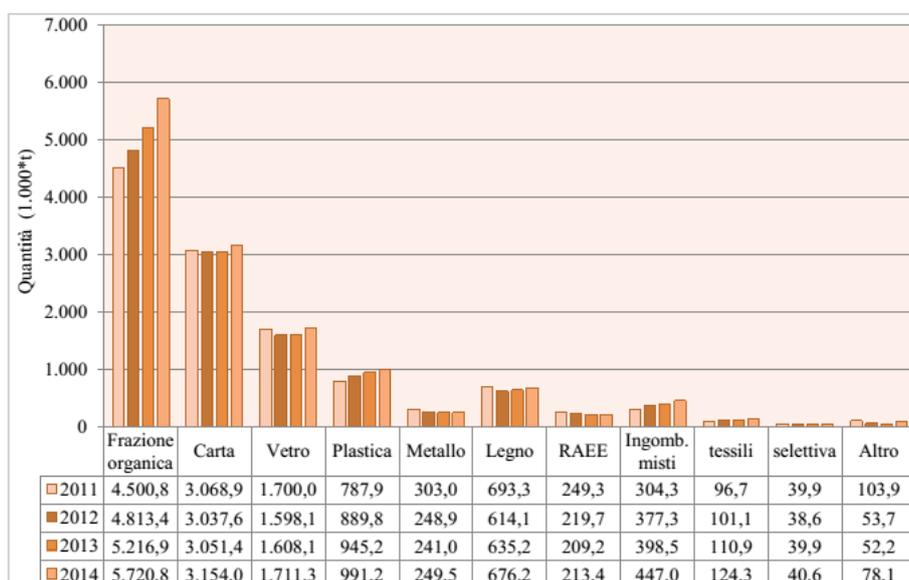


Figura 1.11 - Raccolta differenziata per frazione merceologica- Italia – 2011-2014 – Fonte [2]

In Figura 1.12 è rappresentata l'evoluzione nell'arco temporale 2009-2014 dei diversi sistemi di gestione dei rifiuti; tali valori presentano una duplicazione dei dati per la presenza di rifiuti che subiscono trattamenti, ad esempio in impianti TMB, e vengono

successivamente smaltiti attraverso altri processi, quali la discarica o il recupero energetico in impianti dedicati o non.

Si nota innanzitutto che il ricorso alla discarica ha un andamento decrescente e in particolare rispetto al 2013 ha subito una diminuzione del 14% con una quantità di rifiuti smaltiti nel 2014 di circa 9.3 milioni di tonnellate, grazie all'aumento della raccolta differenziata e al ricorso a sistemi di smaltimento più sostenibili. Nonostante ciò la discarica rappresenta ancora la principale soluzione di smaltimento dei rifiuti urbani indifferenziati con una percentuale del 31% della produzione totale dei rifiuti.

Il riciclaggio raggiunge quasi il 42% della produzione totale di rifiuti urbani e riguarda le frazioni provenienti dalla raccolta differenziata e quelle separate dagli impianti TMB; di tale valore il 16% è costituito da recupero di materia dalla frazione organica della raccolta differenziata (4.9 milioni di tonnellate) e il 25% da altre frazioni merceologiche (7.4 milioni di tonnellate).

La frazione organica viene trattata e recuperata in impianti di compostaggio e digestione anaerobica il cui utilizzo ha subito un aumento del 14% rispetto al 2013.

Per quanto riguarda il recupero energetico esso ha subito un aumento dal 2009 con una situazione più stabilizzata negli ultimi anni assestandosi nel 2014 a percentuali del 18% per dedicati, cioè inceneritori con recupero di energia (5.3 milioni di tonnellate) e del 2% per gli impianti non dedicati, come centrali elettriche e cementifici (600 mila tonnellate); gli impianti di incenerimento risultano 44, 33 dotati di sistemi di produzione di energia elettrica e 12 di cicli cogenerativi.

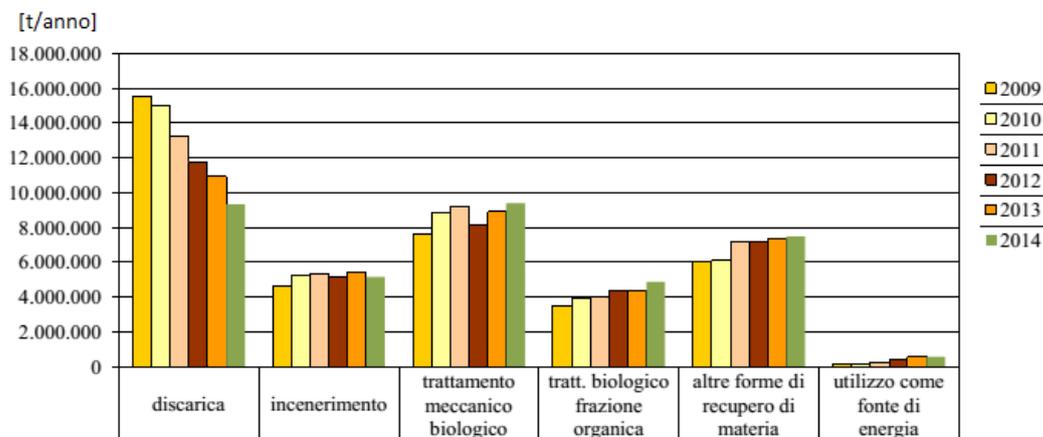


Figura 1.12 - Tipologie di gestione dei rifiuti urbani in Italia - 2009 – 2014 - Fonte [2]

In Figura 1.13 sono riassunte le varie forme di gestione dei rifiuti urbani nel 2014 con esclusione delle quantità di rifiuti trattati negli impianti di trattamento meccanico-biologico per evitare la duplicazione dei dati precedentemente esposta.

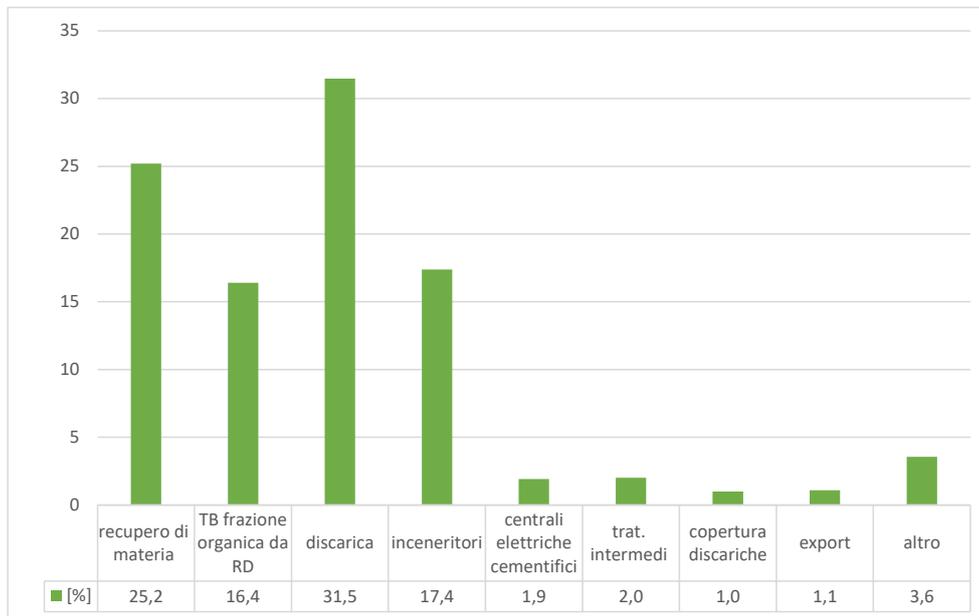


Figura 1.13 - Ripartizione percentuale della gestione dei rifiuti urbani - Italia - 2014 – Fonte [2]

1.2.2 Trattamento meccanico-biologico e produzione di CSS

Gli impianti di trattamento meccanico-biologico (TMB) rappresentano uno dei principali processi di pre-trattamento dei rifiuti destinati alla discarica, ai termovalorizzatori o ad impianti non dedicati che permette di aumentarne la stabilità biologica, ridurne l'umidità e il volume e, nel caso di combustione, aumentarne il potere calorifico, oltre a garantire un'ulteriore selezione delle frazioni riciclabili. Due sentenze del 2014 (una della Corte di Giustizia europea - Sesta sezione 15 ottobre 2014 - e l'altra del Consiglio di Stato - sentenza sez. V, n. 5242 del 23 ottobre 2014) hanno infatti sancito che il trattamento dei rifiuti destinati alla discarica non può essere solo di tipo meccanico, ma deve prevedere una fase di stabilizzazione biologica; per quanto riguarda il recupero di energia gli impianti TMB generano un prodotto con una maggiore omogeneità chimico-fisica, più facilmente trasportabile e immagazzinabile rispetto ai rifiuti tal quali; inoltre attraverso una corretta fase di biossiccazione si riduce la presenza di batteri provenienti dalla frazione organica putrescibile che permette di ridurre, in caso di periodi di stoccaggio lunghi, il pericolo di diffusione di infezioni. [Cercare fonte]

I rifiuti trattati in impianti TMB nel 2014 sono oltre 9.3 milioni di tonnellate comprensivi di rifiuti urbani e rifiuti speciali e suddivisi come segue:

- oltre 8.3 milioni di tonnellate di rifiuti urbani indifferenziati (CER 200301); tale frazione rappresenta l'89% dei rifiuti totali in ingresso;
- 8 mila tonnellate di frazione organica derivante dalla raccolta differenziata e 130 mila tonnellate di altre frazioni merceologiche di rifiuti urbani, sempre derivanti dalla raccolta differenziata;
- 836 mila tonnellate di rifiuti provenienti da altri trattamenti dei rifiuti urbani (codici del capitolo 19 dell'elenco europeo dei rifiuti);
- 56 mila tonnellate di rifiuti speciali.

I prodotti in uscita dagli impianti TMB nel 2014 risultano circa 8.3 milioni di tonnellate, in particolare il CSS prodotto è pari a circa 1.5 milioni di tonnellate. [Figura 1.14]

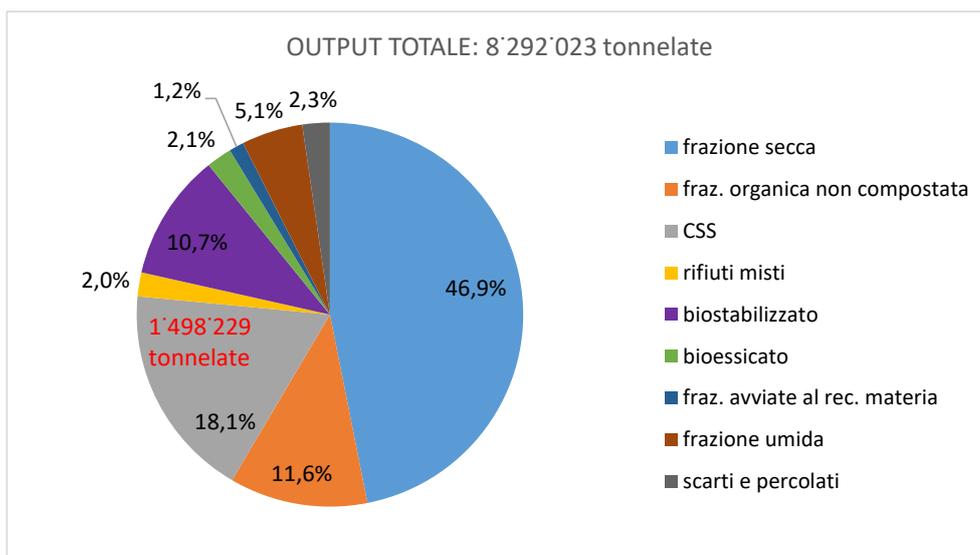


Figura 1.14 – Ripartizione percentuale dei prodotti uscenti dagli impianti TMB - Italia – 2014 – Fonte [2]

Analizzando le destinazioni dei rifiuti trattati in impianti TMB risulta che i più diffusi sono lo smaltimento in discarica (52.5%) e il recupero energetico negli inceneritori (25.3%). [Figura 1.15]

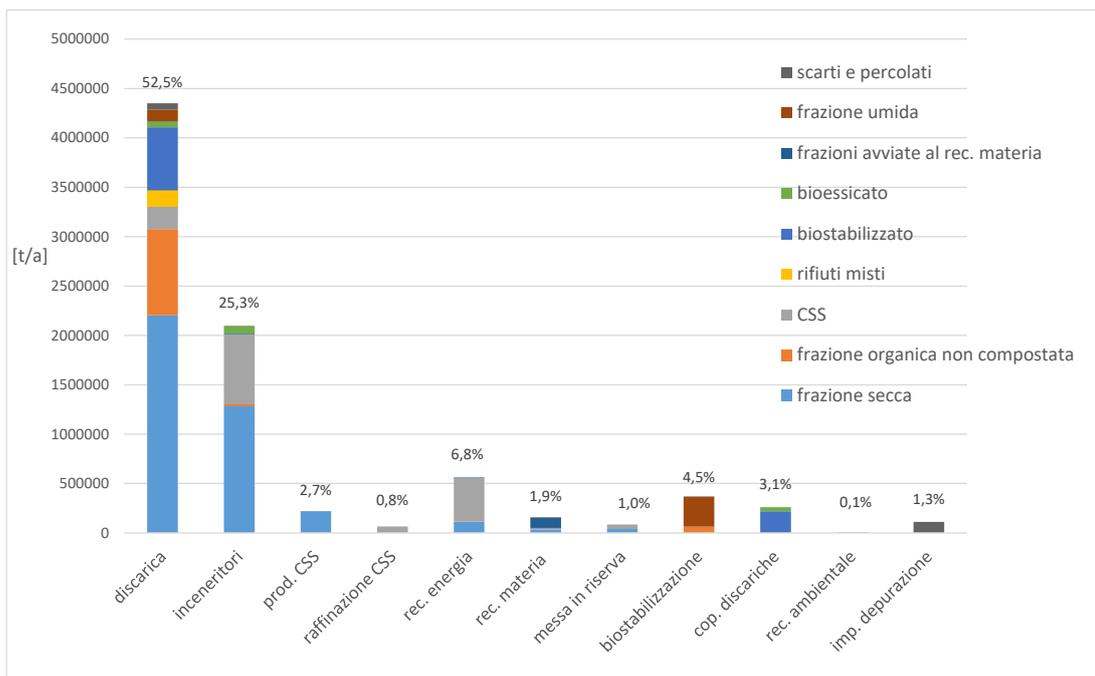


Figura 1.15 - Output degli impianti TMB e rispettive destinazioni- Italia – 2014 – Fonte [2]

1.2.3 Tentativo di bilancio di massa dei rifiuti urbani

A partire dai dati riguardo la produzione dei rifiuti urbani e dei flussi avviati ai vari sistemi di trattamento e smaltimento per l'anno 2014 [2] si è tentato di ricostruire un bilancio di tali flussi che cerchi di rappresentare una visione globale del sistema di gestione dei rifiuti in Italia.

I rifiuti urbani, una volta subito trattamenti di tipo meccanico o biologico, vengono identificati per lo più con i seguenti codici CER:

- 191210 - rifiuti combustibili, CSS;
- 191212 - altri rifiuti compresi i materiali misti, frazione secca;
- 190501 - parte di rifiuti urbani e simili non compostata;
- 190503 - compost fuori specifica;
- 190599 - rifiuti provenienti dal trattamento aerobico non altrimenti specificati.

A seguito di tale classificazioni i rifiuti vengono considerati rifiuti speciali e ciò, in aggiunta alla rilevante movimentazione degli stessi verso regioni diverse da quella di produzione, rende difficile seguire i flussi di rifiuti dalla loro produzione allo smaltimento finale. In Italia infatti non vi è l'obbligo di processare o smaltire i prodotti degli impianti TMB nella stessa regione di produzione, ad esempio in Molise il 50% del CSS recuperato proviene da altre

regioni; analogamente il materiale raccolto attraverso la raccolta differenziata può essere recuperato in impianti extraregionali, come avviene in Campania per il 13% dei rifiuti differenziati.

Con queste premesse si riporta in Figura 1.16 un tentativo di bilancio dei flussi di rifiuti a partire dalla produzione dei rifiuti urbani fino ai definitivi sistemi di smaltimento.

Per quanto riguarda il principale metodo di smaltimento a cui si fa ricorso, cioè la discarica, i dati riportano che il 70% dei rifiuti inviati ad essa (6.5 milioni di tonnellate) vengono precedentemente trattati; tale quota ha subito un aumento del 21% rispetto al 2013 ma risulta essere ancora insufficiente in quanto l'art. 7 del d.lgs. n. 36/2003 impone che tutti i rifiuti inviati alle discariche debbano subire dei processi di trattamento in modo da <<garantire un'adeguata selezione delle diverse frazioni dei rifiuti e la stabilizzazione della frazione organica>>. Se si analizzano i rifiuti in uscita dagli impianti TMB il 52.5% è destinato alla discarica, quindi circa 4.4 tonnellate; la restante quota proviene da altri processi di trattamento quali la bioessiccazione o la digestione anaerobica o è costituita da scarti di processo degli inceneritori; tali opzioni sono riconosciute dall'art. 7 del d.lgs. n. 36/2003 come metodi di pre-trattamento adeguati per i rifiuti smaltiti in discarica.

Un altro aspetto sul quale si sono riscontrati problemi è la discrepanza tra i dati degli impianti TMB e quelli degli inceneritori riguardo la quantità di CSS e frazione secca incenerita. Se si analizzano i flussi in uscita dagli impianti di TMB e le loro destinazioni risulta che 0.7 milioni di tonnellate di CSS e 1.3 milioni di tonnellate di frazione secca vengono inviate al recupero energetico negli inceneritori; invece secondo i dati degli impianti di termovalorizzazione in essi vengono processati 2.7 milioni di tonnellate di rifiuti urbani in aggiunta a 0.9 e 1.7 milioni di tonnellate rispettivamente di CSS e frazione secca, derivanti dai rifiuti urbani.

Tale discrepanza è riconducibile innanzitutto alle difficoltà nel conteggiare i flussi in uscita dagli impianti di TMB e la loro destinazione; come si può notare in Figura 1.15 alcune frazioni come scarti o la stessa frazione secca vengono inviati a processi di produzione e raffinazione del CSS la cui successiva destinazione non viene indicata. Oltre a ciò vi è una parte di CSS e frazione secca che viene prodotta in altri impianti che ricevono gli scarti della raccolta multimateriale.

Per quanto riguarda le altre forme di trattamento i risultati sono concordi con quanto riportato in Figura 1.13, in particolare il riciclaggio raggiunge la quota del 42% e il recupero di energia in centrali elettriche e cementifici il 2%.

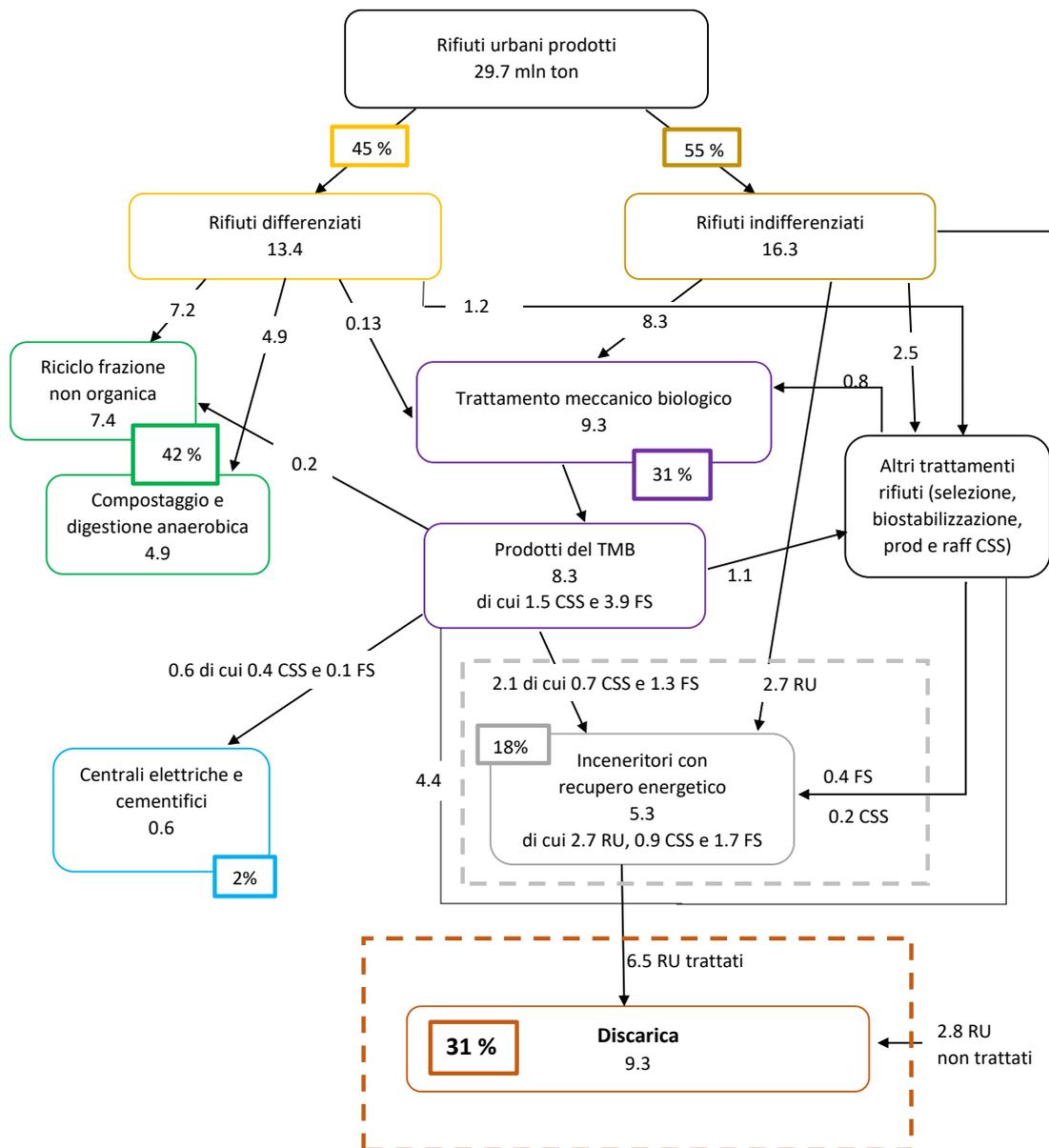


Figura 1.16 – Gestione dei rifiuti urbani in Italia – rielaborazione basata sui dati Ispra 2014 [2]

2 COMBUSTIBILE SOLIDO SECONDARIO

2.1 CDR e CDR-Q

In attuazione di alcune direttive CE, è stato disciplinato per la prima volta l'RDF (Refuse Derived Fuel) attraverso il Decreto Ministeriale 16/01/95; tale decreto è stato successivamente sostituito dal Decreto Ronchi del '97 (D.Lgs 22/1997) nel quale, all'interno dell'articolo 4, riguardante la gerarchia dei rifiuti, si nomina per la prima volta il Combustibile Derivato da Rifiuti (CDR).

Il quadro normativo di riferimento per il CDR era il D.M. Ambiente 5/2/98 (modificato dal DM 186 del 5/4/2006), questo fino all'emanazione della normativa attuale, nel quale veniva definita la tipologia di rifiuti, le caratteristiche del rifiuto e l'attività di recupero dal quale ottenere CDR.

La produzione del combustibile derivato dai rifiuti, conforme alle norme tecniche UNI 9903-1, è ottenuta a partire da rifiuti solidi urbani e speciali non pericolosi ad esclusione delle frazioni derivanti da raccolta differenziata attraverso "cicli di lavorazione che ne garantiscano un adeguato potere calorifico, riducano la presenza di materiale metallico, vetri, inerti, materiale putrescibile, contenuto di umidità e di sostanza pericolose in particolare ai fini della combustione; selezione, triturazione, vagliatura e/o trattamento fisico meccanico [...] ed eventuali trattamenti di essiccamento, addensamento e pellettizzazione." [D.M. Ambiente 5/2/98]

Con il D.Lgs del 3 aprile 2006 (n°152 articolo 183) è stata introdotta la differenziazione tra CDR e CDR-Q:

- *"combustibile da rifiuti (CDR):* il combustibile classificabile, sulla base delle norme tecniche UNI 9903-1 e successive modifiche ed integrazioni, come combustibile di *qualità normale* che è recuperato dai rifiuti urbani e speciali non pericolosi mediante trattamenti finalizzati a garantire un potere calorifico adeguato al suo utilizzo, nonché a ridurre e controllare:
 - 1) il rischio ambientale e sanitario;
 - 2) la presenza di materiale metallico, vetri, inerti, materiale putrescibile e il contenuto di umidità;

3) la presenza di sostanze pericolose, in particolare ai fini della combustione”

- “*combustibile da rifiuti di qualità elevata (CDR-Q): il combustibile classificabile, sulla base delle norme tecniche UNI 9903-1 e successive modifiche ed integrazioni, come RDF di qualità elevata.*”

Quindi il CDR di qualità normale riprende le specifiche definite dal DM 05/02/98, ovvero quelle comunemente utilizzate dai produttori di CDR per ottemperare alla legislazione vigente; mentre il CDR-Q viene caratterizzato da specifiche più stringenti rispetto al CDR in termini di contenuto di sostanze potenzialmente dannose per l'ambiente (metalli pesanti, ecc.), sia per quanto riguarda parametri di interesse tecnologico (potere calorifico, umidità, ecc.).

In Tabella 2.1 vengono riportate le specifiche tecniche del CDR e CDR-Q come definite nella normativa UNI 9903.

Tabella 2.1 - Specifiche tecniche di CDR e CDR-Q secondo la norma UNI 9903-1

Parametro	u.m.	RDF qualità normale	u.m.	RDF qualità elevata
umidità	% massa t.q.	max. 25	% massa t.q.	max. 18
P.C.I.	MJ/kg t.q.	min. 15	MJ/kg s.s.	min. 20
Ceneri	% massa s.s.	max. 20	% massa s.s.	max. 15
Cloro totale	% massa t.q.	max. 0,9	% massa s.s.	max. 0,7
Zolfo	% massa t.q.	max. 0,6	Mg/kg s.s.	max. 0,3
Pb (1)	mg/kg s.s.	max. 200	Mg/kg s.s.	max. 100
Cr	mg/kg s.s.	max. 100	Mg/kg s.s.	max. 70
Cu (2)	mg/kg s.s.	max. 100	Mg/kg s.s.	max. 50
Mn	mg/kg s.s.	max. 400	mg/kg s.s.	max. 200
Ni	mg/kg s.s.	max. 40	mg/kg s.s.	max. 30
As	mg/kg s.s.	max. 9	mg/kg s.s.	max. 5
Cd+Hg	mg/kg s.s.	max. 7	mg/kg s.s.	--
Cd	mg/kg s.s.	--	mg/kg s.s.	max. 3
Hg	mg/kg s.s.	--	mg/kg s.s.	max. 1
Contenuto di vetro	% s.s.	*	% s.s.	*
Fe	% s.s.	*	% s.s.	*
Fluoro	% s.s.	*	% s.s.	*
Al	% s.s.	*	% s.s.	*
Sn	% s.s.	*	% s.s.	*
Zn	% s.s.	*	% s.s.	*
aspetto esteriore		*		*
pezzatura	mm	*	mm	*
rammollimento ceneri	°C	*	°C	*

* Per questi parametri non è richiesto il limite di accettazione. Tuttavia, se ne raccomanda l'indicazione

(1) Frazione volatile, (2) Composti solubili

2.2 COMBUSTIBILE SOLIDO SECONDARIO – CSS

In recepimento della Direttiva europea 2008/98/CE, in Italia entra in vigore il D.Lgs 205/2010, il quale modifica la parte quarta del previgente D.Lgs 152/2006; le modifiche più rilevanti sono la sostituzione delle definizioni di CDR e CDR-Q (articolo 183) con il Combustibile Solido Secondario (CSS) prodotto da rifiuti e viene aggiunto il concetto di cessazione della qualifica di rifiuto (End of Waste) con l'articolo 184 ter.

Secondo l'articolo 183 del D.Lgs 205/2010:

“Combustibile solido secondario (CSS): il combustibile solido prodotto da rifiuti che rispetta le caratteristiche di classificazione e di specificazione individuate dalle norme tecniche UNI CEN/TS 15359 e successive modifiche ed integrazioni; fatta salva l'applicazione dell'articolo 184-ter, il combustibile solido secondario, è classificato come rifiuto speciale.”

“ I CSS sono combustibili solidi ottenuti da rifiuti non pericolosi, preparati per essere avviati a recupero energetico in impianti di incenerimento o co-incenerimento; essi possono essere prodotti a partire da rifiuti urbani e rifiuti speciali quali scarti da flussi specifici di produzione, rifiuti da costruzione e demolizione, fanghi da acque reflue. Quando un combustibile solido è ottenuto da rifiuti non pericolosi e soddisfa i requisiti di conformità forniti dalla UNI EN 15359 è a tutti gli effetti un CSS.”

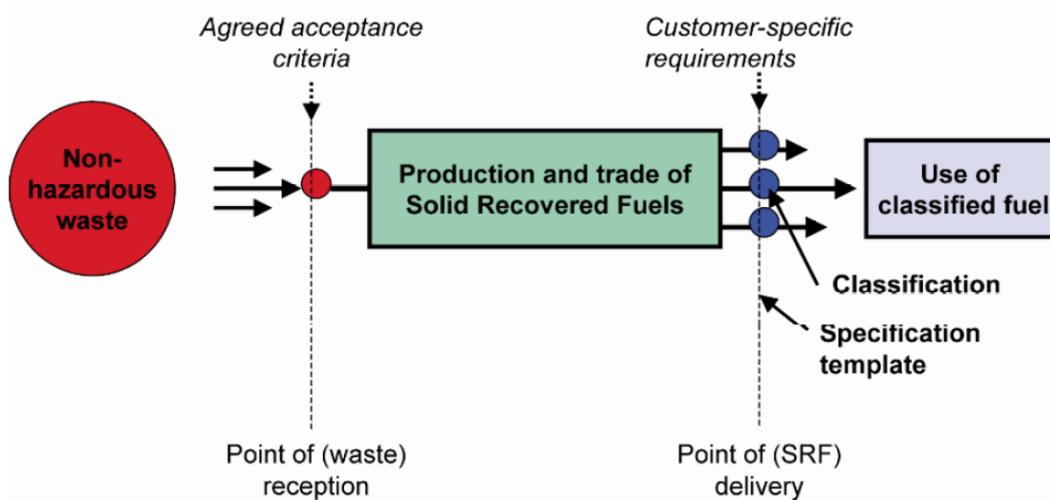


Figura 2.1 - Catena del CSS secondo la norma UNI CEN/TS 15359

La UNI EN 15359 è una normativa tecnica che individua, a livello europeo, la classificazione e specificazione dei Solid Recovered Fuels (SRF, ovvero in italiano CSS). L'obiettivo di questa normativa è fornire dei criteri chiari ed univoci per promuovere l'inserimento, lo sviluppo e l'utilizzo del CSS all'interno del mercato dei combustibili.

Per raggiungere questo proposito è necessario definire un metodo di classificazione e specificazione del CSS.

La classificazione è definita in base a tre parametri:

- il potere calorifico inferiore come indice del valore energetico e quindi economico;
- il contenuto di cloro come parametro di processo;
- il contenuto di mercurio come misura della rilevanza dell'impatto ambientale. Tale elemento infatti viene utilizzato come riferimento per tutte le componenti dannose per l'ambiente, poiché si è osservato come esso vari in maniera proporzionale agli altri elementi. Avere un CSS contenente una piccola quantità di mercurio significa che tale combustibile contiene anche valori ridotti di tutti gli altri elementi inquinanti.

Tabella 2.2 - Classificazione dei Combustibili Solidi Secondari secondo la norma UNI EN 15359

Caratteristiche di classificazione							
Caratteristica	Misura statistica	Unità di misura	Valori limite per classe				
			1	2	3	4	5
PCI	media	MJ/kg t.q.	≥ 25	≥ 20	≥ 15	≥ 10	≥ 3
Cl	media	% s.s.	≤ 0,2	≤ 0,6	≤ 1,0	≤ 1,5	≤ 3
Hg	mediana	mg/MJ t.q.	≤ 0,02	≤ 0,03	≤ 0,08	≤ 0,15	≤ 0,50
	80° percentile	mg/MJ t.q.	≤ 0,04	≤ 0,06	≤ 0,16	≤ 0,30	≤ 1,00

Ogni parametro è suddiviso in 5 classi, dove la classe 1 è relativa al CSS di qualità superiore; in base alla combinazione dei tre parametri (necessari per l'identificazione univoca di una tipologia di Combustibile Solido Secondario) si ottengono 125 tipologie diverse di CSS, ciò fornisce all'utilizzatore finale del CSS una caratterizzazione immediata e chiara del combustibile, informazione molto utile siccome i materiali di partenza per la produzione di CSS sono molto vari; inoltre ciò ne facilita l'uso ma soprattutto il controllo, facilitando così le procedure di autorizzazione da parte delle autorità.

In realtà all'utilizzatore finale serve che vengano specificate anche altre proprietà che sono obbligatorie:

- Origine del rifiuto in ingresso all'impianto di produzione (testo o codici CER)
- Forma delle particelle
- Dimensione delle particelle (EN 15415-1)
- Contenuto di ceneri su base secca (EN15403)
- Contenuto di umidità (CEN/TS 15414-1, CEN/TS 15414-2, EN 15414-3)
- PCI sia tal quale che su base secca (EN 15400)
- Proprietà chimiche come il contenuto di cloro e dei singoli metalli pesanti, specificando anche la massa totale di questi ultimi. I limiti di questi elementi sono frutto di un accordo tra produttore e utilizzatore del CSS.

2.3 CSS-COMBUSTIBILE

Il DM 22/2013 (decreto Clini) è un decreto attuativo dell'articolo 184 ter del D.Lgs 152/06 che introduce ulteriori specifiche e limiti più restrittivi così da promuovere maggiormente la produzione e l'utilizzo di Combustibili Solidi Secondari in sostituzione dei combustibili convenzionali per motivi ambientali ed economici.

Infatti promuovere l'utilizzo di CSS come combustibile alternativo permette di ottenere diversi vantaggi come una minor dipendenza dai combustibili fossili, di conseguenza un aumento della certezza di approvvigionamento energetico, risparmio di risorse naturali, riduzione delle emissioni di gas climalteranti, utilizzo delle fonti energetiche rinnovabili attraverso la parte della frazione di biomassa presente nel CSS, un maggior livello di recupero di rifiuti, rispettando sempre la gerarchia del trattamento dei rifiuti, e ad una riduzione degli oneri legati allo smaltimento in discarica.

In conseguenza dei tanti benefici, nel DM 22/2013 si chiarisce come sia quindi necessario incoraggiare la produzione dei combustibili solidi secondari di qualità elevata, accrescere la fiducia nel loro utilizzo e come estratto dal decreto: "fornire chiarezza giuridica e certezza comportamentale uniforme sull'intero territorio nazionale."

Tale decreto pertanto definisce dei criteri specifici da rispettare affinché certe tipologie di CSS possano cessare di essere qualificate come rifiuto con l'emissione della dichiarazione di conformità (End of Waste)

Vengono stabilite le procedure e modalità delle fasi di produzione e utilizzo del combustibile solido secondario in modo tale che queste avvengano senza rischi per l'uomo e per l'ambiente ed in particolare senza:

- a) creare rischi per l'acqua, l'aria, il suolo e per la fauna e la flora;
- b) causare inconvenienti da rumori e odori;
- c) danneggiare il paesaggio e i siti di particolare interesse, tutelati in base alla normativa vigente.

Per quanto riguarda gli impianti di produzione del CSS-Combustibile il decreto prevede che ciò possa essere fatto esclusivamente in impianti autorizzati e quindi che abbiano la certificazione di qualità ambientale prevista dalla norma UNI EN 15358.

Per ciascun sotto-lotto il produttore definisce, secondo la UNI EN 15359, la sua classificazione sulla base dei parametri e delle classi conformi 1, 2 e 3 e delle loro combinazioni.

Il CSS-Combustibile è quindi un sottoinsieme del CSS caratterizzato da valori di PCI e Cloro appartenenti alle classi 1,2 e 3, mentre per il Mercurio alle classi 1 e 2; sono inoltre previsti limiti chimico-fisici più stringenti per il contenuto dei metalli pesanti, che rappresentano le caratteristiche di specificazione del CSS-combustibile, come riportato in Tabella 2.3.

Tabella 2.3 - Caratteristiche di specificazione del CSS-combustibile (Fonte: DM 22/2013)

Caratteristiche di specificazione			
Parametro	Misura statistica	Unità di misura	Valore Limite
Parametri fisici			
Ceneri	media	% s.s.	--- <i>(vedasi nota 1)</i>
Umidità	media	% t.q.	--- <i>(vedasi nota 1)</i>
Parametri chimici			
Antimonio (Sb)	mediana	mg/kg s.s.	50
Arsenico (As)	mediana	mg/kg s.s.	5
Cadmio (Cd)	mediana	mg/kg s.s.	4
Cromo (Cr)	mediana	mg/kg s.s.	100
Cobalto (Co)	mediana	mg/kg s.s.	18
Manganese (Mn)	mediana	mg/kg s.s.	250
Nichel (Ni)	mediana	mg/kg s.s.	30
Piombo (Pb)	mediana	mg/kg s.s.	240
Rame (Cu)	mediana	mg/kg s.s.	500
Tallio (Tl)	mediana	mg/kg s.s.	5
Vanadio (V)	mediana	mg/kg s.s.	10
Σ metalli [Sb,As,Cr, Cu,Co, Pb,Mn,Ni,V]	mediana	mg/kg s.s.	--

Nota (1): non vengono fissati i valori limite per ceneri ed umidità siccome sono specifiche di natura puramente commerciale ed infatti sono determinati in base ad accordi tra produttore ed utilizzatore.

Il decreto Clini introduce anche delle condizioni di utilizzo del CSS-Combustibile, in relazione al quale deve essere inizialmente emessa una dichiarazione di conformità, le quali prevedono che gli impianti autorizzati siano i cementifici e le centrali termoelettriche per la produzione rispettivamente di energia termica ed elettrica.

I cementifici autorizzati all'utilizzo di tale combustibile sono gli "impianti di produzione del cemento con capacità superiore a 500 ton/giorno di clinker, in possesso di autorizzazione integrata ambientale purché dotato di certificazione di qualità ambientale secondo la norma UNI EN 14001 oppure, in alternativa, di registrazione ai sensi della vigente disciplina comunitaria sull'adesione volontaria delle organizzazioni a un sistema comunitario di ecogestione e audit (EMAS)".

Le centrali termoelettriche considerate nella normativa sono” impianti di combustione con potenza termica superiore ai 50MW in possesso di autorizzazione integrata ambientale purché dotato di certificazione di qualità ambientale secondo la norma UNI EN 14001 oppure, in alternativa, di registrazione ai sensi della vigente disciplina comunitaria sull’adesione volontaria delle organizzazioni a un sistema comunitario di ecogestione e audit (EMAS)”.

L’utilizzo del CSS-combustibile negli impianti precedentemente descritti contribuisce al raggiungimento degli obiettivi nazionali riguardanti l’utilizzo di energia da fonti rinnovabili, grazie alla frazione di biomassa contenuta in esso.

Il DM 22/2013 in aggiunta, per garantire un alto livello di tutela ambientale e della salute umana, impone il rispetto, fatto salvo le diverse condizioni più restringenti contenute nella rispettiva autorizzazione integrata ambientale vigente, delle disposizioni del co-incenerimento, ovvero riguardanti le procedure di consegna e ricezione, le condizioni di esercizio, il controllo e i limiti di emissioni ambientali.

3 IMPIANTI DI TRATTAMENTO MECCANICO BIOLOGICO

3.1 RUOLO DEGLI IMPIANTI TMB NELLA GESTIONE DEI RIFIUTI

A seguito dell'introduzione della Direttiva Europea 2008/98/CE, presentata nel paragrafo 1.1.1, viene stabilita una gerarchia per la gestione dei rifiuti che incentiva la valorizzazione del rifiuto rispetto al suo conferimento in discarica, che deve essere considerato solo come ultima opzione; inoltre la Direttiva 1999/31/EC apporta forti restrizioni riguardo ai rifiuti smaltiti in discarica, dichiarando che la quantità delle sostanze biodegradabili devono ridursi del 65% rispetto al 1995. [3] [4]

L'imposizione di tali restrizioni è dovuta sia alla necessità di limitare l'utilizzo delle discariche, caratterizzate da una capacità finite, e il loro impatto negativo sull'ambiente; è quindi necessario che i rifiuti subiscano un pretrattamento prima dello smaltimento in discarica così da ridurre il volume e la biodegradabilità, la quale è causa della produzione di liquidi e gas; il percolato prodotto dalla frazione putrescibile del rifiuto posto in discarica ha un alto contenuto di metalli pesanti e carbonio organico totale (TOC), a ciò si aggiungono le emissioni dei composti organici volatili (VOC), monossido di carbonio e metano. Tali emissioni sono continuamente prodotte dall'attività microbiologica che si verifica a causa della presenza della frazione organica non stabilizzata del rifiuto e continua anche dopo la chiusura della discarica stessa, allungando i tempi di bonifica. [3]

Anche se la Direttiva Europea promuove il riciclaggio come prima forma per ridurre l'impatto dello smaltimento dei rifiuti esso non garantisce la totale assenza di scarti in quanto esiste sempre una frazione di rifiuti urbani residui, composta principalmente da frazione biodegradabile, dalla quale non è possibile recuperare materia. [5]

Per tali ragioni le tecnologie per il trattamento meccanico biologico dei rifiuti urbani residui sono diventati importanti per il conseguimento della corretta gestione dei rifiuti ed è previsto che nel futuro acquistino un ruolo sempre più rilevante e strategico.

In particolare, quando gli impianti TMB sono finalizzati al pre-trattamento prima del conferimento in discarica, gli obiettivi sono relativi alla minimizzazione delle conseguenze negative riguardanti lo smaltimento, cioè:

- minimizzazione del volume e massa del rifiuto da smaltire in discarica;
- disattivazione dei processi biologici e biochimici in modo da ridurre la produzione di percolato e metano e l'emissione di odori;
- immobilizzazione degli inquinanti dei rifiuti smaltiti così da ridurre la contaminazione del percolato;
- riduzione dei tempi di bonifica della discarica. [5]

Il vasto interesse rivolto al trattamento meccanico biologico nasce dalla grande flessibilità del processo, è possibile infatti adattare il funzionamento in base all'obiettivo che si vuole raggiungere e al rifiuto in ingresso, il quale dipende dal luogo di provenienza, dal periodo dell'anno e dal livello di raccolta differenziata presente nel luogo; altre caratteristiche importanti sono i costi relativamente bassi, anche se fortemente dipendenti dall'obiettivo per cui l'impianto è stato progettato, la possibilità di costruire un unico impianto centralizzato o più impianti di piccola taglia decentralizzati ed inoltre aumentare il recupero di materiali da avviare al riciclaggio. [3]

La qualità e la quantità dei prodotti in uscita dagli impianti TMB variano in funzione di tre diversi parametri:

- caratteristiche del rifiuto in ingresso;
- il tipo ed il livello della raccolta differenziata;
- tipo di processi meccanici e biologici presenti nell'impianto. [5]

3.2 TIPOLOGIE DI IMPIANTI TMB

Gli impianti TMB consistono in una combinazione di processi meccanici e biologici; i rifiuti vengono pretrattati meccanicamente attraverso l'utilizzo di lacera-sacchi, vagli, trituratori, per preparare il rifiuto ai successivi trattamenti biologici che possono essere di tipo aerobico o anaerobico e, nei casi in cui il prodotto sia destinato all'utilizzo in specifici impianti, il processo prevede anche post-trattamenti meccanici.

Il sistema impiantistico italiano è autorizzato a trattare circa 13,5 milioni di tonnellate di rifiuti, valore al netto di 8 impianti censiti la cui capacità autorizzata non è nota; gli impianti TMB dei rifiuti urbani autorizzati sono 117 in tutta l'Italia.

In Figura 3.1 si riportano la quantità autorizzata e il totale dei rifiuti trattati che corrisponde al 69,5% della capacità totale autorizzata a livello nazionale. [2]

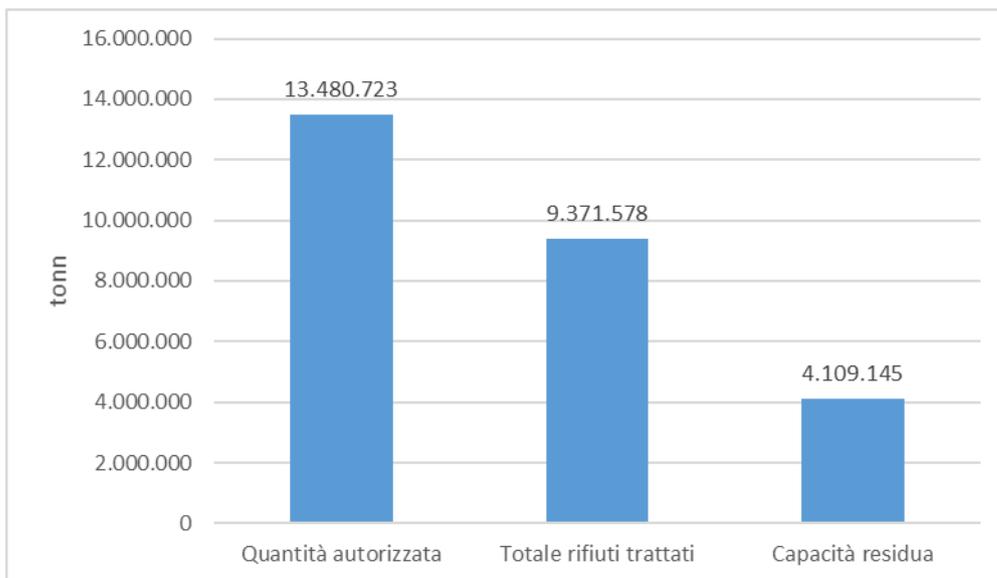


Figura 3.1 - Quantità autorizzata e capacità residua nazionale – Italia – 2014 – Fonte [2]

I flussi in uscita dai TMB sono di varie tipologie, come descritto nel capitolo 1.2.2, si possono quindi ottenere sia prodotti commerciabili come CSS, biogas e materiali riciclabili, ma anche rifiuti organici stabilizzati per il conferimento in discarica. [5]

Le tipologie di impianti che si possono realizzare combinando in maniera diversa i vari componenti sono numerosissime; è possibile comunque procedere ad una classificazione basata sull'obiettivo e quindi sul prodotto che si vuole ottenere in uscita:

- impianti di pre-trattamento il cui obiettivo è modificare alcune caratteristiche dei rifiuti in ingresso in base alla loro destinazione; ovvero se il rifiuto viene trattato prima dello smaltimento in discarica, l'impianto opera una riduzione della putrescibilità; se invece è utilizzato per il recupero energetico, i trattamenti sono indirizzati verso il miglioramento delle proprietà energetiche;
- impianti di produzione di CSS hanno come scopo la produzione di tale combustibile secondario conforme alle norme UNI EN 15359;
- impianti di recupero di materia sono progettati per separare, in base alla loro complessità, una o più tipologie di materiali dal rifiuto urbano, differenziato o non differenziato, in ingresso all'impianto, da inviare successivamente al riciclaggio.

La scelta della tipologia di impianto e del prodotto finale, è determinata dal contesto sociale in cui si opera, dalle normative vigenti, dalla richiesta dei prodotti sul mercato e dal sistema locale di gestione rifiuti, che influenza le caratteristiche dei rifiuti in ingresso. [5]

Se infatti sul territorio sono presenti impianti autorizzati alla co-combustione di CSS, come possono essere i cementifici o le centrali termoelettriche, la scelta protende verso impianti per la produzione di CSS; se invece si è in un contesto sociale in cui il livello della raccolta differenziata non è elevatissimo, allora si può decidere di utilizzare impianti di recupero di materia in modo da aumentare la quantità di materiale da inviare al riciclaggio.

3.2.1 Processi meccanici

I rifiuti in ingresso agli impianti TMB vengono sottoposti ad operazioni di pre-trattamento meccanico che prevedono come prima fase la rottura dei sacchi e dei materiali più ingombranti in un lacera-sacchi; tale componente provvede ad un'iniziale riduzione dell'eterogeneità dimensionale del rifiuto agevolandone così gli spostamenti lungo la linea di processo.

Si procede con un'ulteriore riduzione della pezzatura del rifiuto triturandolo tramite diverse tipologie di macchinari come mulini a martelli, tranciatrici a cesoie e trituratori a coclee.

Un altro processo meccanico fondamentale all'interno degli impianti TMB è la separazione dei materiali che viene effettuata grazie alla differenza delle proprietà fisiche (quali ad esempio la dimensione delle particelle, la densità, la conduttività elettrica, il magnetismo) delle frazioni merceologiche presenti nel rifiuto trattato.

La separazione dimensionale è sempre presente negli impianti TMB; vengono utilizzati dei vagli che permettono la separazione del rifiuto trattato in due flussi: il sottovaglio è costituito dalla frazione fine del rifiuto dove si concentrano le componenti organiche ed inerti, rappresenta quindi il flusso con potere calorifico inferiore e umidità più elevato; il sovravaglio invece è composto dalla frazione grossolana, che ha caratteristiche energetiche superiori.

Le tipologie di vaglio esistenti sono due:

- vaglio primario: è il primo separatore dimensionale incontrato dal rifiuto in ingresso, solitamente è un vaglio a tamburo siccome ha capacità notevole ed è adatto a trattare tali tipologie di rifiuti;
- vaglio secondario: in ingresso riceve solo una frazione del flusso totale dei rifiuti in ingresso operando un'ulteriore separazione.

La scelta del diametro dei fori del vaglio è un parametro progettuale che dipende ovviamente dal rifiuto in ingresso e dallo scopo dell'impianto, ma è necessario anche trovare un compromesso tra la riduzione di massa e l'aumento del potere calorifico del rifiuto in uscita, dal quale dipende di conseguenza anche la qualità del CSS ottenuto.

Solitamente negli impianti TMB viene effettuata anche la separazione dei metalli ferrosi e non ferrosi la quale ha un doppio effetto benefico, infatti permette di inviare al riciclaggio i materiali separati ed aumenta la qualità energetica del CSS, dato che i metalli ferrosi e non ferrosi si comportano da inerti durante la combustione; essi si suddividono in due tipologie in base al materiale metallico separato:

- separatori a magneti permanenti, utilizzati per il recupero di metalli ferrosi; essi sfruttano le proprietà magnetiche di metalli ferrosi separandoli attraverso l'utilizzo di un magnete permanente che li attrae estraendoli quindi dal flusso principale dei rifiuti
- separatori a correnti indotte, utilizzati per il recupero di materiali metallici non ferrosi; si sfrutta il principio delle correnti indotte di Foucault, le quali vengono generate da un campo magnetico rotante e circolano all'interno di tali materiali creando così una forza che li respinge fuori dal flusso trattato.

3.2.2 Processi biologici

I processi biologici utilizzati negli impianti TMB possono essere di tipo aerobico o anaerobico e possono avere diverse finalità quali la stabilizzazione della frazione organica, la riduzione del volume del rifiuto, nel caso sia destinato allo smaltimento in discarica, e la riduzione dell'umidità, nel caso in cui si voglia produrre CSS.

I trattamenti biologici aerobici sono di due tipi: la biostabilizzazione e la bioessiccazione; la biostabilizzazione, o compostaggio, è un processo naturale controllabile attraverso specifici parametri per l'ottenimento del prodotto voluto; attraverso la biodegradazione aerobica da parte dell'azione di microrganismi si ottiene la stabilizzazione della frazione organica dei rifiuti (FOS) la quale è destinata allo smaltimento in discarica. [6]

Tale trattamento può avvenire sia in cumuli, nei quali i processi ossidativi avvengono attraverso uno scambio naturale tra aria e sostanza organica, determinando quindi lunghi tempi di digestione ma una ridotta richiesta energetica, o in reattori chiusi, in cui vi è una prima fase, da cui il rifiuto esce quasi completamente stabilizzato, dove si aumenta il contatto tra la frazione putrescibile ed il flusso d'aria immesso in modo da ridurre tempi del processo ed una seconda fase, detta maturazione, in cui i rifiuti sono posti in cumuli e la stabilizzazione giunge a termine con un'areazione naturale, favorita dai continui rivoltamenti.

In realtà, nella maggior parte degli impianti TMB, la biostabilizzazione viene effettuata in condizioni di areazione forzata per 20-28 giorni, senza la successiva fase di maturazione, tipica della produzione di compost; ciò è dovuto al fatto che la frazione organica stabilizzata è smaltita in discarica e quindi non interessa la qualità del flusso in uscita. [7]

Quando il trattamento biologico aerobico è finalizzato alla produzione di CSS si parla invece di bioessiccazione; durante tale processo la frazione putrescibile viene stabilizzata mentre l'umidità viene rimossa da un grande flusso d'aria. [8]

I due processi aerobici descritti avvengono in reattori e con processi fisici e chimici simili, ma variano significativamente le condizioni in cui operano, siccome gli obiettivi dei processi sono diversi. La biostabilizzazione ha la finalità di stabilizzare la frazione organica dei rifiuti producendo FOS (frazione organica stabilizzata) prima dello smaltimento in discarica, minimizzando così l'emissione di gas e percolato; la bioessiccazione invece è un trattamento dei rifiuti finalizzato all'ottenimento di CSS di elevata qualità riducendo l'umidità presente ma preservando la maggior parte del potere calorifico dei composti chimici organici presenti e biostabilizzando parzialmente la frazione organica permettendo il trasporto e lo stoccaggio per brevi periodi del materiale. [8]

I parametri più importanti per entrambi i processi aerobici sono la temperatura della biomassa e la portata d'aria che investe il rifiuto da trattare.

Dagli esperimenti si rileva una correlazione inversa tra bioessiccazione e biostabilizzazione, ovvero se la biomassa viene investita da un piccolo flusso d'aria la biodegradazione è favorita ma la riduzione di umidità è bassa e viceversa; quindi per la bioessiccazione è necessario immettere un grande flusso d'aria, combinato con elevate temperature, per ottenere una rilevante riduzione di umidità ma con un elevato contenuto energetico nel prodotto finale.

Dunque per raggiungere il livello di bioessiccazione voluto, è necessario sfruttare in maniera adeguata i processi microbiologici, essendo reazioni esotermiche, permettono l'aumento della temperatura e quindi la riduzione dell'umidità presente. [8]

Inoltre si può ottenere una buona qualità del bioessiccato variando in modo continuo il punto di iniezione dell'aria evitando così la formazione di gradienti termici all'interno dei cumuli di rifiuti trattati. [4]

La digestione anaerobica invece è un processo in cui microrganismi, in condizioni di assenza di ossigeno, degradano la parte organica del rifiuto trasformandola in biogas.

Anche se la digestione anaerobica, rispetto al trattamento biologico aerobico, può essere vantaggiosa dal punto di vista ecologico, in quanto è un processo che può autosostenersi grazie all'utilizzo del biogas prodotto, in realtà non può essere utilizzato come unico trattamento negli impianti TMB ma serve un successivo processo aerobico che permetta di giungere al livello di stabilizzazione richiesto per lo smaltimento in discarica. [6]

3.3 IMPIANTI TMB PER LA PRODUZIONE DI CSS

Gli impianti TMB finalizzati alla produzione di CSS trattano i rifiuti urbani e speciali non pericolosi operando su di essi una serie di processi meccanici e biologici atti ad ottenere un prodotto con caratteristiche energetiche, ambientali ed economiche conformi alla norma UNI EN 15359; si possono suddividere in due diverse tipologie in base allo schema d'impianto:

- impianti a flusso separato in cui viene separata la frazione organica dal flusso principale dei rifiuti in ingresso mediante un vaglio ed inviata a processi di biostabilizzazione o digestione anaerobica, ottenendo così la FOS (Frazione Organica Stabilizzata) destinata allo smaltimento in discarica. Il flusso di rifiuti restante, di dimensione più grossolana, viene invece sottoposto ad ulteriori processi meccanici, quali ad esempio la separazione dei metalli, per ottenere il CSS;
- impianti a flusso unico in cui tutto il rifiuto urbano residuo viene trattato mediante bioessiccazione per ridurre il contenuto di umidità e stabilizzare parzialmente la frazione organica; seguono i processi meccanici per il recupero dei metalli, separandoli così dalla frazione da avviare al recupero energetico, ovvero il CSS.

3.3.1 Esempio di impianto a flusso separato

In Figura 3.2 si riporta lo schema di un impianto a doppio flusso presente nel comune di Roma dove la raccolta differenziata della frazione biodegradabile è poco sviluppata; i rifiuti solidi urbani quindi sono costituiti dal 40-50% in peso dalla frazione biodegradabile.

Il processo prevede una prima separazione manuale degli ingombri, seguito dalla rottura dei sacchi e una prima separazione dimensionale per dividere la frazione destinata alla produzione di CSS dalla frazione umida.

Sottoponendo il sovravvallo ad ulteriori processi meccanici, quali la separazione ad aria e il recupero dei metalli ferrosi e non ferrosi, si giunge alla produzione di CSS.

Per quanto riguarda la frazione umida, una volta separati i materiali metallici, viene stabilizzata mediante un trattamento biologico con aerazione forzata della durata di quattro settimane ed infine smaltita in discarica.

Lo studio, analizzando la stabilità del FOS, sottolinea la non adeguatezza delle caratteristiche del rifiuto stabilizzato alla normativa vigente a causa dei tempi molto ristretti riservati al processo biologico.

Viene quindi proposta l'ipotesi di aggiungere un processo di maturazione in modo da aumentare la stabilità della frazione umida, rientrando così nei limiti della normativa, e la reale possibilità di utilizzare il prodotto ottenuto per la ricopertura delle discariche. [7]

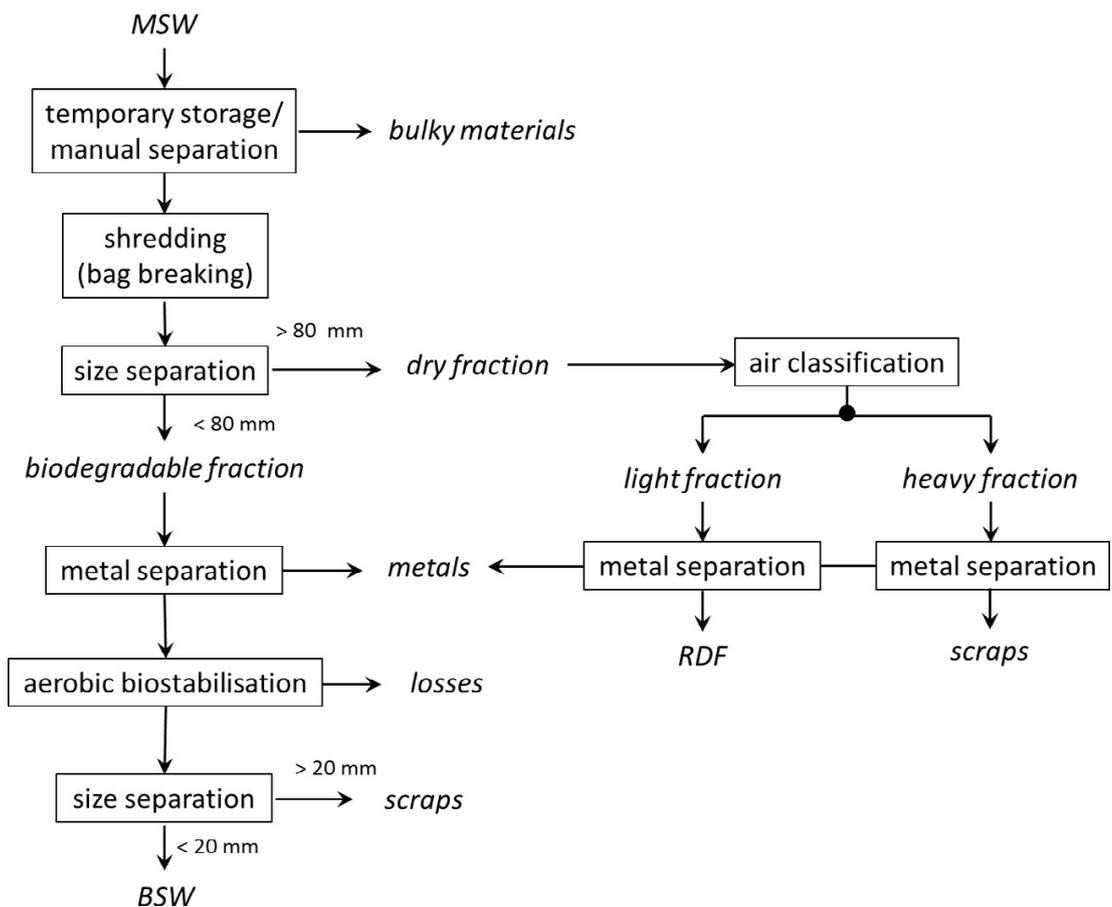


Figura 3.2 - Esempio di impianto a flusso separato per la produzione di CSS – Fonte [7]

3.3.2 Esempio di impianti a flusso unico

Gli impianti a flusso unico hanno il grande vantaggio, rispetto ai flussi separati, di non avere in uscita un flusso destinato nella maggior parte dei casi alla discarica, cioè la frazione organica stabilizzata.

In Figura 3.3 viene rappresentato un impianto TMB per la produzione di CSS finalizzato alla co-combustione in cementificio dove i rifiuti, dopo essere stati trattati in un laceratore-sacchi, vengono sottoposti al processo biologico di bioessiccazione ad aerazione forzata per 12-15 giorni, perdendo il 26% in peso dovuto principalmente all'umidità evaporata grazie al calore rilasciato dalle reazioni biologiche.

Il bioessiccato viene sottoposto a diversi processi meccanici, infatti dopo una prima separazione dimensionale, vengono recuperati i metalli ferrosi e non ferrosi e il PVC grazie ai sensori ottici che operano nello spettro del vicino infrarosso (NIR), ottenendo così il CSS con caratteristiche adeguate per la co-combustione in cementificio.

La particolarità di questo impianto risiede nel trattamento degli scarti del processo e del percolato, i quali vengono inviati in una discarica posta nelle vicinanze dell'impianto stesso e gestita come un bio-reattore, producendo quindi biogas.

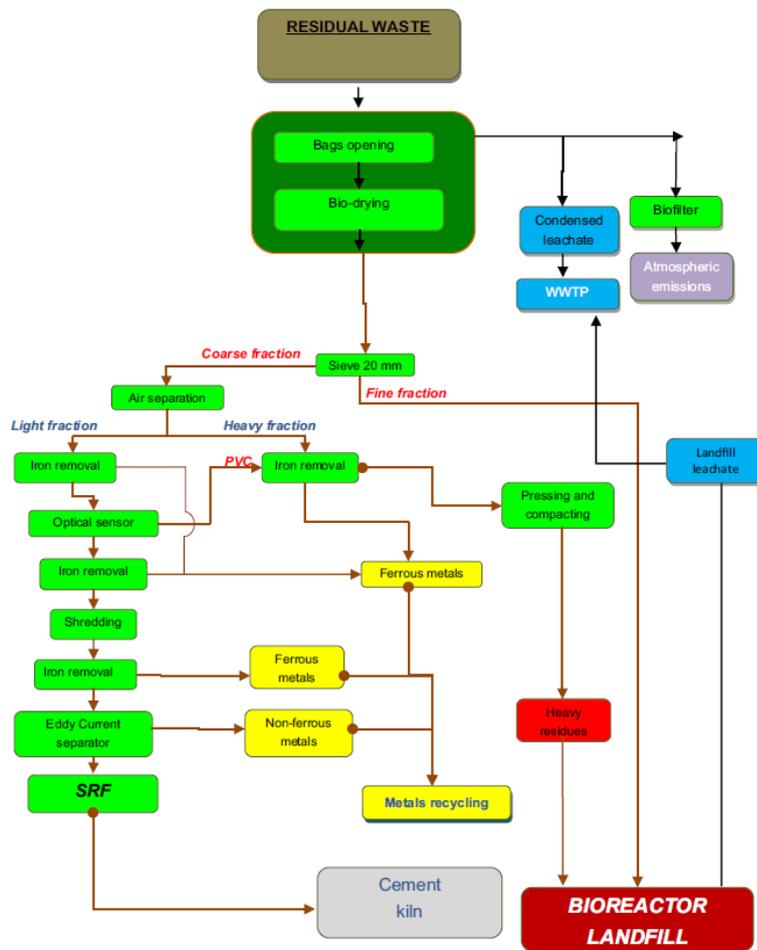


Figura 3.3 - Esempio di impianto a flusso unico per la produzione di CSS – Fonte [9]

4 INDUSTRIA DEL CEMENTO E CO-COMBUSTIONE

4.1 DESCRIZIONE DEL PROCESSO DI PRODUZIONE DEL CLINKER

Il processo di produzione del cemento prevede la formazione di un prodotto intermedio, detto clinker, il quale viene macinato con l'aggiunta di opportune quantità di gesso ed eventuali altri componenti per formare le diverse qualità di cemento Portland, secondo le norme vigenti nel paese di produzione, ad esempio in Europa secondo la norma EN 197.

Il processo moderno di produzione del clinker, definito processo a via secca, parte dall'estrazione e frantumazione delle materie prime che vengono in seguito macinate ed essiccate formando una miscela cruda, detta farina, avente composizione chimica costante e pari a quella desiderata; le materie prime sono costituite da calcare ad alto titolo in CaCO_3 e argilla o scisto portatori di silice, allumina e ossidi di ferro; queste ultime possono essere sostituite parzialmente da marna o totalmente da marna da cemento che contiene le sostanze necessarie e nelle corrette proporzioni [10]; per produrre una tonnellata di clinker si necessita di circa 1.56 tonnellate secche di materie prime. [11]

La produzione del clinker da cemento avviene attraverso un trattamento termico ad alta temperatura della farina che permette di trasformare le materie prime nei principali costituenti del clinker cioè silicati bicalcico e tricalcico, alluminato tricalcico e alluminato-ferrito tetracalcico.

In Tabella 1.1 e 1.2 sono riportati la formula chimica e le abbreviazioni utilizzate per i costituenti del clinker.

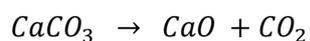
Tabella 4.1 - Componenti principali del clinker

		Composizione chimica	Nomenclatura
Silicato tricalcico	Alite	$3(\text{CaO})\text{SiO}_2$	C3S
Silicato bicalcico	Belite	$2(\text{CaO})\text{SiO}_2$	C2S
Alluminato tricalcico	Celite	$3(\text{CaO})\text{Al}_2\text{O}_3$	C3A
Alluminato-ferrito tetracalcico	Ferrite	$4(\text{CaO})\text{Al}_2\text{O}_3\text{Fe}_2\text{O}_3$	C4AF

Tabella 4.2 - Abbreviazioni utilizzate nella chimica del cemento

Abbreviazioni
CaO = C
SiO ₂ = S
Al ₂ O ₃ = A
Fe ₂ O ₃ = F

Le reazioni principali su cui è basata la produzione di clinker da cemento sono la calcinazione e la clinkerizzazione. La prima fase prevede la dissociazione del carbonato di calcio (CaCO_3) in ossido di calcio o calce (CaO) ad una temperatura di circa 900°C con produzione di biossido di carbonio in fase gassosa (CO_2).



Il calcare è spesso accompagnato da magnesite, cioè carbonato di magnesio (MgCO_3) che a temperature di $600\text{-}650^\circ\text{C}$ si decompone in ossido di magnesio (MgO – periclasi) producendo CO_2 ; l'ossido di magnesio, se presente in percentuali non superiori al 2-3% nel clinker, migliora il processo di sinterizzazione e rende il cemento più resistente. [12]



La fase di clinkerizzazione invece avviene attraverso una serie complessa di reazioni favorite da elevate temperature e dalla parziale liquefazione della miscela (il 28-29% circa), che si nodulizza in larga parte in un prodotto di colore scuro, colore principalmente dovuto alla presenza di ferro e altri metalli cromofori quali impurità di cromo e manganese.

E' importante notare come alla miscela di materie prime in trattamento si uniscano le ceneri del combustibile utilizzato sia al calcinatore, sia al bruciatore principale. Infatti le ceneri di carbone in particolare, ma anche quelle derivanti da molti dei combustibili alternativi utilizzati nel processo di cottura, sono costituite principalmente da composti di ferro, alluminio, silicio e calcio, tutti elementi già presenti nel materiale in trattamento; dell'apporto delle ceneri si tiene conto nella formulazione della miscela cruda in fase di macinazione.

Si riportano nella Tabella 4.3 le reazioni che avvengono all'interno del forno e i relativi intervalli di temperatura:

Tabella 4.3 - Principali reazioni che avvengono all'interno del forno e relativi intervalli di temperatura

Reazione	Temperatura [°C]
Formazione della belite	
$2(CaO) + SiO_2 \rightarrow 2(CaO)SiO_2$	1000-1100
Formazione della celite	
$CaOAl_2O_3 + 2(CaO) \rightarrow 3(CaO)Al_2O_3$	1000-1100
Formazione della ferrite	
$2CaO + Fe_2O_3 \rightarrow 2(CaO)Fe_2O_3$	1000-1100
$2(CaO)Fe_2O_3 + CaOAl_2O_3 + CaO \rightarrow 4(CaO)Al_2O_3Fe_2O_3$	1100-1200
Formazione dell'alite	
$2(CaO)SiO_2 + CaO \rightarrow 3(CaO)SiO_2$	1250-1450

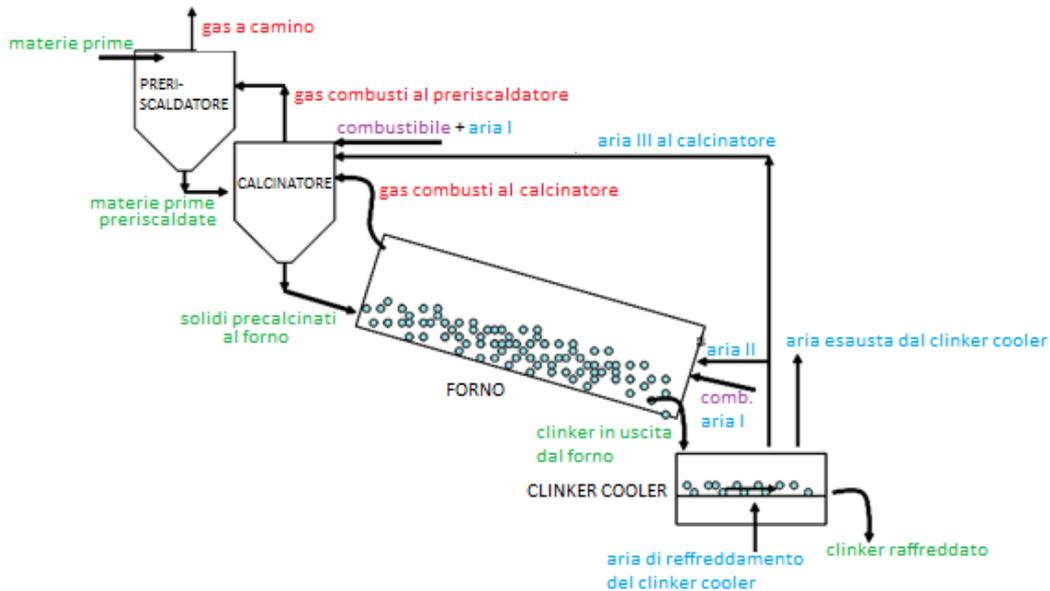


Figura 4.1- Schematizzazione dell'impianto di produzione del clinker costituito da torre di preriscaldamento, calcinatore, forno rotante e clinker cooler con relativi flussi di solidi, combustibile, aria e gas combustivi. [13]

La farina prima di essere alimentata al forno subisce un processo di preriscaldamento all'interno di un preriscaldatore a cicloni nel quale entra in stretto contatto con i gas prodotti dal processo e viene poi separata da essi tramite i cicloni.

Gli stadi del preriscaldatore sono generalmente da 4 a 6, essendo il loro numero dipendente dall'energia termica che si vuole mantenere nei gas che lasciano il preriscaldatore, energia termica che è necessaria per essiccare in fase di macinazione le materie prime umide. Quando l'umidità delle materie prime supera il 10% non si possono avere più di quattro stadi, dal 4% al 10% di umidità si possono avere cinque stadi, con valori di umidità ancora inferiori si possono raggiungere i sei stadi di conseguenza l'altezza della torre di preriscaldamento può variare dai 60 ai 150 metri. Per motivi principalmente legati al costo dell'investimento raramente si ricorre a torri di preriscaldamento con più di cinque stadi, tanto che attualmente la configurazione impiantistica con preriscaldatore a 5 stadi e calcinatore è quella più diffusa. [11]

Globalmente il preriscaldatore è uno scambiatore in controcorrente, nel quale i gas salgono verso l'alto raffreddandosi, mentre il materiale in polvere scende progressivamente verso il basso riscaldandosi; ma, in ogni singolo stadio, la farina cadendo dal ciclone superiore nel condotto di collegamento fra il ciclone inferiore e quello ancora sottostante, viene ripresa in sospensione dai gas, dispersa in essi e successivamente separata nel ciclone successivo

determinando uno scambio termico locale in equicorrente; tale scambio è così efficiente da far sì che materia e gas quando vengono separati abbiano pressoché la stessa temperatura. [Figura 4.2]

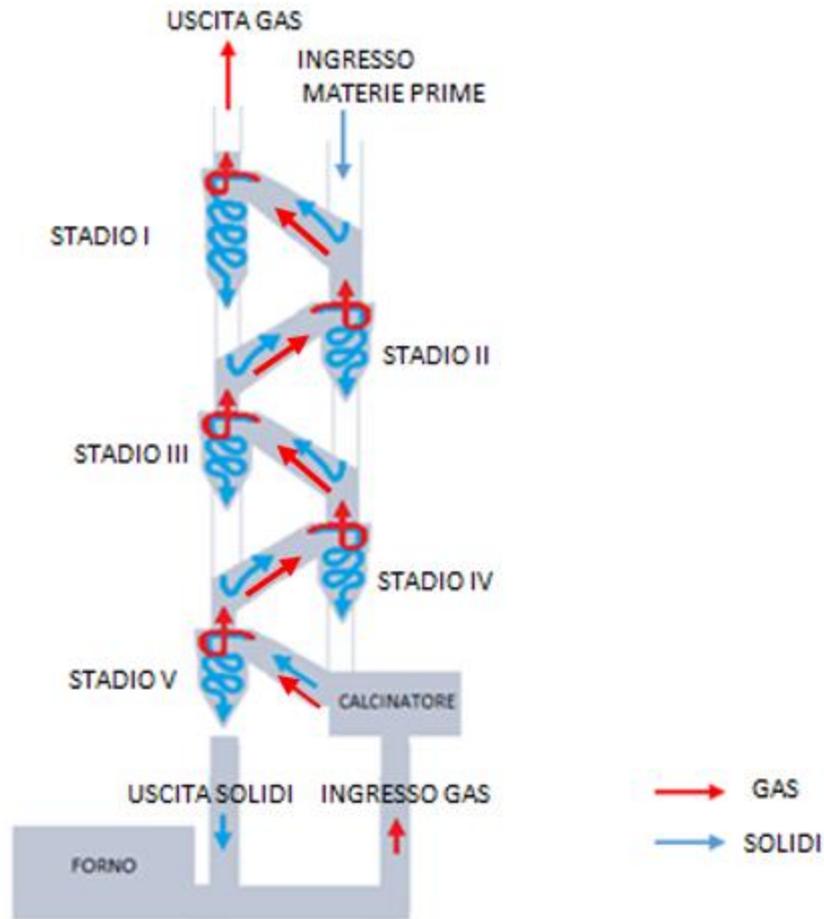


Figura 4.2 - Schematizzazione di una torre di preriscaldamento a 5 stadi con calcinatore

Lo stadio in posizione più elevata (primo ciclone) è spesso costituito da due cicloni in parallelo per aumentare l'efficacia di separazione gas-solidi e quindi ridurre la polvere presente nel flusso di gas combusti espulsi; negli stadi più alti della torre di preriscaldamento le materie prime perdono la quantità residua di umidità fisica ed in seguito l'acqua chimicamente legata; negli stadi inferiori il materiale raggiunge la temperatura di 800-850°C, e viene quindi immesso nel calcinatore. Al calcinatore, che costituisce quindi un bruciatore secondario rispetto al forno rotante, viene alimentato una quantità di combustibile che fornisce circa il 60% del calore utilizzato nell'intero processo affinché la reazione di calcinazione, fortemente endotermica, si completi per circa il 95%.

La miscela decarbonata viene quindi separata dai gas nello stadio più basso del preriscaldatore e alimentata al forno rotante costituito da un cilindro rivestito internamente di materiale refrattario, di diametro di 3-6 metri, lunghezza di 55-100 metri, con un'inclinazione del 2.5-3 % mantenuto in rotazione alla velocità 2-4.5 giri/min; l'inclinazione e la rotazione permettono ai solidi di avanzare lentamente lungo il forno con tempi di residenza che vanno dai 20 minuti all'ora. [14]

Le condizioni operative ottimali all'interno del forno sono elevate temperature, cioè temperature della fiamma superiore ai 2000°C e temperature del materiale nella zona di cottura intorno ai 1450°C, oltre ad un ambiente ossidante, che permette la completa combustione del combustibile evitando la produzione di CO e la riduzione del ferro presente nella materia in trattamento; deve essere quindi garantito, nella zona di sinterizzazione, un eccesso di aria dell'ordine del 2-3%. [11]

Nella prima parte del forno, a temperature intorno ai 900°C, termina il processo di calcinazione iniziato nel calcinatore; aumentando la temperatura del materiale, ma restando ancora allo stato solido, avvengono le reazioni tra CaO e la silice per formare i cristalli di C2S e la formazione di C3A e C4AF; questi ultimi due composti hanno un ruolo fondamentale per il successivo processo di clinkerizzazione, infatti essi fondono a temperature piuttosto basse, intorno ai 1300°C, favorendo la cinetica di reazione; d'altra parte non contribuiscono particolarmente alle caratteristiche finali del prodotto. Appena gli alluminati e ferriti di calcio fondono inizia la zona di clinkerizzazione, la più calda del forno, dove si forma il composto più importante nella composizione del clinker, l'alite (C3S); essa infatti costituisce il 40-70% in peso della composizione finale del clinker e, attraverso la sua idratazione, dà il maggior apporto alla resistenza.

All'interno della fase solida i cristalli di C2S reagiscono con CaO e formano cristalli solidi di C3S; i cristalli di belite ovviamente decrescono in numero, ma aumentano in dimensione. Il processo è completo quando tutta la silice si trova nei cristalli di alite e belite e la calce libera è presente in una percentuale inferiore all'1%.

La distribuzione di temperatura all'interno del forno ha quindi un ruolo fondamentale nella produzione del clinker; i solidi devono avere una temperatura superiore a 1450°C per la formazione dell'alite che a sua volta non può scendere al di sotto dei 1200°C, altrimenti si decompone in belite. [15] [Figura 4.3]

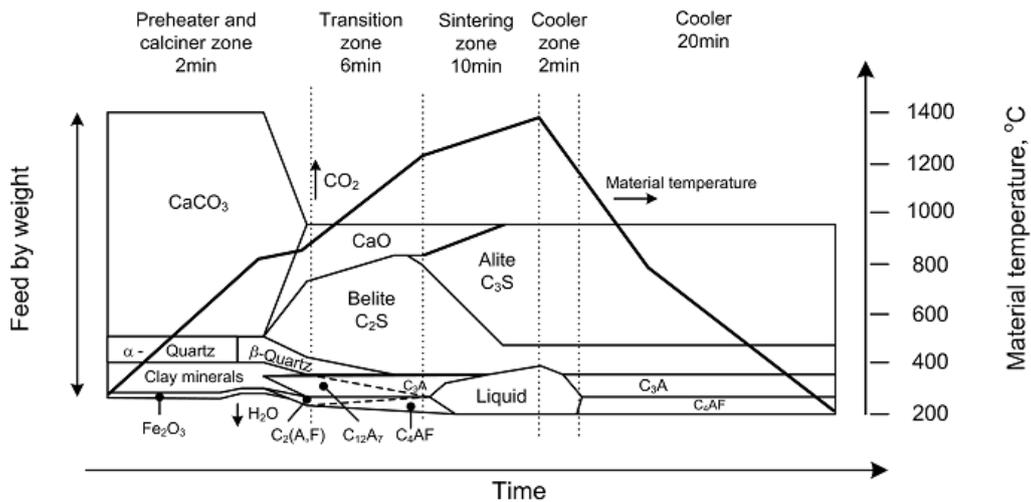


Figura 4.3- Reazioni di formazione del clinker all'interno del forno con indicazione della temperatura e tempi di residenza della fase solida – Fonte [16]

Riguardo alle condizioni che devono essere garantite nel forno se ne discuterà nel paragrafo 4.3.3 in relazione anche al processo di co-combustione di combustibili tradizionali e alternativi.

Il clinker uscente dal forno deve essere velocemente raffreddato in modo da fissare la composizione mineralogica e migliorarne la macinabilità e le caratteristiche di reattività; in particolare è critico il passaggio dalla massima temperatura a circa 1100°C, intervallo nel quale l'alite rischia di decomporsi in belite e CaO; inoltre durante il raffreddamento si solidificano i cristalli di ferrite e celite precedentemente fusi.

Il clinker viene portato fino alla temperatura di circa 100°C con aria la quale viene così preriscaldata ed inviata in parte al forno e al calcinatore come aria secondaria e terziaria per la combustione (a circa 800-900°C) [Figura 4.4]; la quota più fredda viene utilizzata se possibile per essiccare il combustibile solido in fase di macinazione od altre materie prime che necessitano di essiccazione, altrimenti viene espulsa previa depolverizzazione.; sempre più frequente viene recuperato il calore sensibile di tale aria producendo vapore destinato alla generazione di energia elettrica.

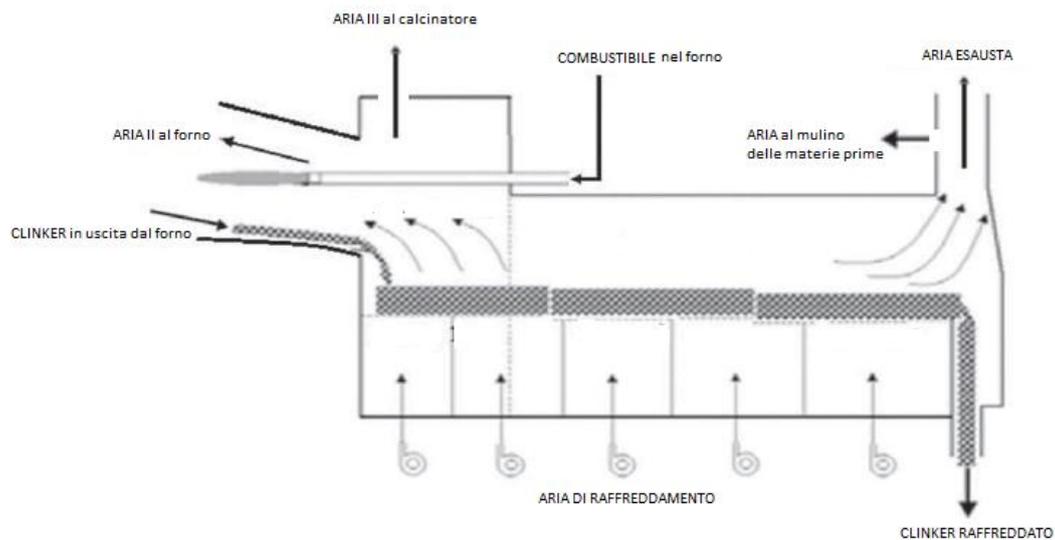


Figura 4.4 - Sistema di raffreddamento del clinker con relativi flussi di aria

Una volta raffreddato il clinker viene macinato con il gesso e altre sostanze aggiuntive quali loppa d’altoforno, ceneri volanti, pozzolana, dalle quali poi dipenderanno le caratteristiche del cemento.

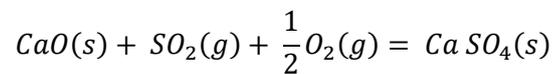
I gas combustibili dopo aver ceduto calore alle materie prime escono dalla torre di preriscaldamento a circa 300°C e generalmente vengono inviati al mulino del crudo se esso è in funzionamento (marcia indiretta); se esso non è in funzione (marcia diretta) i gas vengono raffreddati con acqua per ridurre il volume e migliorare le caratteristiche di precipitazione delle polveri; successivamente vengono inviati ai sistemi di depurazione, quali filtri elettrostatici o a tessuto, prima di essere emessi in ambiente.

Componenti volatili come cloruri, zolfo e alcali (Na, K) derivanti dalle materie prime o dai combustibili tendono a creare dei riciccoli all’interno dei componenti dell’impianto in quanto evaporano nelle zone calde del forno quindi fluiscono con i gas combustibili verso il calcinatore e condensano nelle zone più fredde creando depositi appiccicosi nella parte finale del cilindro rotante, nel calcinatore e nei condotti e cicloni della torre di preriscaldamento; in particolare i depositi nel forno, “kiln rings”, provocano condizioni operative instabili e riducono il flusso di materie prime e gas fino a casi in cui la produzione deve essere interrotta. La soluzione più generalmente applicata per prevenire questi fenomeni è quella di realizzare un bypass dei gas provenienti dal forno rotante; parte di questi gas, fino ad un massimo del 70%, viene estratta dal ciclo produttivo, diluita con aria in modo da raffreddare la corrente gassosa fino alla condensazione dei cloruri alcalini, ed

infine raffreddata con acqua per essere poi filtrata ed emessa in atmosfera; le polveri raccolte, molto ricche in sostanze alcaline, vengono allontanate dal processo. [11]

Lo zolfo eventualmente presente nelle materie quando si presenta sotto forma di solfuro, come ad esempio nella pirite (FeS_2), si ossida all'interno del preriscaldatore e viene quindi espulso come SO_2 . Invece l' SO_2 prodotto nel forno a partire dallo zolfo presente nel combustibile reagisce con le sostanze alcaline presenti a formare composti come K_2SO_4 , Na_2SO_4 e $CaSO_4$, che si troveranno quindi all'interno del clinker prodotto.

A temperature di $800-900^\circ C$ nel calcinatore, grazie al buon contatto tra gas e solidi, oltre alla calcinazione parte dell'ossido di calcio reagisce con l'anidride solforosa, formatosi all'interno del forno, e l'ossigeno a formare solfato di calcio ($CaSO_4$) secondo la seguente reazione:



Nei moderni impianti dotati di calcinatore la cattura di SO_2 , attraverso la precedente reazione, è piuttosto efficiente e le emissioni di anidride solforosa dal forno sono fortemente ridotte; la cattura dello zolfo nell'ambito del processo è favorita principalmente dalla presenza di Na e K, in quanto i relativi solfati hanno relativamente bassa tensione di vapore alle massime temperature raggiunte dal materiale in cottura, vale a dire $1450^\circ C$, e quindi sono in grado di transitare attraverso la zona di cottura e lasciare il forno insieme al clinker da cemento; per contro i solfati di calcio tendono a decomporsi e a far ricircolare lo zolfo al forno. In competizione con queste reazioni vi è quella con il Cl; questo elemento è più affine agli alcali ed in sua presenza invece gli alcali invece di formare solfati formano cloruri, composti molto volatili e quindi completamente riciclati all'interno del forno con accumulo e conseguenti incrostazioni sulle pareti del forno nelle parti più fredde; è questo il principale motivo per cui il Cl è considerato uno degli elementi di cui deve essere limitato al minimo possibile l'ingresso al forno, anche quando si utilizzano combustibili alternativi

Lo zolfo che entra nel forno con le materie prime precalciate è quindi contenuto all'interno di $CaSO_4$ oppure è legato a sostanze alcaline (Na, K); le elevate temperature portano alla fusione di tali composti che favorisce la formazione di solfati alcalini (Na_2SO_4 , K_2SO_4) più stabili del solfato di calcio che a sua volta si decompone in CaO e SO_2 secondo la reazione inversa a quella di cattura di SO_2 con calce, fino a quando elevate concentrazioni di SO_2 interrompono la reazione.

L' SO_2 che si viene a formare prosegue con i gas combusti verso il calcinatore dove avviene la cattura di zolfo precedentemente descritta; si crea quindi un ricircolo interno di anidride

solforosa tra forno e calcinatore che dipende dal rapporto zolfo/sostanze alcaline presente nel forno; elevate concentrazioni di sostanze alcaline infatti favoriscono la formazione di solfati alcalini e piuttosto che il rilascio di SO₂. [17]

4.2 INDUSTRIA DEL CEMENTO

4.2.1 Produzione del cemento in Europa

Secondo il rapporto di sostenibilità del Cembureau (European Cement Association) [18] globalmente nel 2015 sono stati prodotti 4.6 miliardi di tonnellate di cemento con un incremento del 6.3% rispetto al 2014; la divisione geografica di tale produzione è riportata nella Figura 4.5 e risulta evidente come più della metà sia rappresentata dalla Cina (51,2%) che, insieme all'India, ha avuto un notevole incremento della produzione dal 2001 ad oggi [Figura 4.6]; anche se negli ultimi anni tale sviluppo sta rallentando, portando addirittura ad una recessione nel 2015 del 3.6%, la Cina rimane comunque il maggiore produttore di cemento al mondo.

La produzione continua ad aumentare rispetto al 2014 in Sud America, Africa ed Asia che rappresentano rispettivamente il 4.7%, 4.9% e 80.2% della produzione totale.

L'Europa rappresenta il 5,5% della produzione totale di cemento, la cui maggior parte è costituita da membri del Cembureau, con un leggera ripresa rispetto al 2014 (0.9%) dopo una continua decrescita iniziata nel 2007. L'andamento dei vari Paesi europei è molto variabile; la Spagna, ad esempio, riscontra un aumento del 3.3% così come Paesi dell'Europa dell'Est, in particolare Ungheria, Romania e Repubblica Ceca; permane la recessione in Italia e Francia.

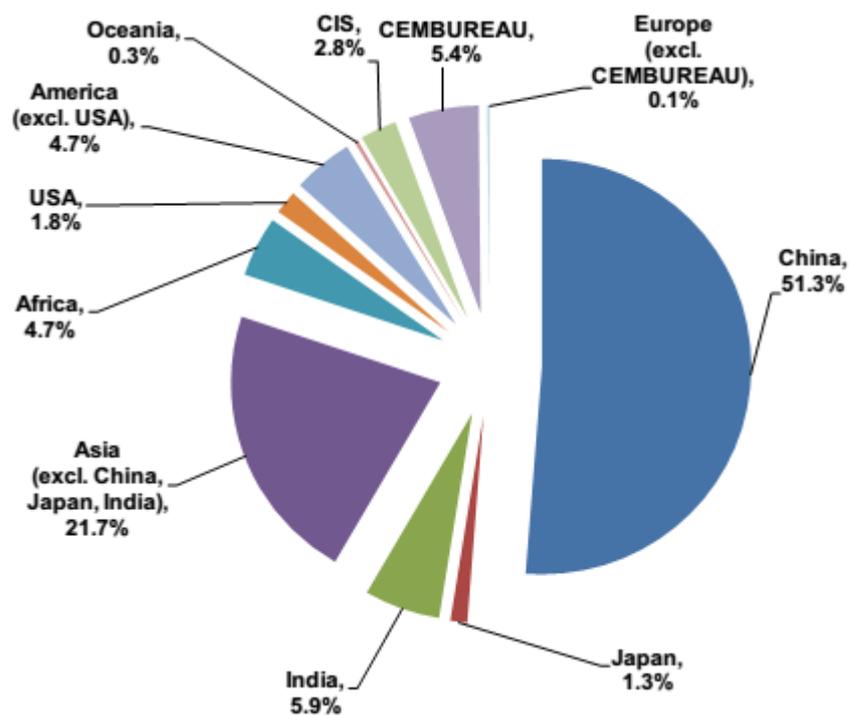


Figura 4.5 - Produzione mondiale di cemento - 2015 - suddivisione % per principali regioni e Paesi – Fonte [18]

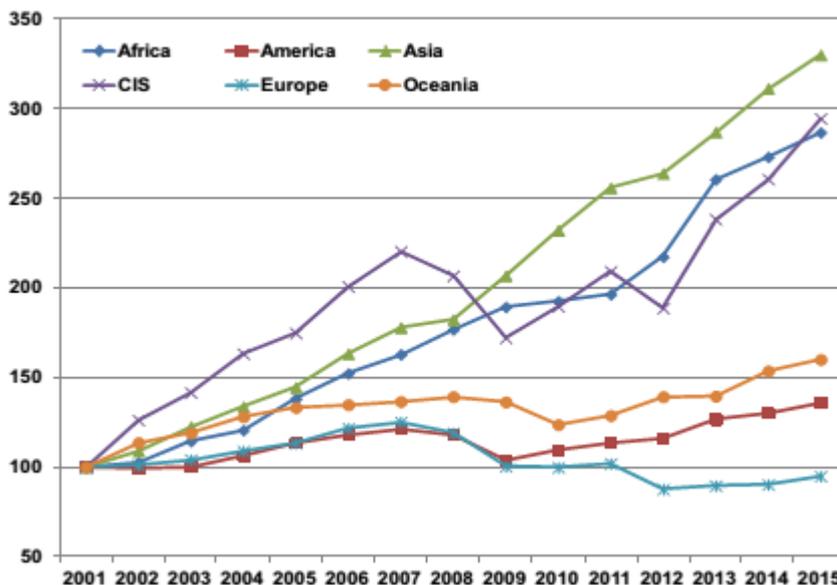


Figura 4.6 - Evoluzione mondiale della produzione di cemento 2001-2014 - La produzione dell'anno 2001 è normalizzata a 100 – Fonte [18]

L'industria del cemento è estremamente energivora, a causa delle elevate temperature che devono essere raggiunte nel processo di produzione del clinker; infatti il 30-40% dei costi totali è imputabile all'energia richiesta in tale processo. [19]

Il calore richiesto varia a seconda del tipo di processo utilizzato (via secca o umida) e della tipologia di impianto (presenza o no di preriscaldatore e calcinatore) e di conseguenza le emissioni di CO2 ad esso associate [Tabella 4.4].

Tabella 4.4 - Calore richiesto per la produzione di clinker ed emissioni di CO2 dei processi di produzione Fonte [20]

Tipo di processo	[MJ/t_clinker]	[kg_CO2/t_clinker]
A via secca con preriscaldatore e calcinatore	3590	817
A via secca con preriscaldatore, senza calcinatore	3696	835
A via secca senza preriscaldatore – forno lungo	3490	797
A via semi-umida/semi-secca	3997	849
A via umida	5187	993

Come descritto nel paragrafo 4.1 il processo a via secca prevede di macinare ed essiccare le materie prime in modo da formare una farina che viene alimentata al preriscaldatore oppure in casi più rari direttamente al forno lungo nel quale avvengono le fasi di riscaldamento, calcinazione e clinkerizzazione; il processo a via semi-secca invece consiste nell'unire alla farina cruda essiccata dell'acqua al fine di produrre dei pellets da alimentare ad un forno a griglia posto prima del forno o direttamente al forno dotato di crociere. Se l'umidità contenuta nelle materie prime aumenta si passa a processi a via semi-umida o umida; nel primo la materia cruda viene disidratata tramite delle filtro-presse producendo un pane che viene poi estruso per formare dei pellets alimentati ad un preriscaldatore a griglia o ad un essiccatore idoneo; nel secondo caso le materie prime si trovano sotto forma di melma e vengono alimentate direttamente all'essiccatore. In Europa, data la disponibilità di materie prime poco umide, il processo a via secca è più diffuso; inoltre il processo a via umida richiede più energia ed è ragionevole pensare che gli impianti che utilizzano tale processo dovranno convertirsi a quello a via secco nel caso sia necessario ingrandirli o adeguarli; in Figura 4.7 si può infatti notare come nel corso degli anni sia aumentato il ricorso a tecnologie che utilizzano processi a via secca e con l'aggiunta di preriscaldatore e precalcinatore e situazione che trova riscontro in Figura 4.8 dove viene indicato l'andamento della richiesta di calore per produrre una tonnellata di clinker in Europa che si è estremamente ridotto dal 1990 ad oggi.

Attualmente le tecnologie più diffuse, basate sul processo a via secca e dotate di preriscaldatore multistadio e calcinatore, richiedono 3300 MJ/t_clink. [14]

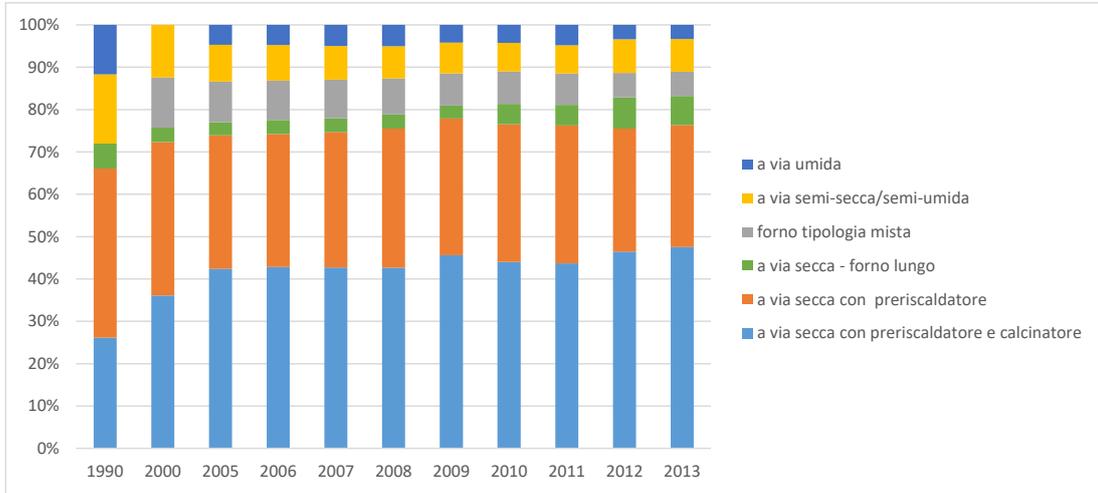


Figura 4.7 - Distribuzione delle tipologie di processi per la produzione di clinker 1990-2013 EU 28 – Fonte [20]

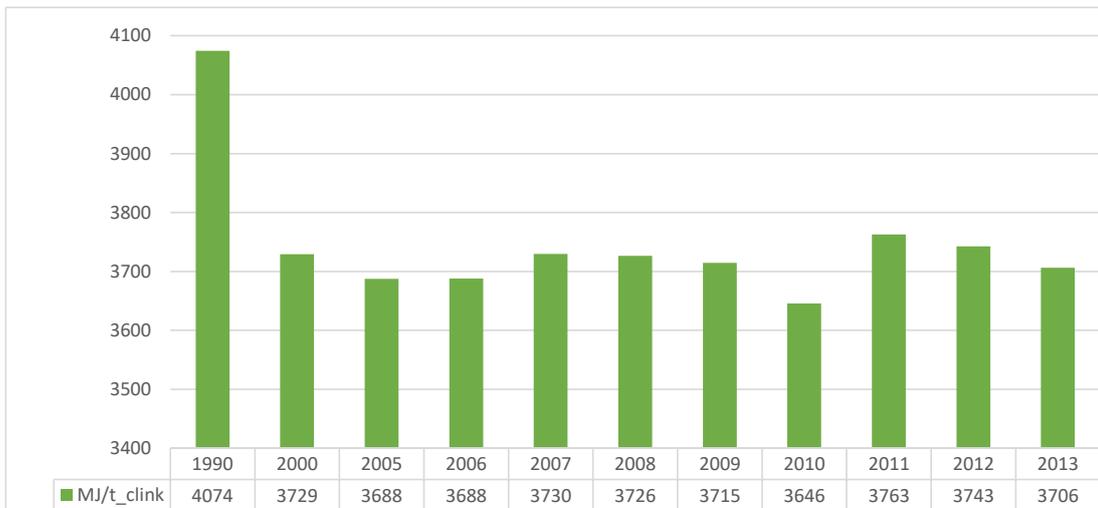


Figura 4.8 - Andamento della richiesta di calore per la produzione di clinker 1990-2013 EU 28 - Fonte [20]

4.2.2 Strategie per la riduzione delle emissioni di CO₂

Globalmente le emissioni di CO₂ dell'industria del cemento contribuiscono per il 5% alle emissioni totali prodotte dall'uomo [14]; pur essendo un'industria molto energivora la maggior parte delle emissioni di CO₂ non derivano dalla combustione dei combustibili ma dalla trasformazione delle materie prime, in particolare dalla decomposizione del carbonato di calcio in calce; tale reazione è infatti responsabile di circa 540 kg_CO₂/t_clinker che

vanno aggiunte a quelle prodotte dalla combustione dei combustibili fossili (300-350 kg_CO2/t_clinker) portando a un valore di emissioni totale compreso tra 840 e 890 kg di CO2 per tonnellata di clinker [11]; quindi la quota di CO2 emessa dalle materie prime è circa del 60%, quella dai combustibili il 40% e una quota minore deriva dai consumi elettrici.

Al fine di ridurre le emissioni di CO2 derivanti dalla produzione del cemento, soprattutto in previsione di un aumento della popolazione e quindi di produzione, bisogna ricorrere ad un insieme di scelte tecnologiche alternative: [19]

- uso di combustibili alternativi;
- uso di materie prime alternative;
- riduzione del rapporto clinker/cemento;
- efficienza energetica;
- cattura della CO2;
- riduzione rapporto cemento/calcestruzzo.

Uso di combustibili alternativi

I combustibili fossili tradizionali utilizzati nell'industria del cemento sono carbone, petcoke e gas naturale, ma si sta sempre di più diffondendo il ricorso a combustibili alternativi; l'industria del cemento, grazie alle elevate temperature raggiunte durante il processo di clinkerizzazione, è l'unica che riesce a utilizzare un mix di combustibili alternativi molto vario; infatti con temperature superiori a 1450°C e tempi di residenza superiori a 8 secondi tutti i composti organici vengono abbattuti [21]; l'utilizzo di combustibili alternativi permette di ridurre le emissioni di CO2 sostituendo combustibili fossile con materiali di scarto che dovrebbero comunque essere inceneriti o smaltiti in discarica con le corrispondenti emissioni di gas serra.

Nel 2014 la sostituzione termica di combustibili alternativi nell'industria del cemento in Europa ha raggiunto il 32%, tra cui l'8.6% è rappresentato da biomassa (scarti animali, scarti di legno, fanghi di depurazione, segatura) e il 25,6% da altri rifiuti (pneumatici, oli usati, solventi); l'obiettivo è quello di raggiungere nel 2050 una sostituzione del 60% (di cui 40% biomassa) ottenendo quindi una riduzione del 27% delle emissioni di CO2. [14]

Nella Figura 4.9 si può notare come dal 1990 ad oggi si sia ridotto l'uso di combustibili fossili che rappresentava la quasi totalità del mix energetico.

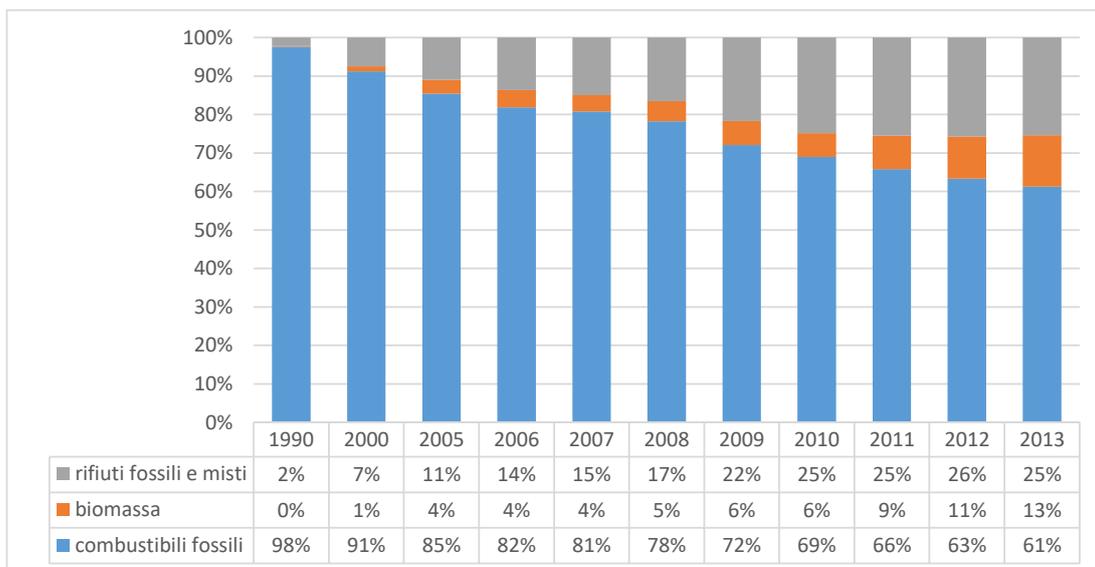


Figura 4.9 - Ripartizione del mix energetico nell'industria del cemento 1990-2013 EU 28 – Fonte [20]

Uso di materie prime alternative

Essendo la decomposizione del CaCO_3 la maggior causa della produzione di CO_2 del processo di formazione del clinker la sostituzione del calcare con sostanze contenenti calcio, inclusi rifiuti e scarti industriali, rappresenta una delle principali strategie per la riduzione delle emissioni di gas serra; gli stessi combustibili alternativi forniscono delle ceneri di combustione che contengono materie prime. Negli ultimi anni circa il 3-4% delle materie prime è stato sostituito da sostanze alternative per un totale di 14.5 milioni di tonnellate all'anno. [14]

I materiali di scarto utilizzati come alternativa alle materie prime possono essere ceneri dei forni dei cementifici, rifiuti da costruzione, stampi in ceramica, mattoni refrattari, ceneri volanti provenienti da centrali termoelettriche, sabbia di fonderia, scaglie di laminazione derivanti dalla lavorazione dell'acciaio e ferro da pneumatici usati; si possono inoltre introdurre rifiuti che contengono silice, ossido di ferro, allumina e calce. [22]

Riduzione del rapporto clinker/cemento

Nell'intera industria del cemento la produzione di clinker è quella che influisce maggiormente sulle emissioni di CO_2 ; per ridurre l'impatto ambientale di tale processo un'opzione è quella di ridurre la percentuale di clinker presente nel cemento. Esso può

essere parzialmente sostituito da sostanze come pozzolane naturali (argille, scisto e alcuni tipi di rocce sedimentarie), calcare finemente macinato (senza dover essere trasformato in calce), fumo di silice che ha proprietà pozzolaniche (scarto della produzione di silicio o leghe ferro-silicio), loppa d’altoforno e ceneri volanti derivanti dalla combustione del carbone. Attualmente la media europea del rapporto clinker/cemento è di 73.7% e può essere ridotta fino al 70% con conseguente riduzione delle emissioni di CO2 del 4%. [14]

Nella Figura 4.10 si può notare come il rapporto clinker/cemento sia diminuito dal 1990 ad oggi in Europa e nella Figura 4.11 l’andamento dei componenti minerali usati per formare il cemento.

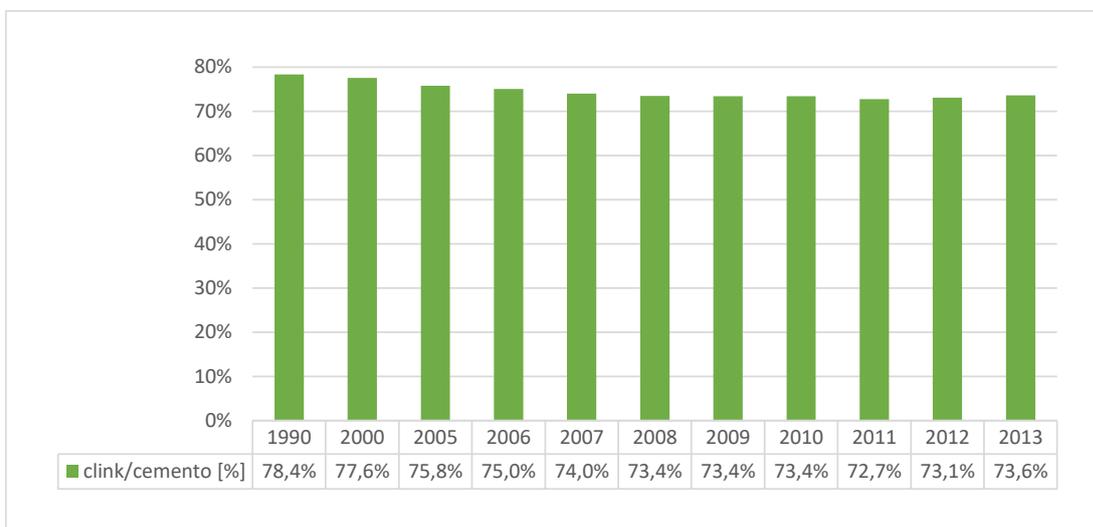


Figura 4.10 - Andamento del rapporto clinker/cemento 1990-2013 EU 28 – Fonte [20]

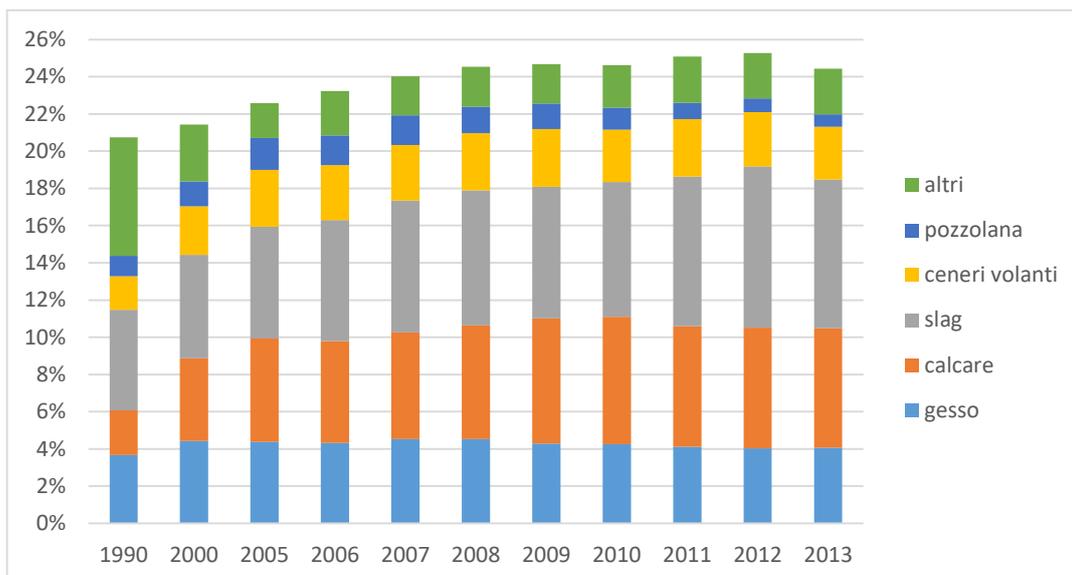


Figura 4.11 - Componenti minerali usati nella produzione di cemento Portland 1990-2013 EU 28 – Fonte [20]

Efficienza energetica

Come già anticipato il primo passo per aumentare l'efficienza energetica di un impianto è quello di dotarlo di preriscaldatore e calcinatore; forni lunghi a secco senza torre di preriscaldamento consumano il 33% in più di energia termica rispetto alle tecnologie più avanzate, per forni a umido l'aumento è dell'85%.

L'utilizzo di una torre di preriscaldamento delle materie prime può ridurre la quantità di combustibile necessaria al processo anche del 30-50%. [23]

Infatti la maggior perdita termica del sistema è l'entalpia dei gas combusti uscenti dal forno che può essere quindi ridotta aumentando il numero di stadi della torre di preriscaldamento; passare da 4 a 6 stadi provoca una riduzione del calore necessario alla produzione del clinker di circa 200 kJ/kg_clinker. [23] [Figura 4.12]

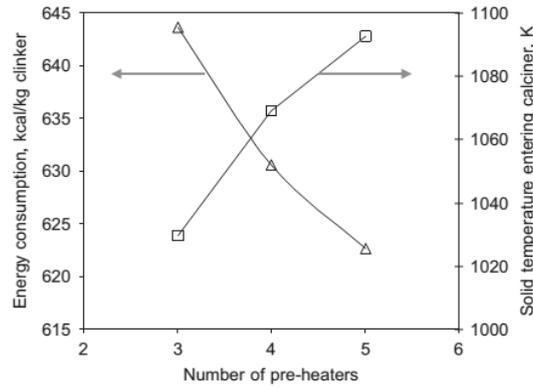


Figura 4.12 - Effetto del numero di preriscaldatori sul consumo di energia e la temperatura dei solidi in ingresso nel calcinatore – Fonte [13]

Dotando l'impianto di un calcinatore invece si può aumentare la produttività grazie al processo di precalcinazione e quindi ridurre la quantità di energia richiesta per la produzione di clinker [Figura 4.3];

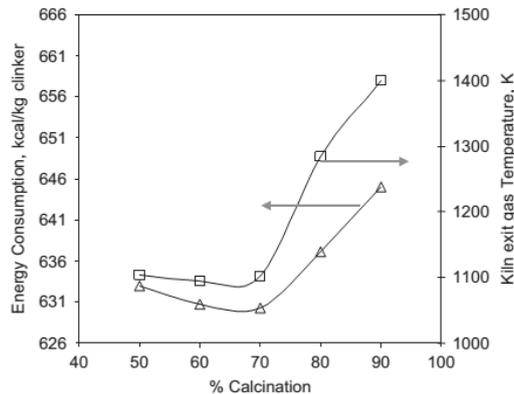


Figura 4.13 - Effetto del livello di precalcinazione sul consumo di energia e sulla temperatura dei gas all'uscita dal forno – Fonte [13]

Un'altra strategia può essere quella di recuperare il calore sensibile dell'aria esausta in uscita dal sistema di raffreddamento del clinker per produrre vapore utilizzato nella generazione di energia elettrica. [14]

Cattura della CO2

Per raggiungere una riduzione dell'80% delle emissioni di CO2 nel 2050, oltre alle strategie precedentemente citate, circa l'85% del clinker dovrebbe essere prodotto in impianti dotati di sistemi di cattura della CO2. [14]

Le tecnologie attualmente studiate sono la cattura post-combustione e l'ossi-combustione. La prima rappresenta la scelta che influenza meno il processo di produzione del clinker ed è quindi applicabile sia ad impianti nuovi che impianti già esistenti. La cattura può avvenire tramite assorbimento con solventi chimici, membrane o "calcium looping"; in quest'ultimo caso i fumi esausti ricchi di CO2 vengono posti a contatto con ossidi di calcio producendo carbonato di calcio; tale tecnologia costituisce una opzione di retrofit per gli impianti già esistenti o per nuovi impianti ad ossi-combustione e può essere utilizzata in combinazione con una centrale elettrica. L'ossi-combustione invece prevede l'alimentazione di ossigeno al posto dell'aria in modo da ottenere un flusso di pura CO2 all'uscita dal forno; tale processo però influenza le condizioni nel forno e quindi l'impianto necessita di modifiche per adattarlo a questo tipo di combustione. [14]

Calcestruzzo a basso contenuto di cemento

Analogamente per quanto avviene con il rapporto clinker/cemento si può ridurre anche il rapporto cemento/calcestruzzo; il calcestruzzo è il prodotto finale che viene utilizzato nelle costruzioni ed è costituito da cemento, acqua ed altri materiali inerti (sabbia, ghiaia, argilla espansa). Utilizzando cemento alto-performante si può ridurre la sua percentuale all'interno del calcestruzzo, anche se in questo caso il cemento dovrebbe contenere una percentuale di clinker più alta. Un limite sulla riduzione del cemento è dovuto al fatto che esso produce una microstruttura densa all'interno del calcestruzzo e garantisce l'alcalinità in modo da evitare la corrosione dei rinforzi in acciaio. [14]

4.2.3 Produzione del cemento in Italia

L'andamento della produzione di cemento in Italia è in linea con la situazione europea, come si può notare nella Figura 4.14 infatti vi è una decrescita continua dal 2007 ad oggi che però ha subito un rallentamento negli ultimi anni; nel 2015 la produzione è stata di 20.8 milioni di tonnellate con una decrescita del 2.8 % rispetto al 2014. [18]

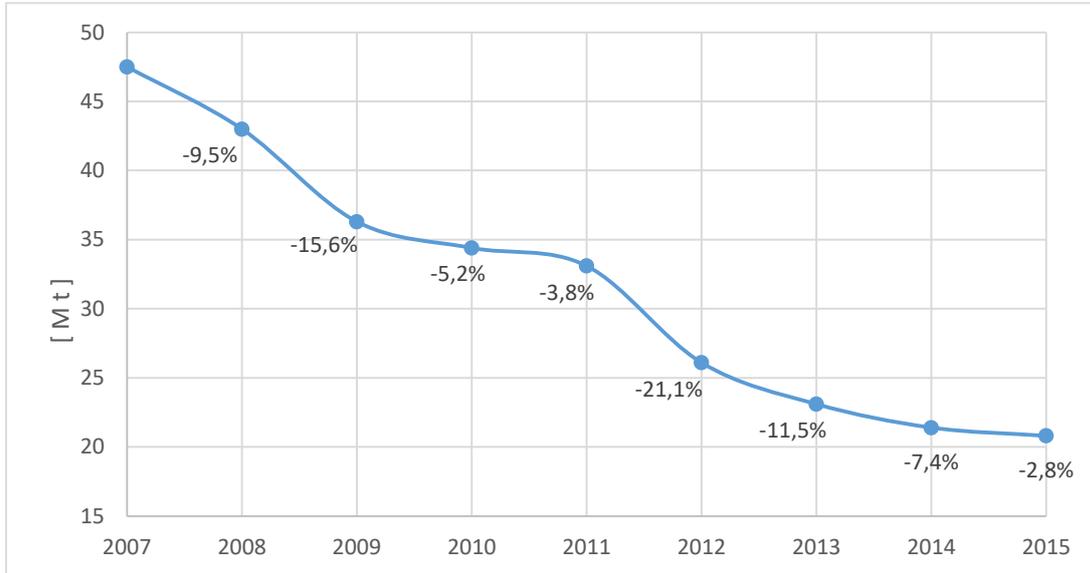


Figura 4.14 - Andamento della produzione di cemento espressa in milioni di tonnellate - 2007-2015 – Italia -

Fonte [18]

Pur essendo uno dei maggiori produttori di cemento in Europa per quanto riguarda il tasso di sostituzione termica con combustibili alternativi l'Italia si trova al di sotto della media europea e nettamente al di sotto di Paesi come la Germania, ad esempio, che superano il 60%. [Figura 4.15]

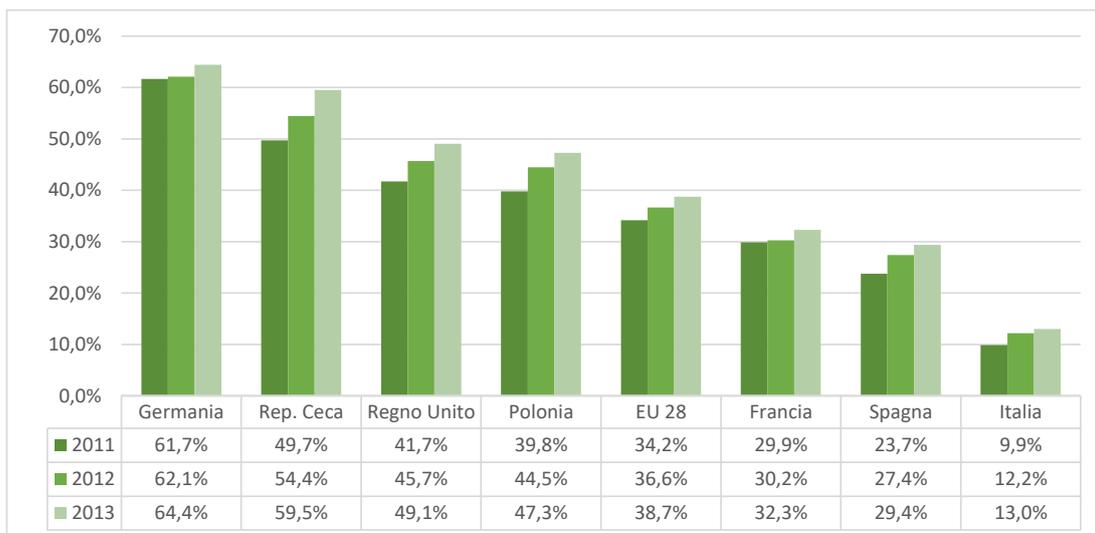


Figura 4.15 - Tasso di sostituzione termica di combustibili alternative (% rispetto alla totale energia termica richiesta per la produzione di clinker) - 2011-2013 – Italia - Fonte [20]

Nel 2015 il tasso di sostituzione termica ha raggiunto un valore del 14.9% in aumento rispetto al 2014 (13.3%). [24]

In Figura 4.16 è riportata la distribuzione percentuale del mix di combustibili alternativi utilizzato nei cementifici italiani nel triennio 2012-2013 dal quale si può notare la prevalenza di CSS (o CDR) e la riduzione nel corso degli anni dell'uso di farine e grassi animali e solventi.

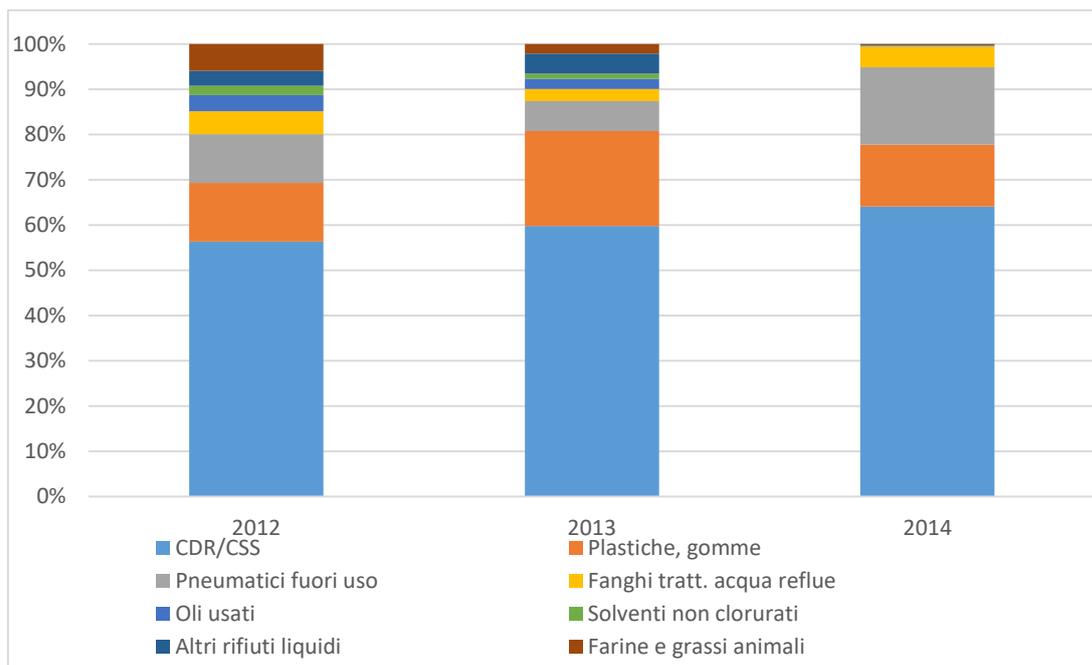


Figura 4.16 - Ripartizione percentuale dei combustibili alternativi utilizzati nell'industria del cemento – Italia – 2012 – 2013 – Fonte [10]

In Tabella 4.5 sono riportati invece le quantità di combustibili alternativi utilizzati nel 2015 e la loro ripartizione percentuale.

Tabella 4.5 - Ripartizione percentuale dei combustibili alternativi utilizzati nell'industria del cemento – Italia – 2015– Fonte [24]

	Tonnellate	Ripartizione %
Rifiuti non pericolosi		
CSS	188'845	58.2%
Plastiche/gomme/pneumatici fuori uso	103'622	31.9%
Fanghi da depurazione acqua reflue urbane	17'875	5.5%
Rifiuti pericolosi		
Oli usati/emulsioni oleose	44	0.01%
Altri rifiuti combustibili liquidi	13'149	4.1%
Altri combustibili alternativi		
Farine animali/grassi animali	961	0.3%
Totale	324'496	

Nel 2015 inoltre sono state utilizzate circa 1,6 milioni di tonnellate di materie prime alternative che rappresentano il 6.5% dei materiali totali utilizzati per la produzione del

cemento; di queste circa il 56% è costituito da rifiuti speciali non pericolosi e scarti di altri processi industriali; in particolare rifiuti dell'industria siderurgica, di processi chimici, da cave autorizzate e di refrattari, ceneri della combustione di carbone, biomasse e rifiuti e gessi chimici provenienti da processi di desolforazione dei fumi. [24]

4.3 CO-COMBUSTIONE NELL'INDUSTRIA DEL CEMENTO

4.3.1 Benefici e limiti della co-combustione

Come già anticipato nel paragrafo 4.2.2 l'utilizzo di combustibili alternativi nel processo di produzione del cemento è una delle opzioni per la riduzione delle emissioni di CO₂; oltre a ciò il processo di co-combustione dei rifiuti con combustibili fossili tradizionali è riconosciuto come una delle alternative alla discarica secondo la gerarchia dei rifiuti. [Figura 4.17]



Figura 4.17 - Co-combustione (Co-processing) nella gerarchia dei rifiuti – Fonte [19]

A seconda della loro composizione i rifiuti o i sottoprodotti di altri processi industriali hanno diverse applicabilità nel processo di produzione del cemento [19]; ad esempio materiali con un adeguato potere calorifico possono sostituire parzialmente i combustibili fossili, dopo un adeguato processo di pretrattamento; invece se contengono calcio, alluminio, silicio e ferro possono essere usati come sostituti delle materie prime oppure essere utilizzati come additivi del cemento.

In genere l'alimentazione di materie prime o combustibili alternativi nel cementificio necessita di un processo di pre-trattamento in modo da creare un flusso omogeneo di materiale che rispetti le caratteristiche chimiche e fisiche richieste dal processo.

L'utilizzo di rifiuti o materiale di scarto nei cementifici presenta molteplici vantaggi: [19]

- le elevate temperature e tempi di residenza all'interno del forno permettono la distruzione di tutte le sostanze organiche presenti nei rifiuti;
- i rifiuti rimangono a contatto con flussi di materiali basici che neutralizzano i gas acidi prodotti dalla combustione;
- i residui minerali inorganici, compresi alcuni materiali pesanti, rimangono intrappolati nella struttura del clinker; per quanto riguarda invece i metalli pesanti volatili, come mercurio, cadmio e tallio, il loro contenuto all'interno dei rifiuti deve essere controllato e limitato;
- dato che le ceneri vengono inglobate all'interno del clinker il processo non produce residui che devono essere smaltiti, eccetto per ceneri ad alto contenuto di cloro o sostanze alcaline che devono essere rimosse per evitare il danneggiamento del forno.

Un aspetto molto importante nella co-combustione è la scelta del punto di alimentazione di materie prime e combustibili alternativi che deve garantire la completa incorporazione o combustione ed evitare emissioni indesiderate; ad esempio le materie prime alternative con componenti organici volatili dovrebbero essere alimentate direttamente al forno o al calcinatore, non con le altre materie prime in testa alla torre di preriscaldamento, per evitare possibili emissioni gassose nocive. Il punto di alimentazione deve garantire che vi siano le condizioni adeguate di temperatura, tempi di residenza, corretta miscelazione ed eccesso di aria. [Figura 4.18]

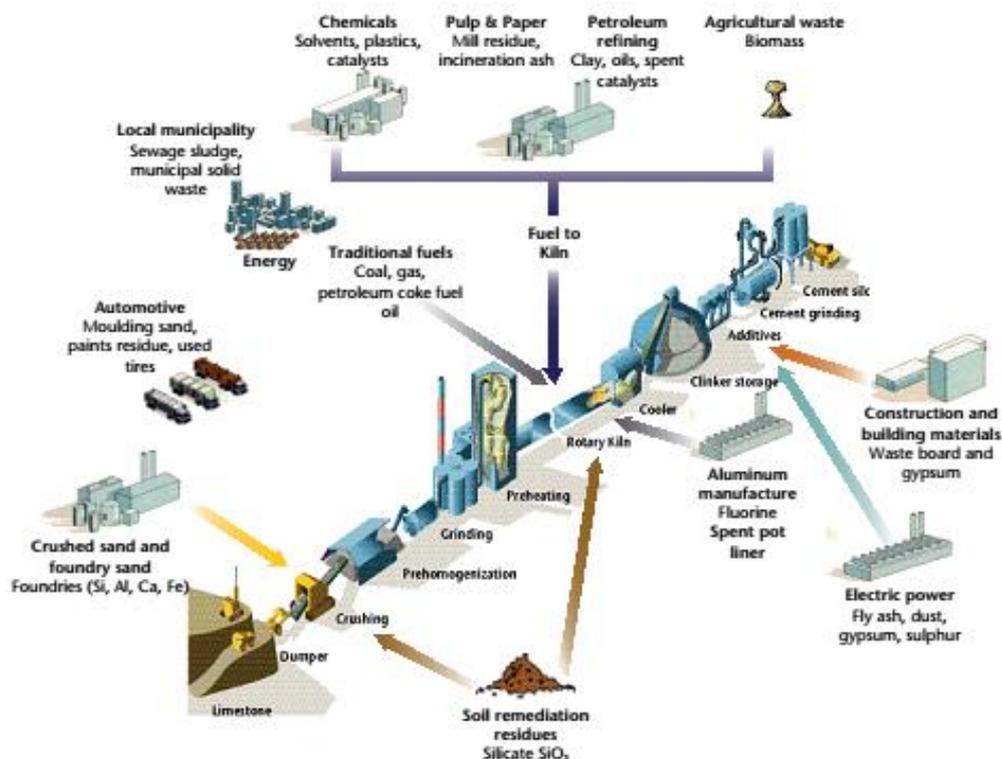


Figura 4.18 - Possibili punti di alimentazione delle materie e combustibili alternativi all'interno di un cementificio
 – Fonte [19]

La scelta dei materiali alternativi utilizzati sia come materie prime che come combustibili deve tener conto delle seguenti considerazioni: [19]

- un eccesso di alcali, zolfo e cloro può provocare incrostazioni nella torre di preriscaldamento e nel calcinatore a causa delle quali è necessario prevedere dei flussi di by pass per rimuovere tali sostanze;
- potere calorifico eccessivamente basso porta ad avere un'elevata portata massica di combustibile alternativo che può influenzare negativamente il funzionamento del forno;
- un eccesso del contenuto di acqua può ridurre l'efficienza, la produttività e aumentare il consumo di energia;
- le sostanze che costituiscono le ceneri devono essere controllate in modo che il clinker finale abbia una composizione adeguata;

- il contenuto di sostanze organiche può portare ad emissioni di diossine e furani, ma, come già detto, le elevate temperature del processo permettono di distruggere tali sostanze; per questo motivo materie e combustibili alternativi devono essere alimentati nei corretti punti e la loro alimentazione deve essere sospesa nel momento in cui incorrono condizioni operative instabili;
- il contenuto di metalli volatili deve essere controllato così come la presenza dei loro composti nei fumi.

4.3.2 Co-combustione di CSS e funzionamento del forno

I principali combustibili tradizionali utilizzati nell'industria del cemento sono carbone e petcoke di cui vengono riportate le caratteristiche principali [Tabella 4.6]; esse verranno messe a confronto con le caratteristiche medie del CSS (RDF). [Figure 4.19 e 4.20]

Petcoke e carbone risultano particolarmente simili, eccetto per un maggior contenuto di zolfo all'interno del petcoke, l'assenza di cloro nel carbone e un potere calorifico maggiore del petcoke.

Tabella 4.6 – Campo di variabilità e valori medi delle principali caratteristiche dei combustibili tradizionali (carbone e petcoke) – Fonte [25]

Proprietà		Carbone			Petcoke		
		Min	Max	Media	Min	Max	Media
Proximate analysis							
Ceneri	% m/m	6,67	18,20	13,85	0,20	5,00	1,16
Materie volatili	% m/m	10,73	41,11	27,80	9,74	16,74	13,07
Ultimate analysis							
C	% m/m	63,05	80,68	71,27	82,34	88,35	86,61
H	% m/m	2,50	4,60	3,85	2,98	4,04	3,63
N	% m/m	1,48	2,30	1,77	1,27	2,70	1,79
S	% m/m	0,21	1,21	0,48	2,76	6,63	4,89
Cl	% m/m				<0,01	0,09	0,02
PCS	MJ/kg	24,30	32,60	28,15	31,55	35,90	35,00
PCI	MJ/kg	23,50	31,65	27,35	31,35	35,10	34,25

	Proximate analysis			Ultimate analysis						Heating value
	VM ^a	FC ^b	Ash	C	H	N	S	Cl	O ^c	LHV/HHV
Wood	70-85	10-15	0,3-6	48-52	5,2-6,1	0,1-0,7	<0,1	<0,01	-42	/15,6
Cardboard	84,7	6,9	8,4	48,6	6,2	0,11	0,13	N.A.	44,96	/16,9
Recycled paper	73,6	6,2	20,2	N.A.	N.A.	N.A.	N.A.	N.A.	N.A.	/13,6
Newspaper	88,5	10,5	1,0	52,1	5,9	0,11	-0	N.A.	41,86	/19,3
Poly-Ethylen	100	-0	-0	85,7-86,1	13-14,2	-0	-0	N.A.	0,9	40-46/46,5
Poly-Propylen	100	-0	-0	86,1	13,7	N.A.	N.A.	N.A.	0,2	40-46/46,4
Poly-Styrene	99,8	0,2	-0	92,7	7,9	N.A.	N.A.	N.A.	-0	39,7-46/42,1
Poly-Vinyl-chloride	94,8	4,8	0,4	41,4	5,3	-0	-0	47,7	5,83	18,8/22,8
RDF ^d	71-81	4,4-14	14,1-15,3	44,3-46,9	5,6-6,8	0,85	0,17-0,25	0,7-1,3	33-40,8	14-18,5/
TDF ^e	54	23	22,7	64,1	5,6	0,45	1,4	0,15	5,6	/26,9
MBM ^f	65-74	7,2-10,6	18,4-28,3	42,1-47,8	5,8-6,7	7,5-10,5	-0,7	0,2-0,5	15,3-20,5	16,2-19,5/
Waste Oils	100	-0	-0	86,0	12,0	-0	2,0	<0,1	-0	/40-42

Figura 4.19 - Campo di variabilità delle principali caratteristiche del CSS (RDF) – Fonte [26]

Fuel	Proximate analysis [wt% a.r.]				LHV [MJ/kg a.r.]
	Fixed carbon	Volatiles	Ash	Moisture	
RDF from industrial waste	8-12	57-80	5-15	3-20	16-21
RDF from municipal waste	2-6	39-74	5-20	10-35	12-16
Animal meat and bone meal	3-26	33-80	10-34	1-8	13-30
Dried sewage sludge	5-9	48-69	18-35	6-12	12-18
Waste wood / forest residue	12-19	64-73	0,5-9	6-21	15-28
Rice husks	9-16	60-73	10-16	8-11	14-16

Figura 4.20 - Campo di variabilità delle principali caratteristiche del CSS (RDF) - Fonte [16]

Innanzitutto il CSS presenta un contenuto di umidità e di ceneri superiori che, insieme alla composizione chimica, influisce sulla riduzione del potere calorifico; di conseguenza per garantire la stessa sostituzione termica deve essere alimentata una portata massica maggiore di combustibile alternativo. Inoltre la percentuale di componenti volatili è maggiore rispetto al carbone fisso e la dimensione delle particelle è generalmente superiore, ciò incide fortemente sul processo di combustione.

La composizione delle ceneri risulta molto importante in quanto esse vengono incorporate all'interno del clinker; ad esempio elevati contenuto di P₂O₅ possono incorporarsi nei cristalli e inibire la formazione di alite influenzando negativamente le proprietà e la reattività del cemento. Composizione tipiche delle ceneri dei combustibili derivati dai rifiuti sono riportati in Figura 4.21 e in Tabella 4.7; si nota che sono presenti materie prime utilizzate nella produzione di cemento (SiO₂, Al₂O₃ e Fe₂O₃) e sostanze che costituiscono il clinker (CaO e MgO).

Infine il CSS presenta un contenuto di cloro superiore ai combustibili tradizionali, ma una percentuale di zolfo inferiore.

	RDF-A	RDF-B
Na ₂ O	0.20	0.06
MgO	0.13	0.12
Al ₂ O ₃	0.43	0.42
SiO ₂	1.21	1.54
P ₂ O ₅	0.14	0.11
SO ₃	0.20	0.24
Cl	0.29	0.32
K ₂ O	0.27	0.44
CaO	3.36	2.72
TiO ₂	0.15	0.13
V ₂ O ₅	-	-
Cr ₂ O ₃	-	0.01
MnO	0.01	0.01
Fe ₂ O ₃	0.08	0.23

Figura 4.21 - Elementi inorganici contenuti in due tipologie di RDF (% in peso sul combustibile totale) – Fonte [27]

Tabella 4.7 - Principali costituenti delle scorie di termovalorizzazione (%in peso) – Fonte [28]

	SiO ₂	Al ₂ O ₃	Fe ₂ O ₃	CaO	MgO	K ₂ O	MnO	Na ₂ O	P ₂ O ₅
yi [%]	51,970	9,299	9,320	18,984	2,706	1,160	0,129	5,079	1,353

Come anticipato le condizioni di funzionamento del forno sono quelle più critiche nel processo di produzione del cemento in quanto esso non deve solo fornire il calore necessario alla formazione del clinker ma assicurare un profilo di temperatura che permetta la fusione dei solidi e la successiva sinterizzazione in modo da ottenere un'adeguata composizione del prodotto finale.

In Figura 4.22 si può notare l'andamento della temperatura dei gas e dei solidi all'interno dei diversi componenti che costituiscono un impianto di produzione di clinker.

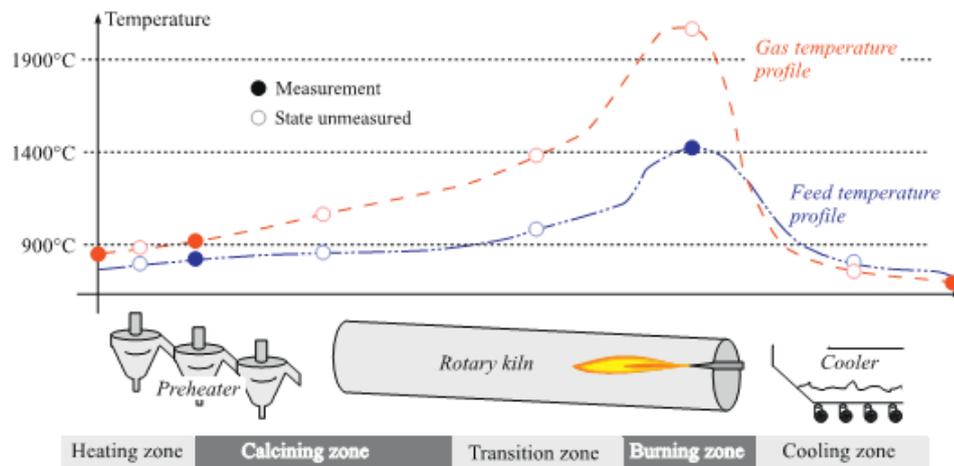


Figura 4.22 – Andamento della temperatura dei gas e dei solidi - Fonte [29]

Il bruciatore del forno deve garantire una fiamma corta, stretta e altamente radiante con una temperatura di picco superiore ai 2000°C ed una completa combustione del combustibile in modo da minimizzare le emissioni di CO. [16] [15] Tali condizioni permettono la corretta formazione di alite (C3S) e garantiscono che essa non decada a belite (C2S) all'interno del forno; con il successivo rapido raffreddamento la composizione del clinker raggiunta viene fissata. Al contrario un'inefficiente cessione di calore ai solidi può portare a un'elevata percentuale di CaO libero nel clinker e quindi una riduzione del contenuto di alite e della resistenza del cemento; una fiamma ad alta temperatura ma più lunga può provocare la crescita di cristalli solidi che renderanno il processo di macinazione del prodotto finale più difficile ed energivoro. [16]

Dato che i combustibili utilizzati all'interno del forno, sia tradizionali che alternativi, sono solidi e il processo di combustione è suddiviso in devolatilizzazione e ossidazione del carbone fisso; la prima fase, più veloce, prevede il rilascio e la combustione della componente volatile del combustibile; la seconda fase, più lenta, consiste nell'ossidazione del carbonio rimasto dopo la devolatilizzazione ed è favorita dall'elevata temperatura e dalla presenza di ossigeno nei gas, infatti avviene in seguito all'iniezione di aria secondaria; la temperatura massima è raggiunta ad una distanza dal bruciatore pari a circa 4 volte il diametro del forno che, tenendo conto delle dimensioni tipiche del forno rotante, corrisponde a circa il 30-40% della sua lunghezza. [15] [13] [Figura 4.23]

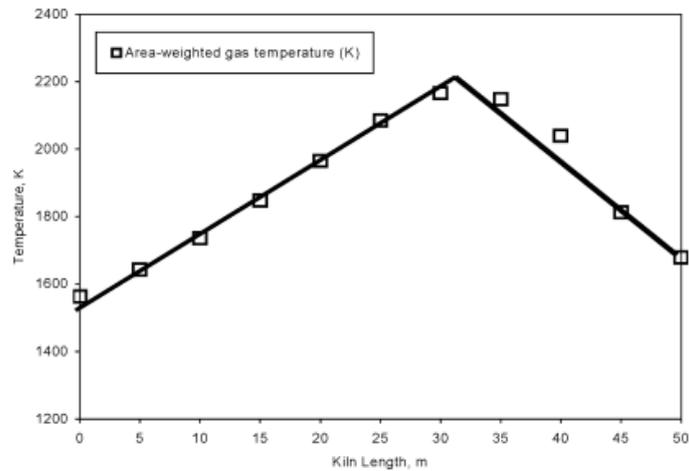


Figura 4.23 - Andamento della temperature dei all'interno del forno – L'ascissa 50 rappresenta il bruciatore –
Fonte [15]

Sulla temperatura e caratteristiche della fiamma e sulla cinetica del processo di combustione influiscono particolarmente le caratteristiche del combustibile, ad esempio:

- un elevato contenuto di ceneri, non solo influisce sulla composizione del clinker, ma porta ad avere una fiamma più lunga perché il combustibile consuma più lentamente l'ossigeno presente nell'ambiente del forno [16]; inoltre allunga il tempo di combustione del carbone fisso e riduce la temperatura dopo la devolatilizzazione; [16]
- particelle più grandi aumentano il tempo di devolatilizzazione e ossidazione del carbone fisso spostando il picco di temperatura della fiamma lontano dal bruciatore verso la sezione di ingresso delle materie prime e riducendone il valore [16]
- il contenuto di umidità influisce sulla parte iniziale del profilo di temperatura della fiamma; l'evaporazione dell'acqua infatti sottrae calore ai gas combusti ritardando il processo di combustione sia delle sostanze volatili che del carbone fisso e riducendo e ritardando il picco di temperatura;
- un elevato contenuto di sostanze volatili aumenta il tasso di devolatilizzazione e la temperatura, ma l'ossigeno presente potrebbe non essere sufficiente alla completa combustione e il processo dovrebbe continuare dopo l'iniezione dell'aria secondaria sottraendo ossigeno al processo di combustione del carbonio fisso.

Da quanto descritto combustibili tradizionali ed alternativi presentano delle caratteristiche di combustione diverse che condizionano fortemente il processo di produzione del clinker; ciò risulta maggiormente influente in caso di co-combustione, cioè la presenza di due combustibili differenti all'interno del forno può risultare piuttosto critica. In pratica si vengono a formare due zone distinte di combustione con due corrispettivi picchi di temperatura, il primo dovuto alla combustione veloce del combustibile tradizionale e il secondo dovuto a quella più lenta del combustibile alternativo. [16]

5 SIMULAZIONE CEMENTIFICIO

Per la simulazione della co-combustione di CSS nei cementifici si è partiti dal modello sviluppato presso il Dipartimento di Energia del Politecnico di Milano nell'ambito di un lavoro sulla cattura di CO₂ tramite il processo di Ca-Looping che utilizza come impianto di riferimento il cementificio di Calusco d'Adda. [1]

Si procede quindi con la descrizione del codice di calcolo utilizzato e del modello nei suoi componenti.

5.1 PROGRAMMA DI CALCOLO GS

Il programma GS (Gas – Steam Cycle Simulation Code) [30] è un codice di calcolo, in linguaggio Fortran, realizzato e sviluppato presso il dipartimento di Energia del Politecnico di Milano. Viene utilizzato per l'analisi termodinamica di un'ampia gamma di sistemi energetici; questa sua grande flessibilità di applicazione è dovuta alla struttura modulare. Infatti il sistema reale può essere ricostruito nel programma di calcolo attraverso l'interconnessione di differenti componenti, quindi non ci sono limiti di complessità nella configurazione eccetto quelle imposte dalla memoria del computer.

Il codice di calcolo GS è in grado di simulare 23 componenti diversi con i quali è possibile comporre sistemi fino a 70 blocchi con un massimo di 250 flussi in ingresso, ottenendo risultati in tempi accettabili.

Tutte le tipologie di componenti che possono essere utilizzate all'interno del programma sono riportate in Tabella 5.1:

Tabella 5.1 - Componenti presenti nel programma GS

Pompa	Impianto di separazione ossigeno (modello semplificato)	Molten carbonate fuel cell (MCFC)
Compressore	Saturatore	Reattore membrana H ₂
Combustore	Reattore chimico	Scambiatore di calore multi-flusso
Turbina a gas	Albero	Impianto di separazione ossigeno (modello avanzato)
Scambiatore di calore	Solid oxides fuel cell (SOFC)	Compressore/espansore di vapore
Mixer	Compressore interrefrigerato	PEM fuel cell
Splitter	Ciclo a vapore	Id membrana selettiva
Hrsc	Turbina a gas (modello 1d)	

Il codice legge il file di input in cui è definita la struttura del sistema e, una volta verificata la consistenza delle connessioni tra i componenti, procede con il calcolare in maniera sequenziale i componenti, in base all'ordine assegnato dall'utilizzatore. Per ognuno di essi risolve i bilanci di massa ed energia imponendo allo stesso tempo le relazioni che descrivono le condizioni operative.

Il calcolo è di tipo iterativo, quindi è necessario ipotizzare dei valori di primo tentativo della portata massica, temperatura, pressione e composizione chimica di ogni flusso presente nel sistema. Tali valori devono essere scelti con molta attenzione in quanto, se molto lontani dalla soluzione, possono causare la divergenza del calcolo. Le iterazioni procedono finché non si raggiunge una convergenza stabile delle condizioni termodinamiche e delle caratteristiche dei moduli, successivamente il programma svolge un'analisi di irreversibilità, attraverso il calcolo delle perdite di exergia e del lavoro reversibile, calcola i risultati globali e li riporta nell'output.

Il programma essendo stato estesamente utilizzato, viene ritenuto affidabile ed accurato, anche se presenta alcuni limiti di cui bisogna tener conto:

- il codice funziona in modo tale che il calcolo viene effettuato in condizioni di “on-design”, ovvero tutti i componenti funzionano nelle stesse condizioni per cui sono stati progettati;
- i gas non vengono considerati come gas reali ma ideali eccetto per il vapor d’acqua;
- il codice prevede che tutte le reazioni raggiungano l’equilibrio chimico ma non include le cinetiche chimiche e di trasporto.

5.1.1 Componenti presenti nel modello del cementificio

Le tipologie di componente impiegate nel modello di calcolo sono:

- mixer (in questo componente possono avvenire o meno reazioni chimiche);
- splitter;
- scambiatore di calore
- compressore/ventilatore

Il mixer [Figura 5.1] simula il miscelamento di più flussi separati, fino ad un massimo di 7, in un unico flusso in uscita la cui composizione può essere calcolata con due diverse metodologie:

- miscelamento adiabatico dei flussi in ingresso senza la presenza di reazioni chimiche;
- presenza di reazione chimica all’interno dell’elemento in condizioni di adiabaticità che porta il fluido in uscita ad una condizione di equilibrio termodinamico. In tal caso è necessario specificare nel file di input le specie chimiche che si vogliono considerare nel calcolo dell’equilibrio chimico.

Per introdurre l’effetto della cinetica chimica delle reazioni si utilizza un parametro A_R , definito come l’avanzamento della reazione; in base al valore assunto da tale parametro la composizione del flusso uscente si potrà discostare o meno dalla composizione all’equilibrio.

La temperatura necessaria per raggiungere tale composizione viene calcolata attraverso il bilancio entalpico ($T_{h,ex}$); mentre la temperatura per cui la composizione della miscela è all'equilibrio ($T_{eq,h}$) viene calcolata attraverso il parametro A_R nel seguente modo:

$$T_{eq,h} = T_{h,in} + A_R * (T_{h,ex} - T_{h,in})$$

Conferendo ad A_R il valore di:

- 1, la composizione all'equilibrio all'uscita è ottenuta per $T_{h,ex} = T_{eq,h}$.
- 0, non si hanno reazioni, quindi la composizione del flusso non cambia.
- $0 < A_R < 1$, la composizione all'uscita corrisponde a quella all'equilibrio per una temperatura $T_{eq,h}$ compresa tra $T_{h,in}$ e $T_{h,ex}$.

Si può inoltre specificare una caduta di pressione ed anche una perdita termica tramite il parametro ΔT_{tl} , così che il componente abbia una temperatura di ΔT_{tl} gradi inferiore rispetto ad un corrispondente miscelatore adiabatico.

Un mixer con solo un ingresso può essere utilizzato per introdurre una perdita termica o di pressione ad esempio per simulare l'effetto di un dissipatore che rilascia calore verso l'ambiente esterno oppure un filtro all'ingresso di un compressore.

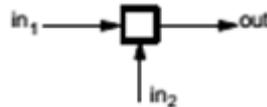


Figura 5.1 - Mixer

Lo splitter [Figura 5.2] ha il compito di dividere un flusso in ingresso in due uscenti; la composizione di tali flussi uscenti può essere la medesima di quelli di partenza, quindi vi è una semplice suddivisione della portata massica, oppure è possibile separare fasi condensate o specifiche specie chimiche tra i due flussi uscenti.

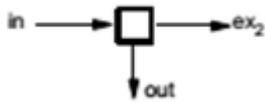


Figura 5.2 - Splitter

Lo scambiatore di calore [Figura 5.3] simula il processo di scambio termico tra due flussi; se la composizione dei flussi considerati resta costante, caso non reattivo, l'elemento si comporta come uno scambiatore controcorrente.

Il principio di conservazione dell'energia:

$$(1 - \varepsilon_{th}) * \dot{m}_h * (h_{h,in} - h_{h,ex}) = \dot{m}_c * (h_{c,ex} - h_{c,in})$$

Dove ε_{th} è il coefficiente di perdita termica definito come frazione di calore rilasciato dal lato caldo verso l'ambiente invece che verso il lato freddo; m rappresenta la portata massica; h è l'entalpia.

Le temperature $T_{h,in}$ e $T_{c,in}$ devono sempre essere note; se i flussi di massa lato caldo e freddo sono noti allora assegnando una delle seguenti condizioni è possibile risolvere il bilancio di energia e determinare così tutti i parametri di interesse:

- temperatura di uscita del fluido lato caldo;
- temperatura di uscita del fluido lato freddo;
- $\Delta T_{he} = T_{h,in} - T_{c,ex}$;
- $\Delta T_{ce} = T_{h,ex} - T_{c,in}$;
- differenza di temperatura lato caldo: $\Delta T_{hs} = T_{h,in} - T_{h,ex}$;
- differenza di temperatura lato caldo: $\Delta T_{cs} = T_{c,ex} - T_{c,in}$;
- efficienza di scambio termico: $\varepsilon_{ht} = \frac{\max(\Delta T_{hs}, \Delta T_{cs})}{T_{h,in} - T_{c,in}}$;
- minima differenza di temperatura: $\Delta T_{end} = \min(\Delta T_{he}, \Delta T_{ce})$;
- temperatura media logaritmica.

Se invece una delle portate massiche è ignota, le altre possono essere determinate dal bilancio di energia, ma in questo caso dovranno essere note le temperature all'uscita dello scambiatore o comunque derivabile da altri parametri.

È possibile inoltre simulare lo scambio termico di un flusso che può variare la sua composizione raggiungendo le condizioni di equilibrio termodinamico. Come per il caso del miscelatore, anche per questo componente viene utilizzato un parametro ($A_{R,hot}$ e $A_{R,cold}$) che simula il livello di conversione raggiunto dalla specie che controlla l'avanzamento della reazione nei rispettivi flussi.

La frazione molare finale della specie controllante è funzione della frazione molare iniziale, di quella all'equilibrio e del parametro A_R :

$$x_{fin} = x_{in} + A_R * (x_{eq} - x_{in})$$

La frazione molare di tutte le altre specie chimiche viene determinato in accordo all'equilibrio chimico della reazione.

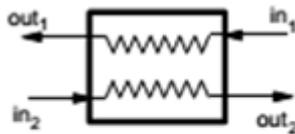


Figura 5.3 - Scambiatore di calore

Il compressore [Figura 5.4] nel modello viene utilizzato come un semplice ventilatore ad uno stadio con rendimento politropico del 75%.

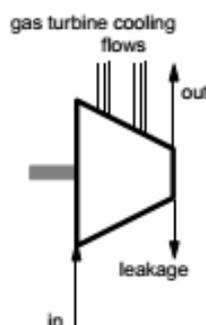


Figura 5.4 - Compressore

5.1.2 Calcolo delle proprietà termodinamiche in GS

Per il calcolo delle proprietà termodinamiche delle varie specie prese in considerazione il programma GS utilizza due sottoprogrammi Fortran.

Il sottoprogramma CSR contiene le equazioni necessarie al calcolo delle proprietà termodinamiche dell'acqua in qualsiasi punto del diagramma di stato ed è usato solo se il fluido è composto interamente da acqua. L'acqua è la sola specie reale e che può essere presente in due fasi distinte (liquida e vapore); le condizioni di riferimento per entalpia e entropia usate da CSR sono lo stato liquido del punto triplo dell'acqua.

Il sottoprogramma THP, invece, è utilizzato per calcolare le proprietà termodinamiche delle miscele multi-componente e multi-fase e prende in considerazione un qualsiasi numero di componenti e fasi limitato esclusivamente dalla memoria del computer; i dati riguardo alle specie chimiche vengono presi da un opportuno file di input (data file).

Il calcolo prevede le seguenti assunzioni:

- tutte le specie gassose (fase 1) sono considerate come gas ideali e quindi hanno un comportamento volumetrico che segue la legge di stato dei gas ideali $v = \frac{R T}{M_m p}$;
- le specie con altre fasi (fase 2,3,4...) hanno un comportamento volumetrico indicato dall'equazione $v = costante$, sono considerate immiscibili tra di loro ed ogni specie chimica può appartenere ad una sola fase.

Il calore specifico (c_p) è calcolato dal programma GS come funzione della sola temperatura attraverso l'utilizzo dei polinomi NASA, ovvero delle equazioni polinomiali di quarto grado funzioni della temperatura e definite per due intervalli di temperatura (300-1000 K e 1000-1500K); è prevista quindi una condizione di continuità per la temperatura di 1000 K che permette di legare i due polinomi.

Le funzioni polinomiali hanno la forma come in equazione

$$c_p = \frac{R}{M_m} (a_1 + a_2 T + a_3 T^2 + a_4 T^3 + a_5 T^4)$$

Ad ogni specie gassosa e intervallo di temperatura corrispondono diverse valori dei coefficienti a_1, a_2, a_3, a_4, a_5 .

Integrando l'equazione in modo opportuno è possibile calcolare entalpia ed entropia come funzione della temperatura secondo le equazioni:

$$h = \frac{R}{M_m} (a_1 T + a_2 \frac{T^2}{2} + a_3 \frac{T^3}{3} + a_4 \frac{T^4}{4} + a_5 \frac{T^5}{5} + a_6)$$

$$s = \frac{R}{M_m} (a_1 \ln(T) + a_2 T + a_3 \frac{T^2}{2} + a_4 \frac{T^3}{3} + a_5 \frac{T^4}{4} + a_7)$$

Le costanti di integrazione a_6 e a_7 sono calcolate utilizzando le seguenti condizioni di riferimento:

- entalpia di formazione h_f a $T=25^\circ\text{C}$ e $p=101325$ Pa ($h_f=0$ per sostanze elementari)
- entropia $s = 0$ per $T=0$ K e $p=101325$ Pa

Il calcolo delle proprietà termodinamiche è esteso alle miscele gassose considerandole come miscele ideali; una volta calcolati i coefficienti dei polinomi NASA per la miscela, secondo l'equazione, esse vengono trattate come se fossero sostanze pure.

$$a_{1,mix} = \sum_{k=1}^n a_{i,k} x_k$$

dove n è il numero di componenti della miscela e x_k è la frazione molare del componente k-esimo.

Se nella miscela è presente acqua essa viene considerata dal sottoprogramma CSR come liquido ideale e non come liquido reale.

Le specie gassose impiegate nelle simulazioni sono già tutte presenti nel database di GS, quindi le loro proprietà termodinamiche sono state calcolate tramite i metodi di calcolo esposti precedentemente, ritenuti adeguati in quanto utilizzati con risultati positivi in precedenti lavori.

Per quanto riguarda le specie solide invece le proprietà sono state ricercate appositamente per lo studio [1] (ad eccezione di C e S già presenti in GS); i solidi presenti nelle simulazioni sono:

- materie prime, cioè carbonati di calcio e magnesio, biossido di silicio, meta caolino, allumina e ossido ferrico;
- componenti del clinker, cioè alite, belite, celite e ferrite.

Da una ricerca e un confronto tra i dati trovati in letteratura sono stati ricavati i polinomi per il calcolo del calore specifico e i rispettivi coefficienti da implementare in GS; le proprietà termodinamiche sono state poi validate calcolando i vari contributi entalpici del processo ideale di formazione del clinker.

Per le ceneri di combustione, invece, vengono utilizzati i polinomi presenti in GS che approssima la loro composizione molare come 67% di quarzo e 33% di allumina. [1]

5.2 MODELLO DELL'IMPIANTO DI RIFERIMENTO

L'impianto di riferimento per lo studio è il cementificio Italcementi di Calusco d'Adda che ha iniziato la propria attività produttiva nel primo dopoguerra e tra gli anni '50 - '60 è stato soggetto a diversi interventi di ammodernamento; infine nel 2004 il cementificio è stato totalmente rinnovato passando al processo di cottura via secca, diventando così uno degli impianti più performanti e sostenibili in Europa.

In Figura 5.1 è riportato lo schema d'impianto dell'attuale configurazione del cementificio di Calusco d'Adda utilizzato per la rappresentazione del modello nel programma di calcolo [1]. Le materie prime vengono prelavate dalla cava di Colle Pedrino (Palazzo, BG) e di Monte Giglio in proporzioni diverse in base alle caratteristiche presentate dal sito in cui si sta agendo; vengono trasportate attraverso un nastro sotterraneo ai depositi di calcare e marna presenti in Cava Monte Giglio, stoccati in due moderni parchi polari di 35000 tonnellate ciascuno, e raggiungono infine il cementificio di Calusco d'Adda.

La miscela cruda, ottenuta combinando le materie prime nelle proporzioni volute, viene macinata ed introdotta alla sommità della torre di preriscaldamento costituita da 5 stadi di cicloni-riser, tale componente è quello che meglio caratterizza il processo di cottura via secca. Il preriscaldatore in sospensione provvede al riscaldamento dei solidi raffreddando i gas combustivi che risalgono lungo la torre; il primo stadio è costituito da due cicloni in parallelo così da aumentare l'efficacia di separazione dei solidi prima di inviare i gas all'uscita della torre e quindi al sistema di abbattimento delle polveri; il quinto stadio ha il compito di separare la miscela decarbonata all'uscita del calcinatore, elemento che permette di raggiungere un elevato livello di precalcinazione di tutta la materia prima introdotta. I solidi precalcinati scivolano all'interno del forno rotante, bruciatore principale, caratterizzato da un diametro di 4.5 m ed una lunghezza di 67 m, all'interno del quale si completa il processo di calcinazione; proseguendo lungo il cilindro rotante, la temperatura dei solidi riprende a salire ed avvengono le reazioni di sinterizzazione degli ossidi ed il processo di formazione del clinker.

Il clinker prodotto viene inviato al sistema di raffreddamento ad aria che permette di congelare la composizione chimica del prodotto ottenuto procedendo attraverso un raffreddamento molto rapido ed efficiente. L'aria preriscaldata attraverso il clinker cooler viene in parte inviata al sistema di macinazione del combustibile ed in parte al bruciatore principale (aria secondaria) e al calcinatore (aria terziaria).

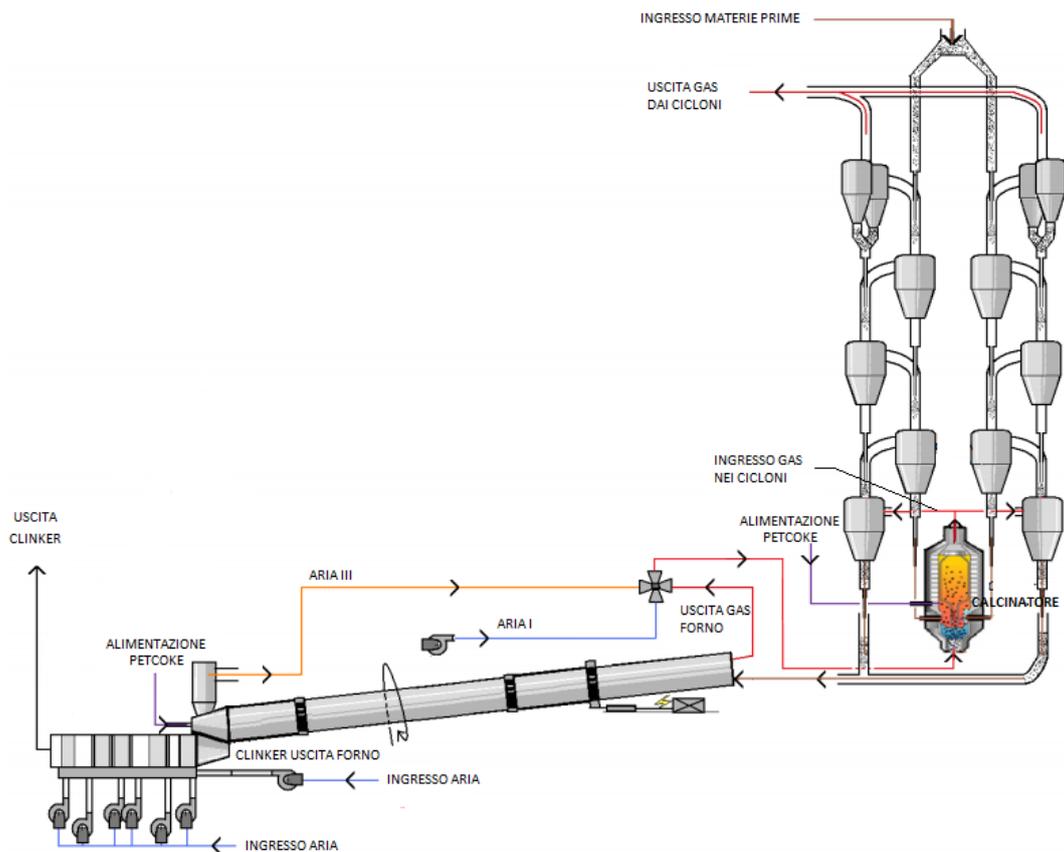


Figura 5.5 - Schema dell'impianto di Calusco d'Adda [1]

Per una descrizione più chiara dell'intero modello di calcolo [Allegato 1] esso è stato suddiviso nelle seguenti sezioni:

- torre di preriscaldamento;
- quinto stadio della torre di preriscaldamento e calcinatore;
- forno;
- sistema di raffreddamento del clinker;
- sistema di separazione polveri e miscelamento materie prime.

Per descrivere con maggior chiarezza il sistema simulato, per ciascuna sezione verranno rappresentati nelle figure i componenti reali e quelli schematizzati nel modello; i flussi hanno la stessa numerazione del modello GS. [Allegato 1]

5.2.1 Torre di preriscaldamento

La torre di preriscaldamento dell'Impianto di Calusco d'Adda è composta da 5 stadi di riser-cycloni [Figura 5.6]; gli stadi in cui avviene il vero e proprio preriscaldamento delle materie prime sono i primi quattro.

L'ingresso delle materie prime è posto nella parte superiore della torre di preriscaldamento, mentre i gas uscenti dal forno entrano nel calcinatore e risalgono quindi la torre.

I solidi separati dal ciclone posto più in alto ricadono nel condotto che collega il primo stadio con il terzo, vengono trasportati dai gas che salgono dal terzo stadio verso il secondo stadio dove poi avverrà la separazione all'interno del ciclone; analogamente il processo si ripete per gli stadi successivi.

Il preriscaldamento della miscela cruda avviene dunque nei riser dove esse vengono trasportate dal flusso dei gas risalenti la torre ed è quindi uno scambio termico in equicorrente di due flussi che si miscelano; all'uscita da ogni stadio la temperatura delle due fasi sarà la stessa.

Siccome l'efficienza di ogni ciclone non è unitaria, i gas uscenti da essi portano sempre con sé una piccola frazione di solidi che ricircolano all'interno della torre. Essendo il primo stadio composto da due cicloni in parallelo, l'efficienza di separazione dei solidi risulta maggiore, dato che l'ultimo stadio è percorso dai gas che vengono poi inviati al sistema di abbattimento polveri ed infine espulsi al camino e quindi si cerca di ridurre al minimo le materie prime trasportate dal flusso gassoso al di fuori del preriscaldatore.

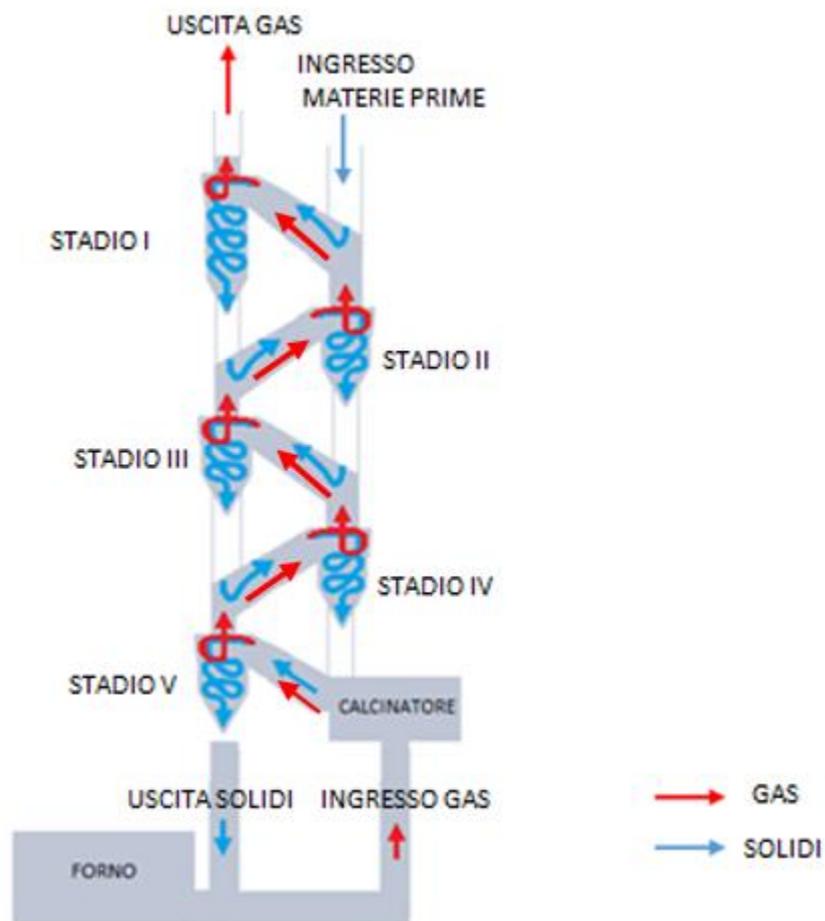


Figura 5.6 - Schematizzazione dei flussi di gas e solidi che attraversano gli stadi della torre di preriscaldamento

Si procede a descrivere come viene simulato uno stadio della torre di preriscaldamento (ad esempio lo stadio II) [Figura 5.7 e 5.8] e successivamente verranno riportate le differenze che caratterizzano i singoli stadi.

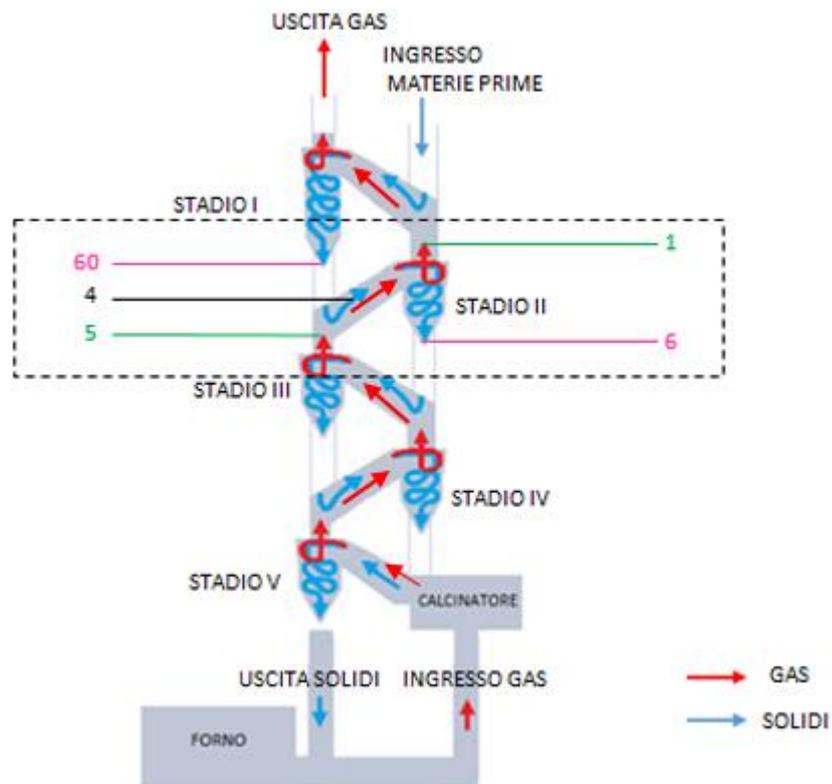


Figura 5.7 – Schema della torre di preriscaldamento con dettaglio dei flussi dello stadio II numerati come nel modello GS rappresentato in Figura 5.8

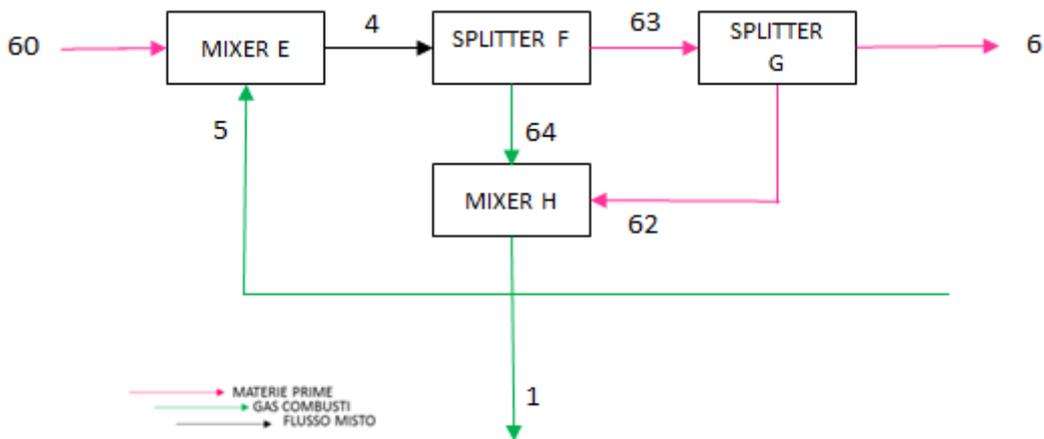


Figura 5.8 – Modello GS dello stadio II con relativi flussi

- MIXER E: mixer adiabatico e non reattivo dove entrano le materie prime provenienti dallo stadio precedente (flusso 60) e i gas combustivi provenienti dallo stadio successivo (flusso 5); la massa uscente (flusso 4) è calcolata come somma di

quelle entranti; questo mixer simula lo scambio termico tra solidi e gas i quali escono dallo stadio alla stessa temperatura;

- SPLITTER F: lo splitter separa le specie condensate (flusso 63) quindi i solidi e calcola il flusso 64, cioè i gas combustibili, come differenza tra il flusso entrante 4 e quello uscente 63;
- SPLITTER G: i flussi entranti e uscenti hanno tutti la stessa composizione, cioè quella delle materie prime; i flussi in uscita sono calcolati secondo il sistema di equazioni

$$\dot{m}_6 = \varepsilon_{sep} \dot{m}_{63}$$

$$\dot{m}_{62} = \dot{m}_{63} - \dot{m}_6$$

Questo componente serve a simulare l'efficienza di separazione gas-solidi; infatti il flusso 62 rappresenta un flusso di ricircolo di solidi che nella realtà non sono stati separati dal flusso di gas combustibili;

Quindi per ogni stadio, eccetto il primo, vale che

$$\dot{m}_{ricircolo_solidi} = \varepsilon_{sep} * \dot{m}_{solidi_in_stadio}$$

- MIXER H: mixer adiabatico, non reattivo che unisce i flussi di gas combustibili (64) e il ricircolo di solidi (62); il flusso uscente 1, calcolato come somma di quelli entranti, è il flusso di gas combustibili che entrerà nel ciclone dello stadio precedente.

Il primo stadio [Figura 5.9 e 5.10] si differenzia dagli altri in quanto, essendo composto da due cicloni in parallelo, ha un'efficienza di separazione superiore ed il ricircolo di polveri è calcolato secondo la seguente equazione:

$$\frac{\dot{m}_{59}}{\dot{m}_{44}} = 1 - \varepsilon_{sep \text{ ciclone } I}$$

Inoltre il flusso di materie prime 44 entranti nello stadio viene miscelato con acqua (flusso 85) e il flusso di gas combustibili 32 viene inviato al filtro a maniche per la depolverizzazione.

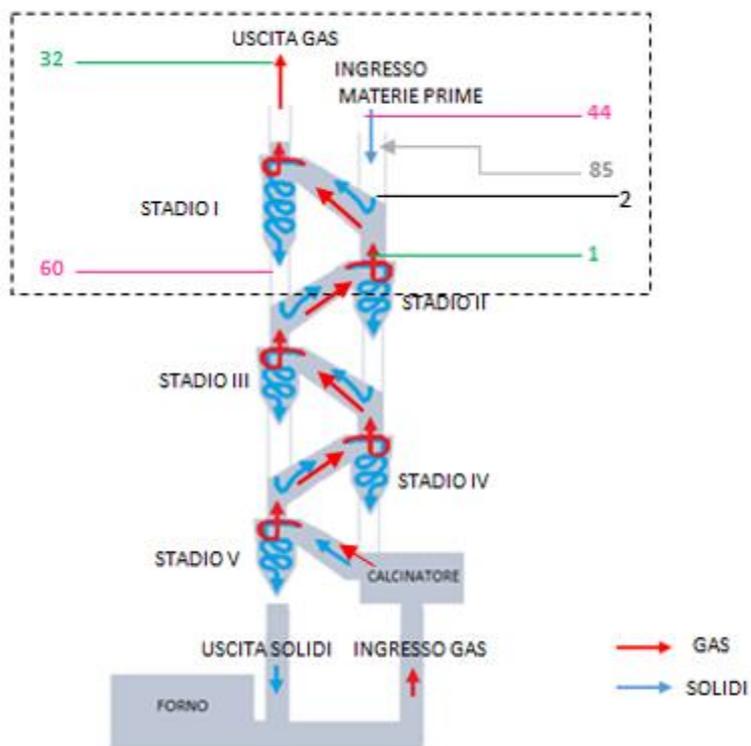


Figura 5.9 - Schema della torre di preriscaldamento con dettaglio dei flussi dello stadio I numerati come nel modello GS rappresentato in Figura 5.10

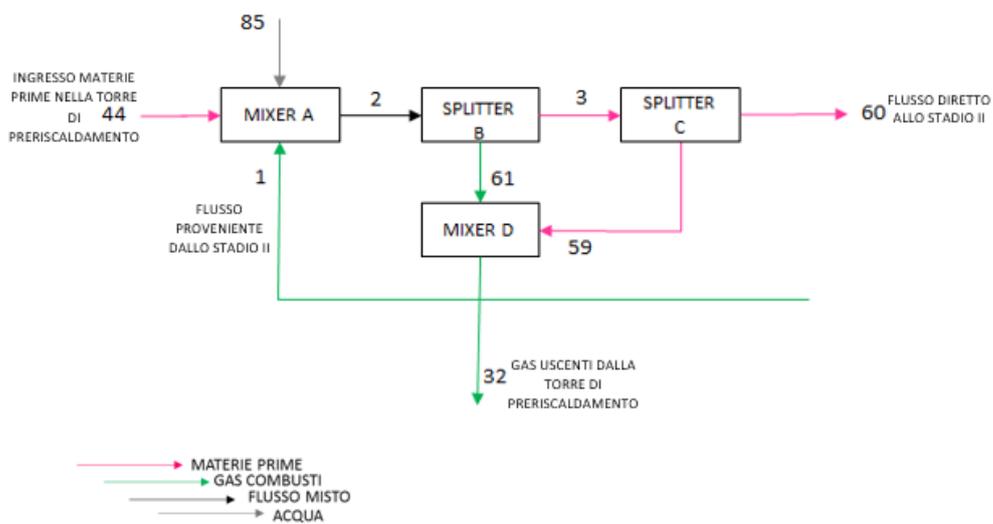


Figura 5.10 – Modello GS dello stadio I con relativi flussi

Un aspetto di cui bisogna tener conto nella torre di preriscaldamento è la formazione dell'ossido di magnesio (MgO); esso infatti si forma a partire dalla magnesite (MgCO₃) a 400-1200°C, di conseguenza la reazione inizia all'interno dei cicloni prima che avvenga la calcinazione nel precalcinatore.

Per simulare tale fenomeno tra il secondo e terzo stadio, dove le materie prime hanno raggiunto temperature superiori ai 400°C, è inserita una sezione costituita da un mixer reattivo all'equilibrio (MIXER J in Figura) all'uscita del quale tutto l'MgCO₃ è trasformato in MgO e CO₂. [Figura 5.11]

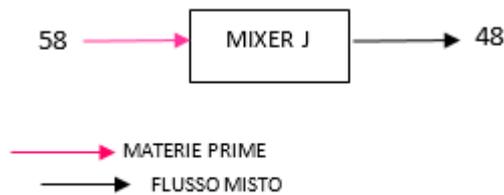


Figura 5.11 - Modello GS che simula la formazione di MgO

Infine vengono inserite le perdite termiche del preriscaldatore tramite il MIXER P, componente del 4° stadio, e proporzionali alla produzione di clinker.

5.2.2 Quinto stadio della torre di preriscaldamento e calcinatore

Le materie prime separate dal quarto ciclone, i gas uscenti dal forno, una frazione dell'aria preriscaldata nel sistema di raffreddamento del clinker (aria terziaria) e ulteriore aria fredda, entrano nel calcinatore insieme al combustibile che apporta la potenza termica necessaria a raggiungere la temperatura di circa 900°C, in modo che avvenga la reazione di calcinazione. I solidi decarbonati ed i gas escono dal calcinatore per andare verso il quinto stadio dove la separazione all'interno del ciclone permette ai gas di iniziare la loro risalita e ai solidi precalcinati di procedere verso il forno così da terminare il loro processo di cottura e giungere alla formazione di clinker. [Figura 5.12]

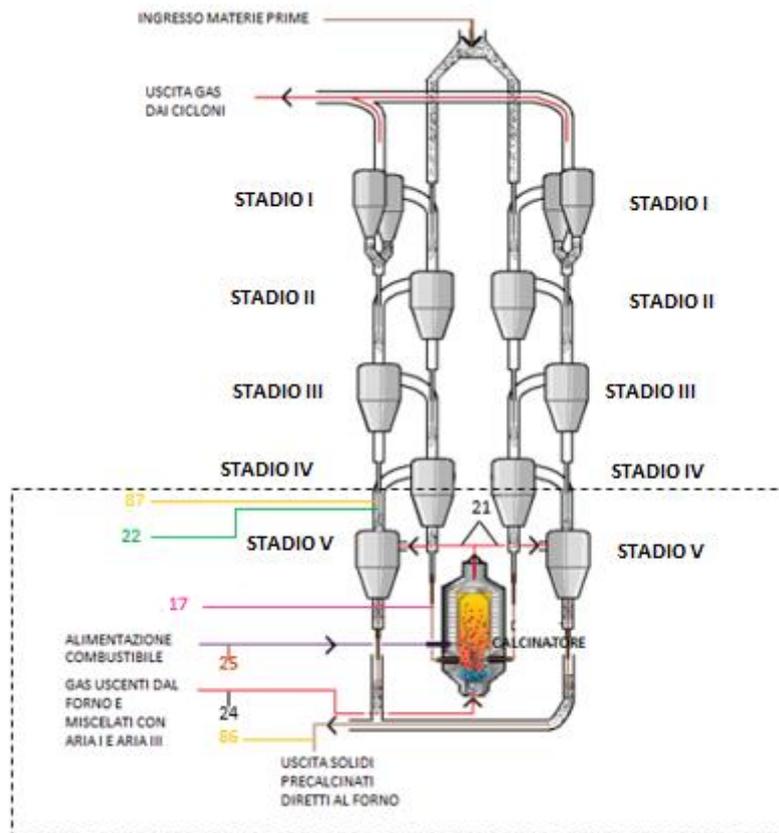


Figura 5.12 - Schema del calcinatore e del quinto stadio con relativi flussi numerati come nel modello GS in
 Figura 5.13

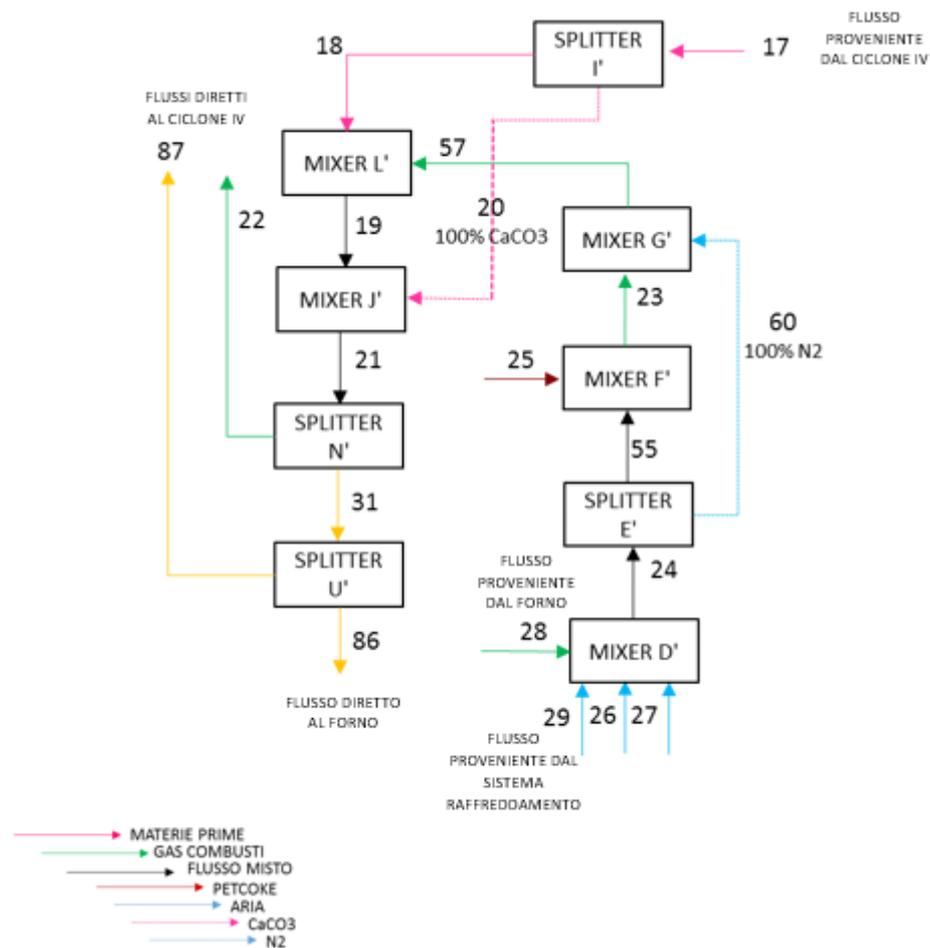


Figura 5.13 - Modello GS del calcinatore e del quinto stadio

I componenti che costituiscono il modello del calcinatore sono i seguenti: [Figura 5.13]

- SPLITTER I': separa dal flusso entrante 17, cioè le materie prime provenienti dal 4° stadio di cicloni, una percentuale di CaCO_3 (flusso 20) in modo da simulare una conversione di CaCO_3 in CaO uguale al livello di precalcinazione nel calcinatore;
- MIXER L': mixer reattivo all'equilibrio all'interno del quale entrano le materie prime e i gas combustivi provenienti dal bruciatore del precalcinazione; i flussi 18 e 57 reagiscono in modo che tutto il CaCO_3 si decomponga in CaO e CO_2 secondo la reazione di calcinazione;

- MIXER J': mixer non reattivo ed adiabatico che riunisce i flussi di precalcinato e gas combustibili (flusso 19) con il by-pass di CaCO₃ (flusso 20); il flusso 21 rappresenta la reale uscita del precalcinatore;
- SPLITTER N': splitter che separa le specie condensate (flusso 31) quindi le materie prime precalciate e calcola il flusso 22, cioè i gas combustibili, come differenza tra il flusso entrante 21 e quello uscente 31; il flusso di gas combustibili 22 prosegue verso il 4° stadio della torre di preriscaldamento;
- SPLITTER U': analogo allo SPLITTER G' del modello del 2° stadio, quindi separa una percentuale dei solidi entranti (flusso 87) che, uniti ai gas (flusso 22), ritornano al ciclone precedente per simulare il ricircolo di polveri;
- MIXER D': mixer non reattivo adiabatico che miscela l'aria primaria, quindi fredda (flusso 26), l'aria III, proveniente dal sistema di raffreddamento del clinker (flusso 29), l'aria di trasporto del combustibile (flusso 27) e i gas combustibili provenienti dal forno (flusso 28); il flusso uscente 24 viene calcolato come somma dei flussi entranti;
- SPLITTER E': splitter selettivo che separa dal flusso entrante tutto l'azoto; il flusso uscente 55 viene alimentato al bruciatore del precalcinatore;
- MIXER F': mixer reattivo all'equilibrio che simula la combustione completa tra il petcoke (flusso 25) e il flusso 55, composto da aria e gas combustibili;
- MIXER G': mixer non reattivo adiabatico che riunisce il flusso di gas combustibili 23 con l'azoto precedentemente separato (flusso 60); il flusso uscente 57, calcolato come somma di quelli entranti, viene inviato al MIXER L' per reagire con le materie prime.

5.2.3 Forno

Il forno è l'elemento più delicato e complesso da simulare dell'intero impianto e la sua modalità di funzionamento è determinante per la qualità del prodotto finale.

Nel modello di calcolo, per poter rappresentare in maniera più dettagliata tutti i fenomeni che si verificano contemporaneamente nel forno, tale sistema viene rappresentato attraverso quattro sottosezioni, ognuna delle quali simula una particolare trasformazione/reazione che avviene realmente all'interno forno:

- bruciatore;
- scambio termico gas combusti-clinker;
- formazione clinker;
- scambio termico gas combusti-precalsinato.

Nelle Figure 5.14 e 5.15 vengono riportati la sezione dell'impianto riguardante il forno con i flussi principali entranti ed uscenti ed il corrispettivo schema GS con le sezioni in cui è stato suddiviso per effettuare le simulazioni.

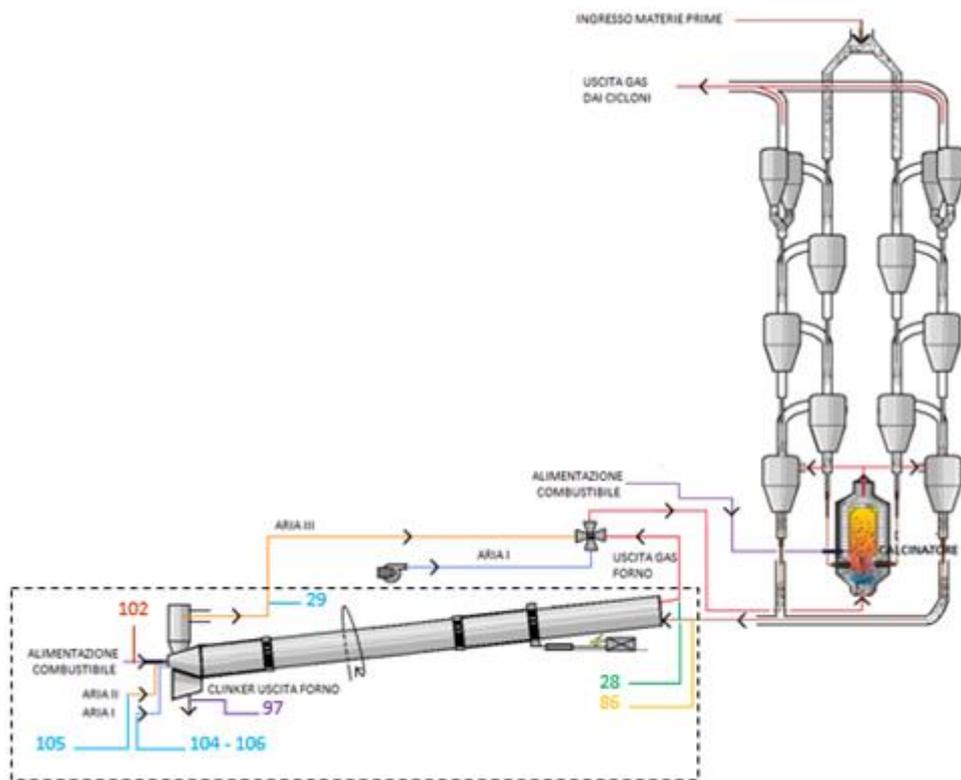


Figura 5.14 - Schema del forno rotante con relativi flussi numerati come nel modello GS in Figura 5.11

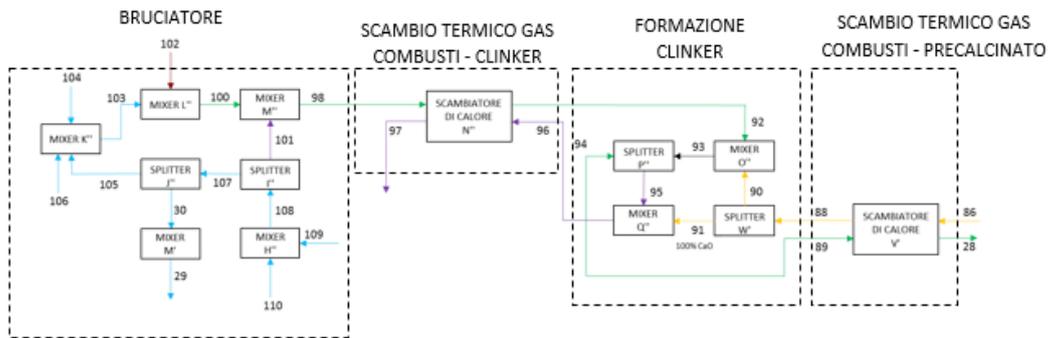


Figura 5.15 - Modello GS del forno suddiviso nelle varie sottosezioni

Il bruciatore è il componente del forno in cui avviene la reazione di combustione tra il combustibile iniettato, in questo caso petcoke, e l'aria primaria e secondaria.

Lo schema rappresentativo è costituito dai seguenti componenti: [Figura 5.16]

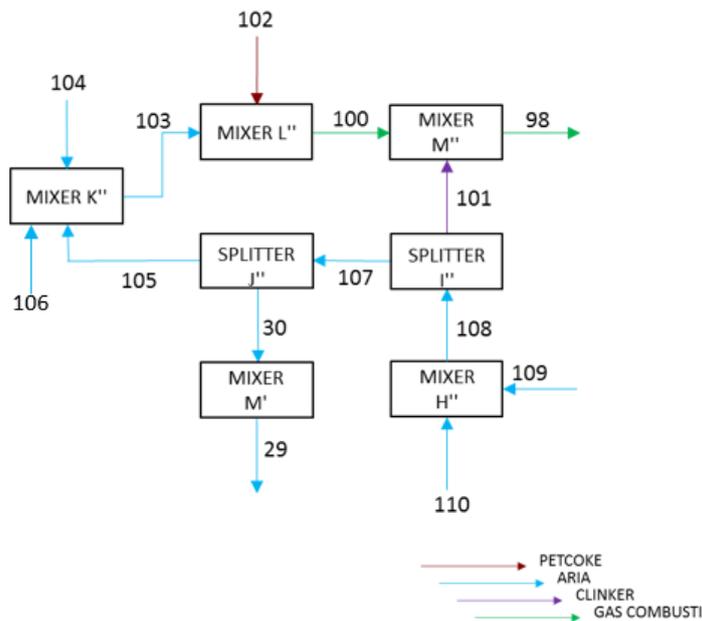


Figura 5.16 - Modello GS della sottosezione del forno "bruciatore"

- MIXER H'': mixer adiabatico, non reattivo che miscela una portata di aria fresca (flusso 109), ovvero entrante alle condizioni ambiente, la cui portata è calcolata dal codice proporzionalmente alla portata di clinker prodotto, con la portata di aria

uscende dal sistema di raffreddamento del clinker (flusso 110); il flusso uscente 108, calcolato come somma dei flussi entranti, conterrà delle polveri dovute al contatto tra clinker e aria nel sistema di raffreddamento (flusso 110);

- SPLITTER I': splitter che separa dal flusso 108 le polveri (flusso 101) e calcola il flusso 107 come differenza fra il flusso entrante e quello separato;
- SPLITTER J': splitter che divide la portata d'aria 107 in aria secondaria (flusso 105), diretta al forno, e aria terziaria (flusso 30), diretta invece al precalcinatore, entrambe necessarie per la combustione; il flusso 30 è calcolato fissando il tenore di ossigeno nei fumi uscenti dal precalcinatore (flusso 22); di conseguenza il flusso 105 è calcolato come differenza tra il flusso 107 e il flusso 30;
- MIXER M': mixer non adiabatico, in cui entra solo il flusso 30 ed esce l'aria III (flusso 29) diretta al precalcinatore ad una temperatura inferiore rispetto al flusso in ingresso; tale componente quindi simula la perdita termica della portata d'aria III.
- MIXER K': mixer non reattivo che miscela l'aria secondaria (flusso 105) con l'aria primaria (flusso 104) calcolata in modo tale che il rapporto tra le due portate sia pari ad un valore fissato e l'aria di trasporto del combustibile (flusso 106); inoltre vengono introdotte le perdite termiche che riguardano tutto il forno e definite come proporzionali alla produzione di clinker; il flusso uscente 103 viene calcolato come somma dei flussi entranti;
- MIXER L': mixer adiabatico reattivo all'equilibrio in cui entrano l'aria (flusso 103) ed il combustibile (flusso 102); tale componente simula la combustione completa ed il flusso 100 di gas combusti è calcolato come somma dei flussi entranti; la portata di petcoke in ingresso necessaria per la combustione e per avere un buon funzionamento del forno viene determinata in modo da garantire le temperature operative imposte.
- MIXER M'': mixer adiabatico non reattivo che miscela le polveri precedentemente separate dall'aria (flusso 101) con i gas combusti provenienti dal bruciatore (flusso 100); si ottiene il flusso 98 in uscita calcolato come somma dei flussi entranti.

Successivamente alla combustione, che genera la fiamma presente nel forno, avviene lo scambio termico controcorrente tra il clinker prodotto (flusso 96) ed i gas combusti (flusso 98) provenienti dal MIXER M'' descritto in precedenza.

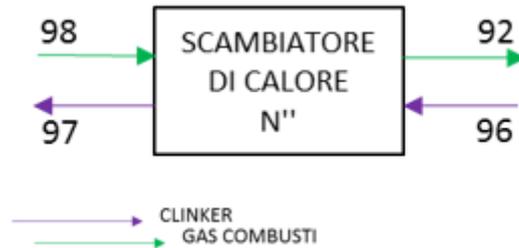


Figura 5.17 - Modello GS della sottosezione del forno "scambio termico gas combusti-clinker"

Tale fenomeno viene simulato come uno scambio termico in uno scambiatore di calore (N'') [Figura 5.17], del quale è nota l'efficienza di scambio termico, in cui vengono fissate le portate dei flussi entranti, le quali sono pari alle portate in uscita per i rispettivi flussi, ed il programma calcola la temperatura in uscita del fluido caldo (flusso 92) utilizzando un valore fissato della temperatura del fluido freddo in uscita (flusso 97).

La sotto-sezione che rappresenta il processo di formazione del clinker simula le reazioni che determinano la sua produzione a partire dalle materie prime preriscaldate e precalcinate (flusso 88). Essa è costituita dai seguenti componenti: [Figura 5.18]

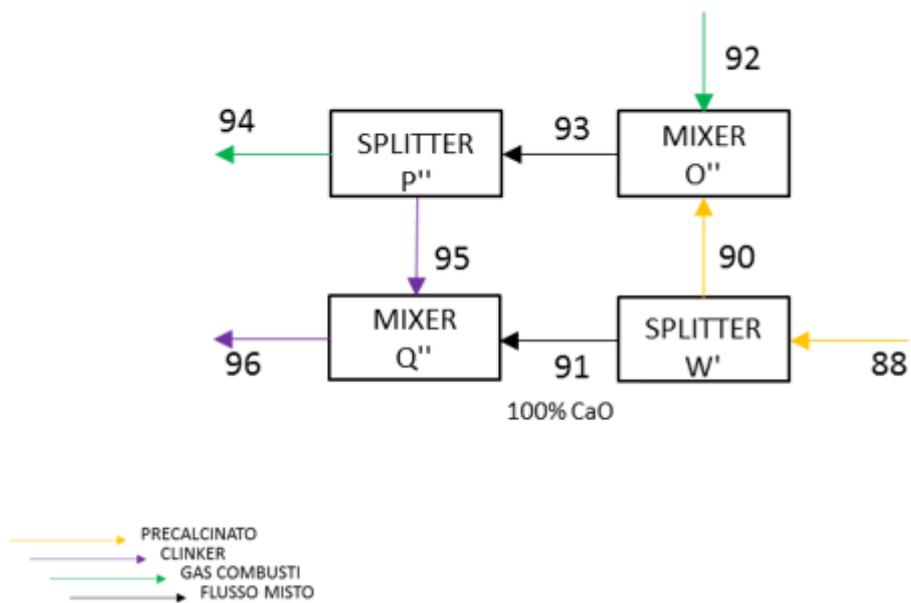


Figura 5.18 - Modello GS della sottosezione del forno "formazione del clinker"

- SPLITTER W': splitter selettivo che separa dalle materie prime precalciate e preriscaldate (flusso 88) una frazione di CaO in esse presente (flusso 91), con purezza del 100%, in modo da avere nella composizione finale del clinker una percentuale di CaO fissata;
- MIXER O'': mixer adiabatico e reattivo in cui entrano le materie prime precalciate (flusso 90) e i gas combustibili (flusso 92); tale componente simula la formazione del clinker attraverso reazioni all'equilibrio la cui specie controllante è l'alite (C3S); il flusso 93 in uscita è calcolato come somma dei flussi entranti;
- SPLITTER P'': splitter che separa dal flusso entrante 93 le specie solide, cioè il clinker (flusso 95) e calcola il flusso di gas combustibili (flusso 94) come differenza tra il flusso entrante e il flusso 95;
- MIXER Q'': mixer adiabatico, non reattivo che unisce al clinker (flusso 95) il CaO separato in precedenza (flusso 91) ottenendo un flusso 96 la cui composizione rappresenta quella finale del clinker.

L'ultima sotto-sezione riguarda lo scambio termico tra gas combustibili e precalcinato, la quale viene simulata tramite uno scambiatore di calore (V'), in cui il fluido freddo in ingresso

(flusso 86) proviene dal precalcinatore, mentre il fluido caldo entrante nel componente è rappresentato dai gas combusti (flusso 89 che coincide con il flusso 94) esausti uscenti dal sistema forno. [Figura 5.19]



Figura 5.19 - Modello GS della sottosezione del forno "scambio termico gas combusti-precaldinato"

Lo scambio termico avviene senza reazioni chimiche ed il calcolo della temperatura in uscita del precalcinato (flusso 88) viene effettuato fissando il valore della temperatura dei gas combusti in uscita (flusso 28) e le portate di entrambi i flussi che non cambiano tra ingresso ed uscita.

5.2.4 Sistema di raffreddamento del clinker

Di seguito si riporta l'intero schema del sistema di raffreddamento del clinker ad aria [Figura 5.10] che permette di raffreddare il clinker uscito dal forno (flusso 97) con aria prelevata dall'ambiente esterno (flusso 122). [Figura 5.20]

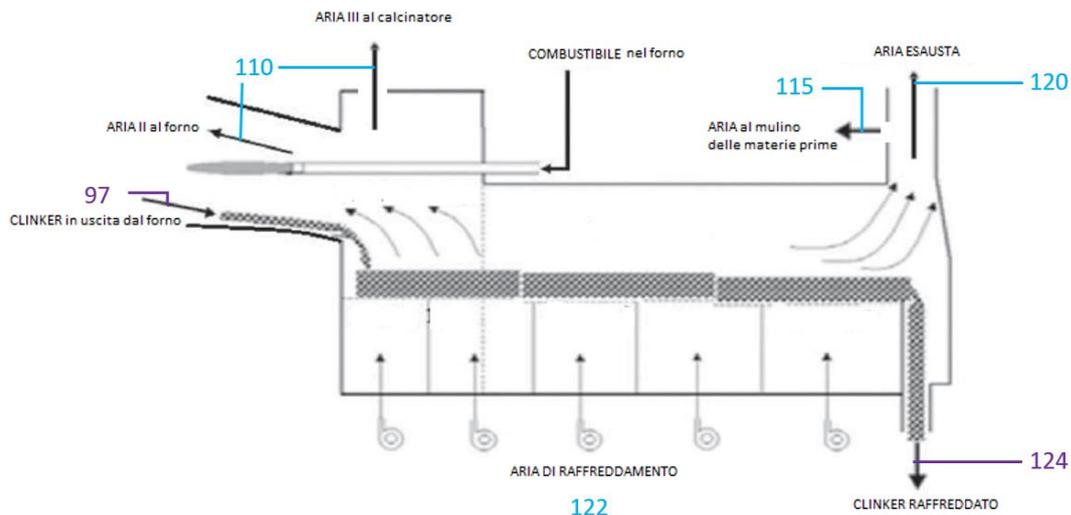


Figura 5.20 - Schema rappresentativo del sistema di raffreddamento del clinker con relativi flussi numerati come nel modello GS [Figura 5.17]

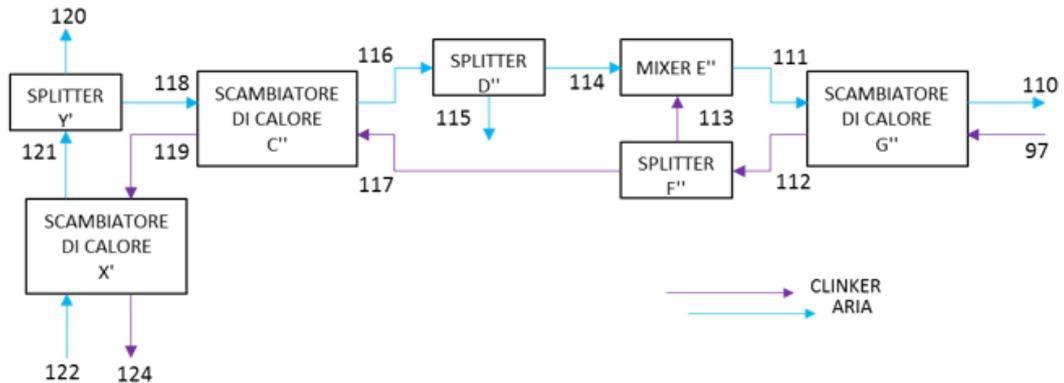


Figura 5.21 - Modello GS del sistema di raffreddamento del clinker

I componenti che costituiscono questo sistema sono: [Figura 5.21]

- SCAMBIATORE DI CALORE X': permette di raffreddare il clinker (flusso 119), richiamando un'opportuna portata di aria fresca (flusso 122), in modo da portarlo all'uscita (flusso 124) ad una temperatura fissata; per questo particolare scambiatore sono fissate le quattro temperature e si calcola la portata d'aria necessaria per ottenere il raffreddamento voluto;
- SCAMBIATORI C'' e G'': seguono la medesima procedura di calcolo, imponendo le portate massiche e la temperatura del clinker in uscita (temperature dei flussi 112 e 119 rispettivamente) e calcolando le temperature dell'aria in uscita da essi (flussi 110 e 116 rispettivamente).
- SPLITTER Y': l'aria preriscaldata in 121 non viene totalmente utilizzata per la combustione nel forno e nel precalcinatore, ma una frazione (flusso 120) viene estratta e costituisce l'aria esausta del sistema di raffreddamento;
- SPLITTER D'': separa una portata d'aria preriscaldata (flusso 115) che viene inviata al mulino delle materie prime così da poterle anche essiccare;
- MIXER E'' e SPLITTER B: simulano il trasporto delle particelle più piccole presenti nel clinker ad opera del flusso d'aria durante il raffreddamento;

5.2.5 Sistema separazione polveri e miscelamento delle materie prime

I gas combusti, prima di essere rilasciati in atmosfera vengono depurati dalle polveri presenti per mezzo di filtri; tali polveri vengono riunite al flusso di materie prime che entrano nel sistema. [Figura 5.22]

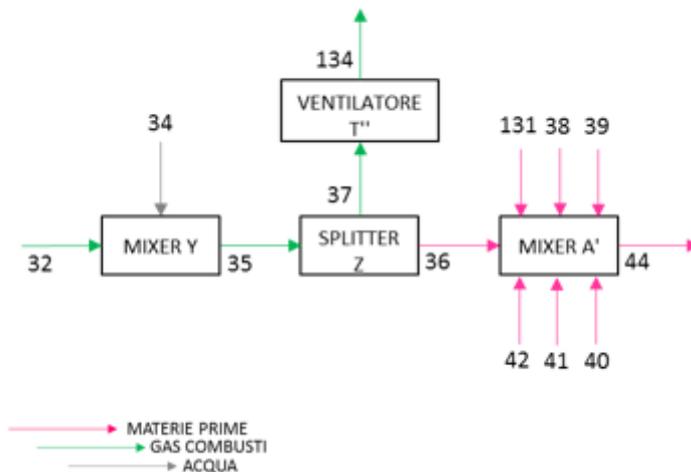


Figura 5.22 - Modello GS del sistema di depolverizzazione dei gas combusti e miscelamento delle materie prime

I fumi (flusso 32) entrano nel MIXER Y, che rappresenta il water spray, insieme ad una portata d'acqua (flusso 34) che serve per abbattere le polveri; successivamente il flusso miscelato 35 viene separato nello SPLITTER Z, che simula un filtro, in due flussi cioè il ricircolo di polveri (flusso 36) e i gas combusti (flusso 37) che vengono immessi in ambiente attraverso un ventilatore (T''). I solidi riciclati vengono reintrodotti nel sistema cicloni miscelandoli alle materie prime alimentate nel MIXER A'; il flusso 44 rappresenta le materie prime alimentate al primo stadio della torre di preriscaldamento.

6 SIMULAZIONE DELLA CO-COMBUSTIONE

In questo capitolo viene esposto il lavoro effettuato per simulare la co-combustione di petcoke e CSS all'interno di un cementificio; il modello descritto nel Capitolo 5 è stato esteso al caso di co-combustione con le dovute variazioni e assunzioni. Verranno poi esposti i risultati ottenuti con un confronto con il caso base rappresentato dall'alimentazione di solo petcoke.

6.1 CO-COMBUSTIONE PETCOKE E CSS

6.1.1 Parametri della co-combustione

Per descrivere la co-combustione di petcoke e CSS si introducono alcuni parametri che saranno successivamente utilizzati successivamente nelle simulazioni e nei confronti delle prestazioni dell'impianto.

Innanzitutto si definisce il tasso di sostituzione termica del CSS indicato con α e definito come il calore apportato dal CSS in rapporto al calore totale entrante nel sistema, sia al forno che al calcinatore, cioè:

$$\alpha_{\text{totale}} = \frac{\dot{Q}_{\text{CSS}}}{\dot{Q}_{\text{totale}}} = \frac{\dot{Q}_{\text{CSS_calc+forno}}}{\dot{Q}_{\text{CSS_calc+forno}} + \dot{Q}_{\text{petcoke_calc+forno}}}$$

Si può quindi definire lo stesso parametro per il forno e per il calcinatore, in quanto l'alimentazione del combustibile alternativo è prevista per entrambi i componenti e in percentuali diverse:

$$\alpha_{\text{calc}} = \frac{\dot{Q}_{\text{CSS_calc}}}{\dot{Q}_{\text{totale_calc}}} \quad \alpha_{\text{forno}} = \frac{\dot{Q}_{\text{CSS_forno}}}{\dot{Q}_{\text{totale_forno}}}$$

Il calore totale entrante nel sistema viene suddiviso tra forno e calcinatore in modo da rispettare i livelli di temperatura imposti; tale ripartizione viene calcolata a valle delle simulazioni ed è definita da due parametri:

$$\beta_{\text{calc}} = \frac{\dot{Q}_{\text{totale_calc}}}{\dot{Q}_{\text{totale}}} = \frac{\dot{Q}_{\text{petcoke_calc}} + \dot{Q}_{\text{CSS_calc}}}{\dot{Q}_{\text{CSS_calc+forno}} + \dot{Q}_{\text{petcoke_calc+forno}}}$$
$$\beta_{\text{forno}} = \frac{\dot{Q}_{\text{totale_forno}}}{\dot{Q}_{\text{totale}}} = \frac{\dot{Q}_{\text{petcoke_forno}} + \dot{Q}_{\text{CSS_forno}}}{\dot{Q}_{\text{CSS_calc+forno}} + \dot{Q}_{\text{petcoke_calc+forno}}}$$

Dato che nelle simulazioni dei casi in co-combustione vengono imposti i valori di sostituzione termica al calcinatore e al forno il valore dell' α_{totale} viene calcolato a posteriori, una volta note le portate massiche alimentate ai due componenti e quindi la ripartizione del calore (β_{calc} e β_{forno}) tramite la seguente formula:

$$\alpha_{\text{totale}} = \alpha_{\text{calc}} * \beta_{\text{calc}} + \alpha_{\text{forno}} * \beta_{\text{forno}}$$

L'utilizzo di un combustibile alternativo può indurre delle variazioni nel funzionamento dell'impianto che portano ad una riduzione del rendimento; in particolare, a causa del potere calorifico minore, la portata massica di combustibile da alimentare risulterà maggiore e di conseguenza i fumi di combustione e le relative perdite a camino. Si definisce quindi un'efficienza di sostituzione termica del CSS che serve a confrontare un caso di co-combustione di CSS con il caso base senza sostituzione termica. [31] Tale parametro è definito come il rapporto tra il calore fornito dal petcoke risparmiato rispetto al caso base e l'apporto di CSS, cioè:

$$\Phi = \frac{\Delta \dot{Q}_{\text{petcoke}}}{\dot{Q}_{\text{CSS}}} = \frac{\dot{Q}_{\text{petcoke_caso base}} - \dot{Q}_{\text{petcoke_caso co-combustione}}}{\dot{Q}_{\text{CSS_caso co-combustione}}}$$

Un valore di Φ inferiore al 100% significa che 1 MJ fornito da petcoke viene sostituito da più di 1 MJ fornito da CSS.

A pari calore utile necessario alla produzione di clinker si può correlare il parametro Φ al tasso di sostituzione termica di CSS, tramite la seguente formula:

$$\Phi = 1 - \frac{1}{\alpha_{\text{totale}}} * \left(1 - \frac{\eta_{\text{caso base}}}{\eta_{\text{caso co-combustione}}} \right)$$

Dove i rendimenti sono definiti come segue:

$$\eta_{\text{caso base}} = \frac{\dot{Q}_{\text{utile}}}{\dot{Q}_{\text{petcoke_caso base}}}$$

$$\eta_{\text{caso co-combustione}} = \frac{\dot{Q}_{\text{utile}}}{\dot{Q}_{\text{petcoke_caso co-combustione}} + \dot{Q}_{\text{CSS_caso co-combustione}}}$$

6.1.2 Composizione del CSS

Il CSS preso in considerazione nelle simulazioni [11] presenta le caratteristiche riportate in Tabella 6.1:

Tabella 6.1 - Ultimate analysis e PCI del CSS utilizzato nelle simulazioni

% in peso							MJ/kg
C	H	O	S	N	Ceneri	Umidità	PCI
47.10	8.40	17.54	0.14	0,64	9,50	16,68	16,167

Per quanto riguarda la composizione delle ceneri da una ricerca in letteratura è stata scelta la composizione massica indicate in Tabella 6.2.

Tabella 6.2 - Composizione massica delle ceneri del CSS utilizzato nelle simulazioni [27]

% in peso												
Al ₂ O ₃	CaO	Fe ₂ O ₃	SiO ₂	MgO	K ₂ O	MnO	P ₂ O ₅	Na ₂ O	SO ₃	Cl	TiO ₂	Cr ₂ O ₃
6,61	42,83	3,62	24,25	1,89	6,93	0,16	1,73	0,94	3,78	5,04	2,05	0,16

Il programma di calcolo GS utilizzato per le simulazioni richiede che il combustibile sia allo stato gassoso, eccetto per l'umidità che può essere allo stato liquido e il carbonio e le ceneri che sono considerati come solidi; di conseguenza è necessario generare un combustibile equivalente costituito da una miscela di idrocarburi ed altre specie chimiche il cui potere calorifico, tenore di umidità e ceneri e composizione atomica siano uguali al combustibile reale. Per fare ciò ci si avvale del programma GASPRO, realizzato presso il dipartimento di Energia del Politecnico di Milano, che richiede come input le seguenti informazioni:

- PCI o PCS del combustibile;
- frazione massica di umidità e ceneri;
- rapporti in massa tra le specie atomiche H, O, S, N etc. e C presenti in un chilogrammo di frazione ossidabile di combustibile, cioè escluse l'umidità e le ceneri;
- le specie chimiche che possono comporre il combustibile equivalente.

Per generare il combustibile equivalente di combustibili derivati dai rifiuti, cioè con un potere calorifico inferiore rispetto a quello dei combustibili fossili, è stata introdotta una specie fittizia, CH₄*, con un'entalpia di formazione inferiore al CH₄.

Come descritto nel Capitolo 4 i combustibili alternativi apportano tramite le ceneri delle specie chimiche presenti nelle materie prime (Al₂O₃, Fe₂O₃, SiO₂) e specie che costituiscono il clinker stesso (CaO e MgO) in quantità superiori rispetto ai combustibili tradizionali; di conseguenza le ceneri sono state suddivise mantenendo tali specie separate e riunendo tutte le altre che vengono considerate come ceneri inerti.

In Tabella 6.3 si riporta la composizione del combustibile equivalente del CSS e quella del petcoke, e i relativi poteri calorifici, utilizzati successivamente nelle simulazioni.

Tabella 6.3 - Composizione molare e massica dei combustibili equivalenti del petcoke e del CSS

	PETCOKE		CSS	
	fraz. molare	fraz. massica	fraz. molare	fraz. massica
	[%]	[%]	[%]	[%]
CH4 *	0	0	40.584	32.836
CO2	0	0	10.851	24.128
C3H8	0.098	0.409	0	0
H2	20.544	3.924	0	0
H2O vapore	0.228	0.389	18.325	16.680
H2S	0	0	0.086	0.149
NH3	0.493	0.796	0.904	0.778
N2	0.639	1.696	0	0
S	1.570	4.770	0	0
C solido	76.238	86.759	26.249	15.929
SiO2	0.146	0.842	0.749	2.304
Al2O3	0.043	0.415	0.122	0.628
Fe2O3	0	0	0.043	0.344
CaO	0	0	1.436	4.069
MgO	0	0	0.088	0.180
Ceneri inerti	0	0	0.562	1.975
PCI	34.051 MJ/kg		16.176 MJ/kg	

6.1.3 Confronto petcoke - CSS

Come descritto nel Capitolo 4 i combustibili fossili e quelli alternativi hanno caratteristiche piuttosto differenti che influenzano il processo di combustione, si riportano nelle Tabelle 6.4 e 6.5 le principali caratteristiche e la composizione atomica dei due combustibili utilizzati nelle simulazioni. Le principali differenze consistono nel maggior contenuto di umidità e ceneri del combustibile alternativo ed un minore potere calorifico; il petcoke d'altra parte presenta un contenuto maggiore di zolfo.

Tabella 6.4 - Principali caratteristiche di CSS e petcoke

		PETCOKE	CSS
Ceneri	% massica	1.26	9.5
Umidità	% massica	0.39	16.68
Zolfo	% massica	4.77	0.44
Cloro	% massica	1.18	0.02 [25]
PCI	MJ/kg	34.051	16.176

Tabella 6.5 - Composizione atomica di CSS e petcoke

	kmoli/kmol_comb	
	PETCOKE	CSS
C	0,77	0,78
H	0,43	1,66
O	0,00	0,22
S	0,02	0,00
N	0,02	0,01

A partire dalla composizione atomica dei due combustibile è possibile calcolare l'aria stechiometrica necessaria alla combustione; per il petcoke sono necessari $9 \text{ Nm}^3/\text{kg_petcoke}$, quantità superiore rispetto all'aria necessaria per il CSS ($5.84 \text{ Nm}^3/\text{kg_CSS}$) per la percentuale maggiore di ossigeno presente nel combustibile alternativo; se però si valuta l'aria stechiometrica a pari potenza termica apportata dai due combustibili si ottiene un valore di $0.36 \text{ Nm}^3/\text{MJ_CSS}$, quantità superiore rispetto al petcoke ($0.26 \text{ Nm}^3/\text{MJ_petcoke}$).

Per quanto riguarda i fumi di combustione il discorso è analogo, cioè i fumi stechiometrici generati dal CSS sono $6.64 \text{ Nm}^3/\text{kg_CSS}$, quindi inferiori a quelli prodotti dalla combustione del petcoke ($9.25 \text{ Nm}^3/\text{kg_petcoke}$), ma se valutati a pari potenza termica il CSS produce una maggiore portata di fumi. In Figure 6.1 e 6.2 è riportato un confronto tra i fumi umidi al variare della percentuale di ossigeno e i fumi secchi all'11% di O_2 per i due combustibili.

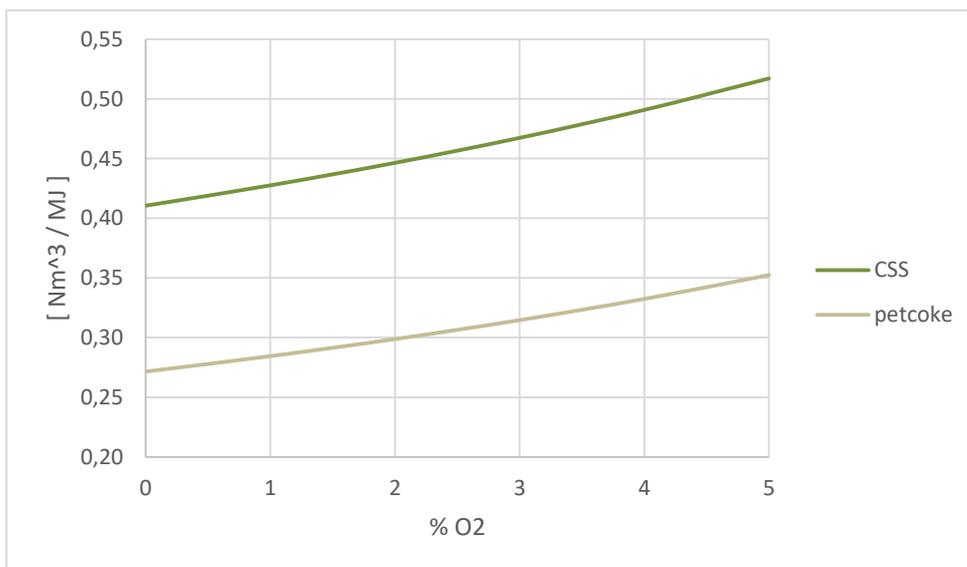


Figura 6.1 - Andamento dei fumi umidi generati dalla combustione di CSS e petcoke al variare della percentuale di ossigeno

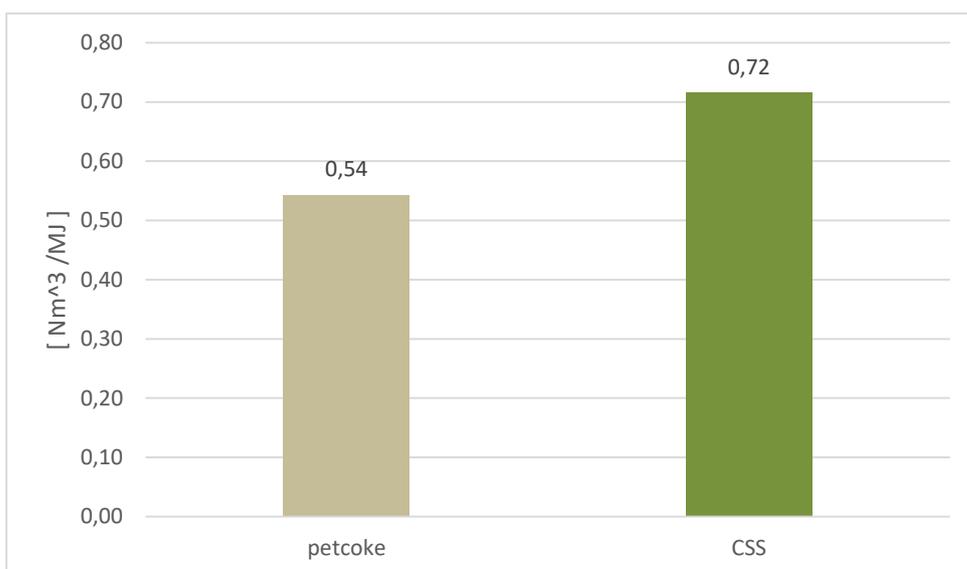


Figura 6.2 - Portata di fumi secchi all'11% di ossigeno di petcoke e CSS

6.2 MODELLO CO-COMBUSTIONE

6.2.1 Caso base – alimentazione di solo petcoke

Prima di procedere con la descrizione del modello utilizzato per la simulazione delle condizioni di co-combustione si procede a presentare il caso con alimentazione di solo

petcoke al quale d'ora in poi ci si riferirà come "caso base" e che verrà utilizzato come confronto delle prestazioni per i casi con alimentazione di CSS.

Tale caso è stato simulato con lo stesso modello presentato nel Capitolo 5 ma con diverse assunzioni riguardo i parametri operativi di funzionamento dell'impianto che vengono riportati nella Tabella 6.6 in confronto ai valori forniti da Italcementi [2] e del modello utilizzato nello studio [2].

In particolare sono stati cambiati i rapporti tra i flussi di aria primaria e secondaria/terziaria al forno e al calcinatore, è stata inserita una portata di aria dovuta alle infiltrazioni ed è stata aggiunta la distinzione tra aria primaria e aria di trasporto del combustibile, dato che quest'ultima risulta essere strettamente legata al tipo di combustibile utilizzato e quindi dovrà essere regolata in modo differente nei casi di co-combustione. Oltre a ciò è stata imposta al forno una percentuale di ossigeno inferiore rispetto a quella utilizzata nel modello dello studio [2] in quanto più conforme alle reali condizioni di funzionamento dell'impianto. [6]

Le perdite al forno, il livello di precalcinazione e l'efficienza dei cicloni sono stati mantenuti uguali al modello dello studio [2], in particolare si evidenzia la differente efficienza del primo ciclone che risulta superiore agli altri in quanto il primo stadio è costituito da una coppia di cicloni in parallelo per permettere una maggior rimozione delle polveri nei fumi in uscita dal sistema.

La temperatura di calcinazione viene imposta con la temperatura dei gas in uscita dal calcinatore in quanto solidi e gas combusti raggiungono la stessa temperatura.

Tabella 6.6 - Principali assunzioni dei parametri di funzionamento dell'impianto forniti da Italcementi, del modello originale ottimizzato e del caso base utilizzato nelle simulazioni – vengono evidenziate le assunzioni che sono state cambiate

		ITC	MODELLO [2]	BASE
Gas uscenti forno	°C	1025	1025	1025
	%O ₂	4.8	4.8	2
Gas uscenti calcinatore	°C	860	860	860
	%O ₂	1.8	1.8	1.8
Aria II/aria I forno	%	8.63 *	3.6 *	9
Aria III/aria I calcinatore	%	3.21	3.8	3.67
Aria trasporto petcoke al forno e precalcinatore	kg_aria/kg_petcoke	/	/	0.4
	°C	/	/	25
Aria inviata al mulino del crudo	kg/kgCK	0,1	0.1	0.1
	°C	603	603	603
Aria scudo termico	kg/kgCK	0,04	0.04	0.04
	°C	42	10	10
Falsa aria	kg/kgCK	/	/	0.014
	°C	/	/	25
Perdite termiche nel forno	kcal/kgCK	33	70	70
Perdite termiche nel preriscaldatore	kcal/kgCK	14	14	14
Perdite termiche nel clinker cooler	kcal/kgCK	5.6	5.6	5.6
Perdite termiche di fusione dei solidi nel forno	kcal/kgCK	/	25	25
Calcinazione nel calcinatore	%	95.5	92	92
Efficienza cicloni	%	80	85	85
Efficienza 1° ciclone	%	95	95	95

* comprensiva dell'aria di trasporto del combustibile

Per quanto riguarda l'alimentazione delle materie prime essa nel caso base è fissata in modo da ottenere in uscita la composizione desiderata del clinker; nei risultati riguardo i casi di co-combustione si riporterà l'influenza dell'alimentazione di CSS sulla composizione finale del clinker a pari materie prime in ingresso.

Si riportano in Tabella 6.7 i risultati ottenuti dalla simulazione del caso base in confronto ai dati riportati da Italcementi [2] e i risultati del modello dello studio [2].

Tabella 6.7 - Risultati ottenuti dalla simulazione del caso base in confronto ai dati riportati da Italcementi [2] e i risultati del modello dello studio [2]

		ITC	MODELLO [2]	BASE
Clinker out clinker cooler	kg/s	46.944	47.663	47.663
	°C	132	132	132
Clinker in uscita dal forno	°C	/	1560.2	1560.2
Petcoke forno	kg/kgCK	0.036	0.033	0.031
	°C	25	25	25
	kJ/kgCK	1237	1130.4	1075.4
β forno	%	40	35	33.3
Petcoke calcinatore	kg/kgCK	0.055	0.062	0.063
	°C	25	25	25
	kcal/kgCK	1874.1	2099.4	2156.1
B calcinatore	%	60	65	66.7
Petcoke totale	kg/kgCK	0.091	0.095	0.094
	kcal/kgCK	743.2	3229.8	3231.5
Materia prima in ingresso al preriscaldatore	kg/kgCK	1.586- 1.61	1.620	1.620
	°C	65	65	65
Materia prima in ingresso al calcinatore	°C	715-740	722	722.1
Materia prima in ingresso al forno	°C	860	860	860
Aria I forno	kg/kgCK	0.057	0.113	0.039
	°C	40-55	42	42

Aria II forno	kg/kgCK	0.492	0.408	0.351
	°C	980	980	980.3
Aria trasporto forno	kg/kgCK	/	/	0.013
	°C	/	/	42
Aria I calcinatore	kg/kgCK	0.151	0.155	0.176
	°C	42-55	50	50
Aria III calcinatore	kg/kgCK	0.485	0.588	0.646
	°C	980	980.2	980.3
Aria trasporto calcinatore	kg/kgCK	/	/	0.025
	°C	/	/	50

A causa della diversa percentuale di ossigeno nel forno e dei rapporti tra aria fredda e aria preriscaldata, per mantenere gli stessi livelli di temperatura del modello dello studio [2], cioè temperatura del clinker e dei gas uscenti dal forno e temperatura di calcinazione, la ripartizione di calore tra forno e calcinatore risulta essere rispettivamente del 33.3% e del 66.7%.

6.2.2 Casi di co-combustione di petcoke e CSS

L'input del modello richiede che venga definito un rapporto tra le portate massiche di petcoke e CSS per ogni tasso di sostituzione termica come segue:

$$\frac{\dot{m}_{CSS}}{\dot{m}_{petcoke}} = \frac{PCI_{petcoke}}{PCI_{CSS}} * \frac{\alpha}{1 - \alpha}$$

Si può quindi definire un tasso di sostituzione massica α_m , definito come il rapporto tra la portata di CSS alimentato rispetto alla portata totale dei due combustibili; esso si discosta da α tanto di più quanto minore è il potere calorifico del combustibile alternativo.

$$\alpha_m = \frac{\dot{m}_{CSS}}{\dot{m}_{totale}} = \frac{1}{1 + \frac{PCI_{CSS}}{PCI_{petcoke}} * \frac{1 - \alpha}{\alpha}}$$

In Tabella 6.8 si riporta per ogni tasso di sostituzione termica α i corrispondenti tassi di sostituzione massica α_m e il rapporto tra le masse di combustibili ($\frac{\dot{m}_{CSS}}{\dot{m}_{petcoke}}$).

Tabella 6.8 - Valori di sostituzione termica del CSS e relativi valori di sostituzione massica e rapporto tra le portate massiche di CSS e petcoke

α	m_CSS/m_petcoke	α_m
10%	0,23389	18,96%
20%	0,52626	34,48%
30%	0,90216	47,43%
40%	1,40335	58,39%
50%	2,10503	67,79%
60%	3,15755	75,95%
70%	4,91174	83,08%
80%	8,42013	89,38%
90%	18,94529	94,99%

In Tabella 6.9 si riportano le varie combinazioni dei tassi di sostituzione termica al forno e al calcinatore che sono stati simulati; un tasso di sostituzione termica pari a 0% indica l'alimentazione di solo petcoke (ad esempio il caso base è rappresentato dalla combinazione di $\alpha_{calc} = \alpha_{forno} = 0\%$).

E' stato posto un limite alla sostituzione termica di CSS al forno per le problematiche esposte nel Capitolo 4 riguardo l'alimentazione dei combustibili alternativi in co-combustione con i combustibili tradizionali; tale valore è stato imposto al 30% [6]; non vi sono invece limitazioni tecnologiche per quanto riguarda l'alimentazione di CSS al calcinatore alla quale quindi non è stato posto un limite, anzi è prevista anche la simulazione della condizione di funzionamento del calcinatore con solo CSS ($\alpha_{calc} = 100\%$).

Dato che i valori di sostituzione termica del CSS totali possono essere calcolati solo a valle delle simulazioni, in quanto deve essere nota la ripartizione di calore tra forno e calcinatore, nella Tabella 6.8 vengono riportati i valori degli α_{totale} provvisori calcolati utilizzando i valori di β_{calc} e β_{forno} del caso base (66.7% e 32.3%). Si è posto quindi un limite minimo anche per l' α_{totale} pari al 10% per questioni economiche; infatti ricorrere alla co-combustione di CSS per livelli di sostituzione termica così bassi non risulta economicamente vantaggioso. [11]

Tabella 6.9 - Valori provvisori di sostituzione termica totale dei casi simulati

		α FORNO			
		0%	10%	20%	30%
α CALC	0%	CASO BASE	3,33%	6,66%	9,99%
	10%	6,67%	10,00%	13,33%	16,66%
	20%	13,34%	16,67%	20,00%	23,33%
	30%	20,01%	23,34%	26,67%	30,00%
	40%	26,68%	30,01%	33,34%	36,67%
	50%	33,35%	36,68%	40,01%	43,34%
	60%	40,02%	43,35%	46,68%	50,01%
	70%	46,69%	50,02%	53,35%	56,68%
	80%	53,36%	56,69%	60,02%	63,35%
	90%	60,03%	63,36%	66,69%	70,02%
	100%	66,70%	70,03%	73,36%	76,69%

6.2.3 Assunzioni casi co-combustione di petcoke e CSS

Rispetto all'alimentazione di petcoke l'utilizzo di un combustibile alternativo come il CSS richiede più aria di trasporto per essere alimentato, in quanto a causa della pezzatura e della presenza di umidità non si lascia facilmente fluidificare; se nel caso di petcoke il rapporto tra aria di trasporto e combustibile è stato fissato al valore di 0.4 kg_aria/kg_petcoke nel caso di CSS tale valore è stato alzato a 1 kg_aria/kg_CSS [6]. Quindi il rapporto tra l'aria di trasporto e la miscela dei due combustibili alimentati al forno e al calcinatore è stata calcolata secondo la formula seguente e risulta quindi crescente all'aumentare della sostituzione termica di CSS.

$$\dot{m}_{aria_trasporto} = \left(0.4 + \frac{\dot{m}_{CSS}}{\dot{m}_{petcoke}} \right) * \dot{m}_{petcoke}$$

Per quanto riguarda l'aria primaria al forno essa è stata aumentata rispetto a quella secondaria per migliorare il miscelamento dei due combustibili; nel caso base essa costituiva il 10% della portata totale di aria primaria e secondaria ed è stata aumentata al 12%. [6]

Al forno è stata aumentata la percentuale di ossigeno nei fumi in uscita al 3% [6], ma viene mantenuto il valore dell'1.8% all'uscita dal calcinatore.

Si riportano nella Tabella 6.10 le ipotesi di calcolo assunte per il caso base e i casi di co-combustione di petcoke e CSS; nelle simulazioni in cui il forno viene alimentato a solo petcoke ($\alpha_{\text{forno}} = 0\%$) vengono utilizzate le assunzioni del caso base per quanto riguarda i parametri relativi a tale componente (ad esempio per la percentuale di ossigeno e l'incidenza dell'aria primaria).

Tabella 6.10 - Ipotesi di calcolo assunte per il caso base e i casi di co-combustione di petcoke e CSS - vengono evidenziate le assunzioni che differenziano i due casi

		BASE	CO-COMBUSTIONE
Gas uscenti forno	°C	1025	1025
	%O2	2	3
Gas uscenti calcinatore	°C	860	860
	%O2	1.8	1.8
Aria II/aria I forno	%	9	7.33
Aria III/aria I calcinatore	%	3.67	3.67
Aria trasporto petcoke al forno e precalcinatore	kg_aria/kg_petcoke	0.4	1
	°C	25	25
Aria inviata al mulino del crudo	kg/kgCK	0.1	0.1
	°C	603	603
Aria scudo termico	kg/kgCK	0.04	0.04
	°C	10	10
Falsa aria	kg/kgCK	0.014	0.014
	°C	25	25
Perdite termiche nel forno	kcal/kgCK	70	70
Perdite termiche nel preriscaldatore	kcal/kgCK	14	14
Perdite termiche nel clinker cooler	kcal/kgCK	5.6	5.6
Perdite termiche di fusione dei solidi nel forno	kcal/kgCK	25	25
Calcinazione nel calcinatore	%	92	92
Efficienza cicloni	%	85	85
Efficienza 1° ciclone	%	95	95

6.3 RISULTATI DELLE SIMULAZIONI DI CO-COMBUSTIONE E CONFRONTO CON IL CASO BASE

6.3.1 Calcolo dell'efficienza di sostituzione termica del CSS

Come descritto nel paragrafo 6.1.1 un parametro fondamentale per descrivere l'influenza della co-combustione di CSS è l'efficienza di sostituzione termica Φ ; dato che i casi simulati presentano una diversa produzione di clinker, a causa dell'apporto di materie prime da parte dei combustibili, tale parametro viene calcolato utilizzando il calore specifico alla produzione di clinker, cioè i MJ apportati dai combustibili necessari a produrre un kg di clinker (\dot{q}).

$$\Phi = \frac{\Delta \dot{q}_{\text{petcoke}}}{\dot{q}_{\text{CSS}}} = \frac{\dot{q}_{\text{petcoke_caso base}} - \dot{q}_{\text{petcoke_caso co-combustione}}}{\dot{q}_{\text{CSS_caso co-combustione}}}$$

Sempre nel paragrafo 6.1.1 è riportata una definizione alternativa dell'efficienza di sostituzione del clinker che lega tale parametro al tasso di sostituzione termica del CSS e alla riduzione del rendimento dell'impianto a causa della co-combustione (per distinguere le due definizioni questa verrà indicata con Φ^*).

$$\Phi^* = 1 - \frac{1}{\alpha_{\text{totale}}} * \left(1 - \frac{\eta_{\text{caso base}}}{\eta_{\text{caso co-combustione}}} \right)$$

Nelle Figure 6.3 e 6.4 vengono rappresentati i flussi termici in ingresso e le perdite d'impianto nel caso base e in un caso di co-combustione con alimentazione di CSS al forno ($\alpha_{\text{forno}} = 20\%$) e calcinatore ($\alpha_{\text{calc}} = 30\%$) normalizzati rispetto all'input di combustibili espresso in MJ al kg di clinker; per i medesimi casi in Tabella 6.11 vengono riportate le perdite d'impianto percentuali, la potenza termica in ingresso derivante dai combustibili e il valore dell'efficienza di sostituzione termica.

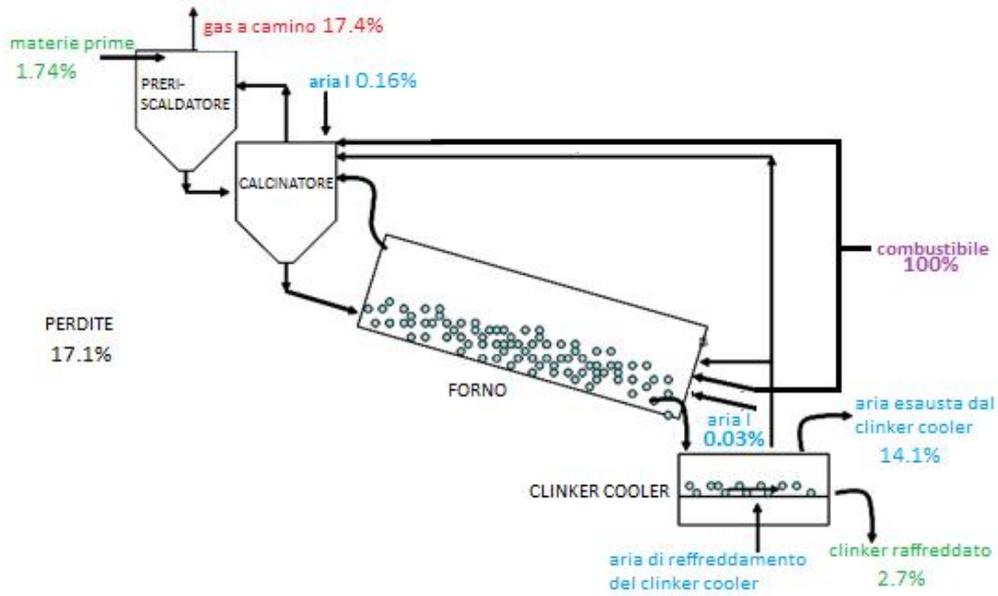


Figura 6.3 – CASO BASE - Bilancio energetico dell'intero impianto con indicazione dei flussi termici entranti ed uscenti normalizzati rispetto all'input termico di combustibili

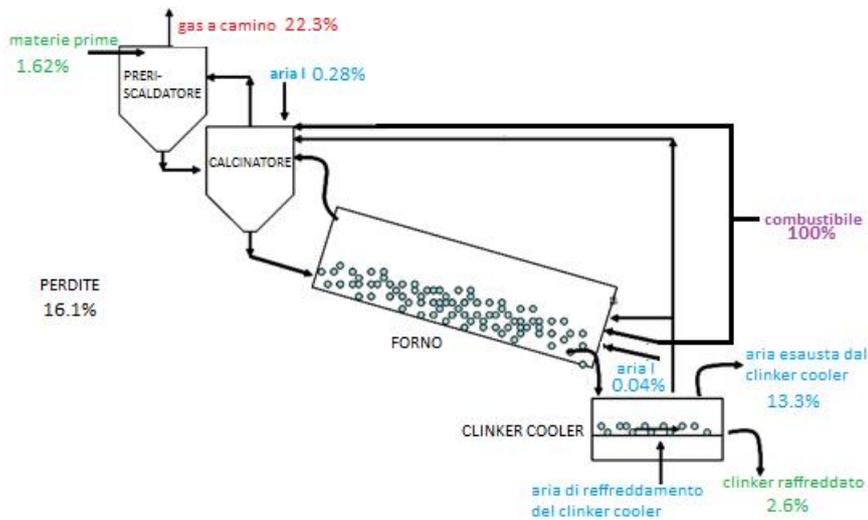


Figura 6.4 - CASO CO-COMBUSTIONE ($\alpha_{forno} = 20\%$ e $\alpha_{calc} = 30\%$) - Bilancio energetico dell'intero impianto con indicazione dei flussi termici entranti ed uscenti normalizzati rispetto all'input termico di combustibili

Tabella 6.11 – Perdite e input di calore da combustibili per caso base e caso di co-combustione $\alpha_{forno} = 20\%$ e $\alpha_{calc} = 30\%$ e parametri di confronto

	CASO BASE	CASO CO-COMBUSTIONE
Perdite [%]		
Gas a camino	17,4	21,7
Aria esausta clinker cooler	14,1	11,1
Clinker in uscita dal clinker cooler	2,7	2,7
Aria inviata al mulino	1,9	1,9
Perdite termiche	15,2	14,9
Input combustibili [MJ/kg_clinker]		
Petcoke	3231,50	2424,94
CSS	0	877,17
Totale	3231,50	3302,11
Parametri		
η	48,7%	47,8%
α tot		26,6%
Φ		92%
Φ^*		93%

Si riscontra che le maggiori perdite dovute all'utilizzo di CSS sono legate all'aumento della portata dei fumi a camino; si evidenzia come il medesimo parametro di efficienza di sostituzione termica del CSS calcolato con le due diverse modalità risultino pressoché uguali.

Un altro aspetto riguarda le perdite dell'aria esausta dal clinker cooler; l'aria in ingresso necessaria al raffreddamento del clinker viene in parte prelevata alla temperatura di 330°C e, esclusa una parte inviata al mulino delle materie prime, viene immessa nell'ambiente; la restante parte continua il raffreddamento del clinker e viene inviata come aria secondaria e terziaria rispettivamente al forno e al precalcinatore. Non imponendo nessuna restrizione sul funzionamento del clinker cooler, dato che i casi di co-combustione richiedono maggiori portate di aria, l'aria preriscaldata aumenta con la sostituzione termica e di conseguenza

diminuisce la perdita legata all'aria esausta, come si può notare in Figura 6.5 e 6.6 dove sono rappresentati i flussi termici all'interno del clinker cooler nei due casi presi in esame.

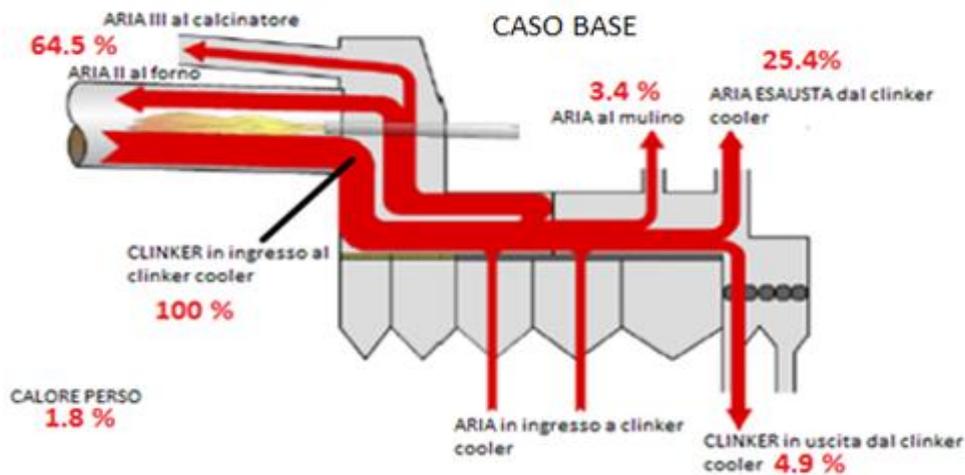


Figura 6.5 - Flussi di calore all'interno del clinker cooler - caso base

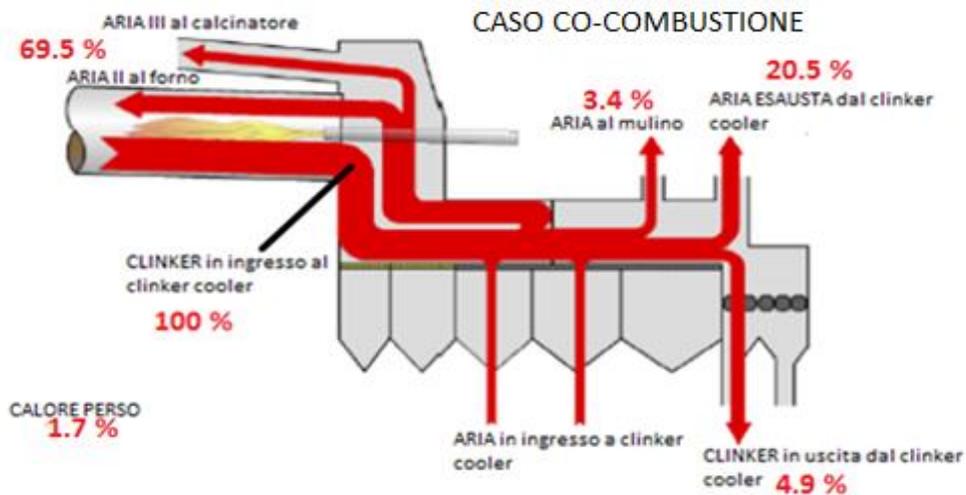


Figura 6.6 - Flussi di calore all'interno del clinker cooler - caso di co-combustione $\alpha_{forno} = 20\%$ e $\alpha_{calc} = 30\%$

Per rendere i casi più confrontabili rispetto al caso base, dato che la produzione di clinker rimane pressoché invariata e il clinker cooler non subisce variazioni, si impone che l'aria preriscaldata all'interno di questo componente rimanga costante in proporzione al clinker prodotto; di conseguenza all'aumentare della sostituzione termica risulterà che l'aria necessaria per la combustione e per mantenere l'eccesso di ossigeno imposto nei fumi sia fornita maggiormente dall'aria primaria fredda; per non penalizzare le prestazioni del forno, componente più critico rispetto al calcinatore, i rapporti tra aria primaria e secondaria al forno sono stati mantenuti invariati.

A causa di quest'ultima assunzione, come si nota nella Tabella 6.12, le perdite legata all'aria esausta dal clinker cooler sono paragonabili e l'efficienza di sostituzione termica si riduce.

Tabella 6.12 - Perdite e input di calore da combustibili per caso base e caso di co-combustione $\alpha_{\text{forno}}=20\%$ e $\alpha_{\text{calc}}=30\%$ e parametri di confronto

	CASO BASE	CASO CO-COMBUSTIONE
Perdite		
Gas a camino	17,4	22,3
Aria esausta clinker cooler	14,1	13,3
Clinker in uscita dal clinker cooler	2,7	2,6
Aria inviata al mulino	1,9	1,8
Perdite termiche	15,2	14,3
Input combustibili		
Petcoke	3231,50	2513,50
CSS	0	914,84
Totale	3231,50	3428,34
Parametri		
η	48,7%	45,7%
α_{tot}		26,7%
Φ		78%
Φ		77%

6.3.2 Caratteristiche dei fumi prodotti

Come già detto l'aspetto principale su cui influisce l'alimentazione di CSS è la portata di fumi; quindi all'aumentare della sostituzione termica di CSS la portata massica dei fumi che attraversa la torre di preriscaldamento aumenta influenzando il bilancio termico della stessa.

In essa le materie prime entrano a temperatura e in portata costante, i gas combusti invece entrano a temperatura fissata, cioè la temperatura di calcinazione, ma con una portata massica maggiore; di conseguenza i solidi si preriscaldano di più e i gas escono ad una temperatura maggiore, con conseguente aumento delle perdite termiche a camino.

Gli stadi in cui avviene lo scambio termico tra materie prime e gas combustibili per la fase di preriscaldamento sono i primi 4 della torre di preriscaldamento, dato che il quinto ciclone separa i gas e i solidi a valle della calcinazione.

In Figura 6.7 e 6.8 si indicano i flussi di solidi e gas che attraversano i vari stadi della torre di preriscaldamento e in Tabella 6.13 i valori delle temperature e delle portate massiche corrispondenti. Il confronto viene fatto tra il caso base e un caso di sostituzione termica totale del 27% ($\alpha_{\text{calc}} = 30\%$ e $\alpha_{\text{forno}} = 20\%$); rispetto al caso base all'uscita di ogni ciclone le materie prime escono ad una temperatura maggiore e i gas combustibili escono dal sistema ad una temperatura di circa 47°C maggiore.

Con riferimento alle Figure 6.7 e 6.8 alla sommità della torre entrano le materie prime e l'acqua (flussi 44 e 85) che, dopo essersi preriscaldate nei quattro stadi, vengono alimentate al calcinatore (flusso 69); i gas combustibili invece risalgono la torre dall'uscita del calcinatore (flussi 15+87) fino all'uscita del primo stadio (flusso 32) diretti al filtro per la depolverizzazione, dato che durante la risalita trasportano parte dei solidi con cui vengono a contatto.

Il ciclone di ogni stadio separa gas e solidi che si trovano all'uscita alla medesima temperatura; i gas proseguono dal ciclone verso lo stadio superiore portando con sé parte dei solidi a causa dell'efficienza di separazione dei cicloni non unitaria (flussi 1, 5, e 9 sono composti prevalentemente da gas ma contengono anche una parte di solidi); lo stesso vale per il flusso di gas che proviene dal calcinatore (i flussi sono indicati separatamente, 15 per i gas e 87 per i solidi); i solidi invece una volta separati dai cicloni proseguono verso gli stadi sottostanti (flussi 60, 6, 66, 69).

A titolo esemplificativo i gas provenienti dal quarto stadio 9, che sono stati quindi separati nel quarto ciclone dai solidi (69) entrano nel riser del terzo stadio, portano con sé delle polveri, e trasportando i solidi (6) provenienti dal secondo stadio; il flusso di gas e solidi (9+6) risalgono il riser ed entrano nel ciclone del terzo stadio per essere separati nei due flussi di gas (5) e solidi (66).

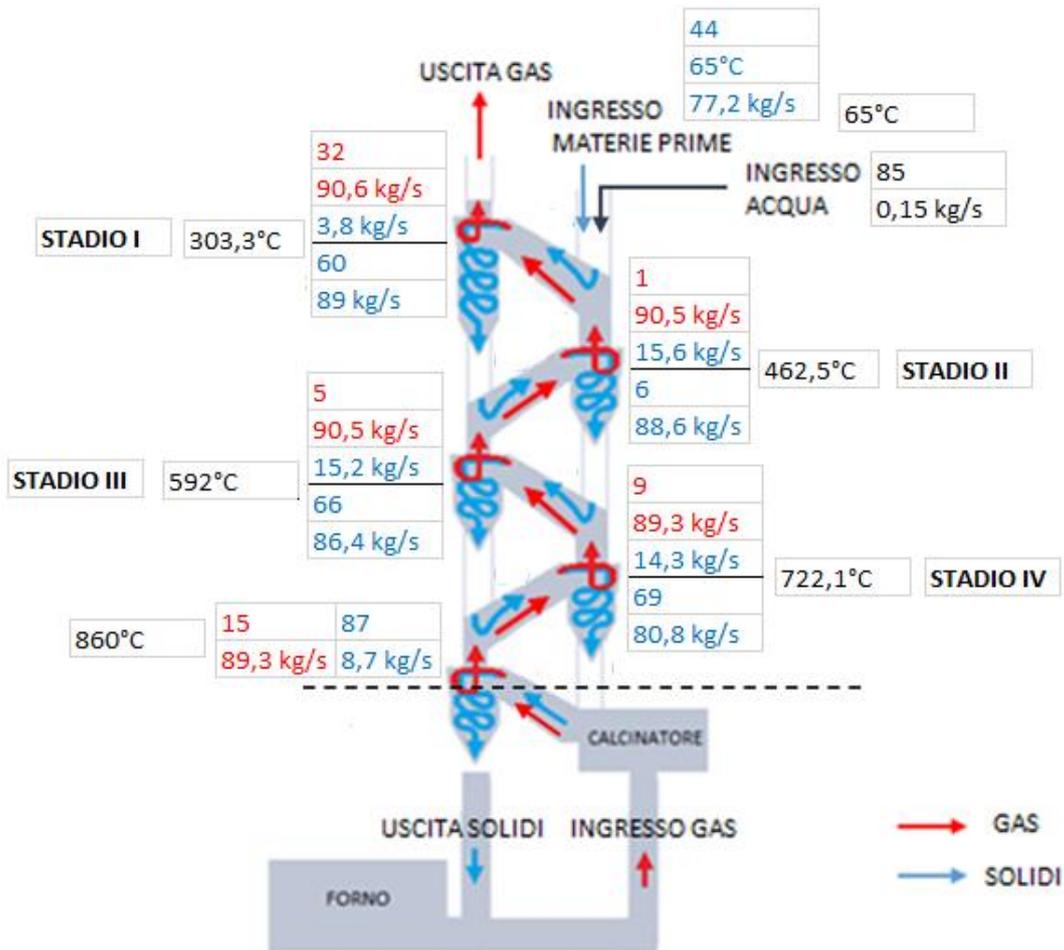


Figura 6.7 – CASO BASE - Flussi di solidi e gas che attraversano i primi quattro stadi della torre di preriscaldamento con indicazione del punto corrispondente al modello GS, le indicazioni delle portate massiche di gas (rosso) e solidi (blu) e le temperature che raggiungono gas e solidi all'uscita da ogni ciclone

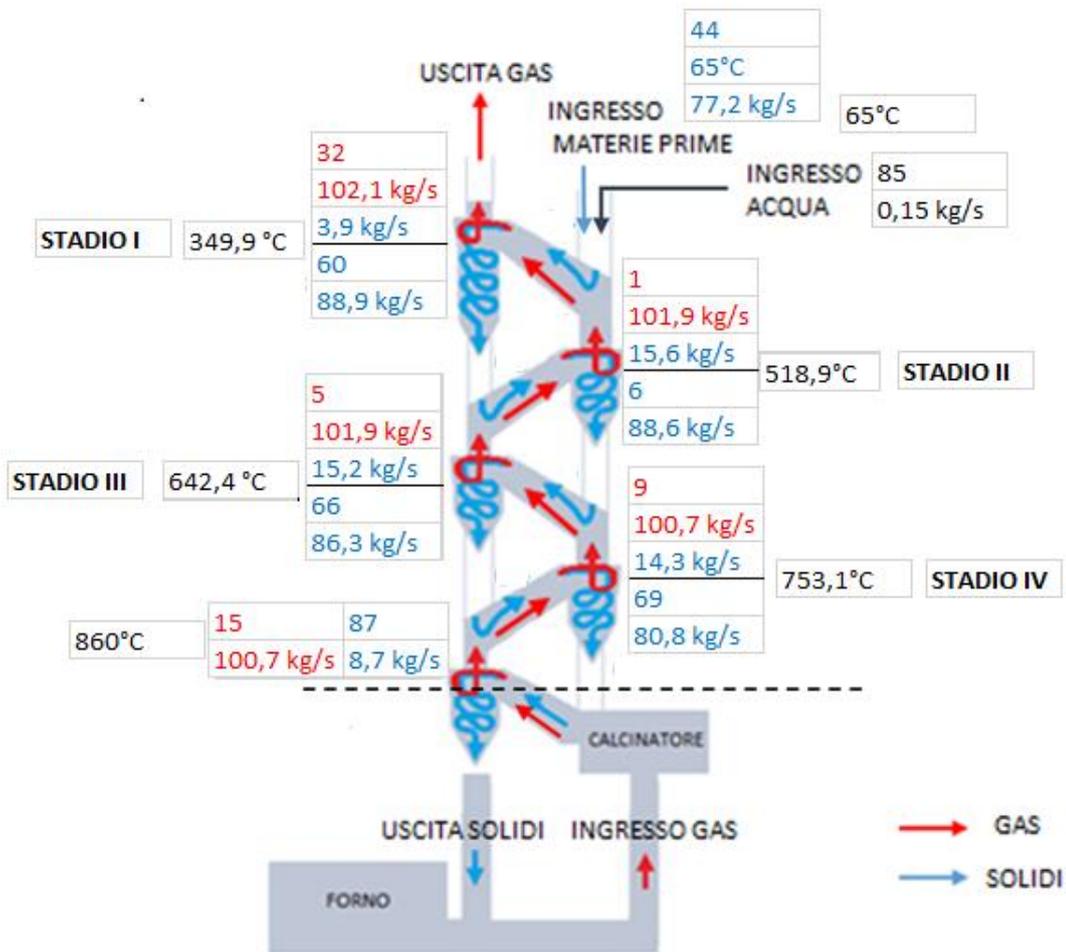


Figura 6.8 - CASO CO-COMBUSTIONE - Flussi di solidi e gas che attraversano i primi quattro stadi della torre di preriscaldamento con indicazione del punto corrispondente al modello GS, le indicazioni delle portate massiche di gas (rosso) e solidi (blu) e le temperature che raggiungono gas e solidi all'uscita da ogni ciclone

Tabella 6.13 - Portate massiche e temperature dei flussi di gas e solidi che attraversano i primi quattro stadi della torre di preriscaldamento

	punto GS	CASO BASE			CASO CO-COMBUSTIONE		
		°C	kg/s_gas	kg/s_solidi	°c	kg/s_gas	kg/s_solidi
Ingresso materie prime	44	65	/	77,2	65	/	77,2
Ingresso acqua liquida	85	65	/	0,15	65	/	0,15
Solidi uscenti STADIO I	60	303,2	/	89	349,9	/	88,9
Solidi uscenti STADIO II	6	462,5	/	88,6	518,9	/	88,6
Solidi uscenti STADIO III	66	592,4	/	86,4	642,4	/	86,3
Solidi uscenti STADIO IV	69	722,1	/	80,8	753,1	/	80,8
Gas entranti STADIO IV	15+87	860	89,3	8,7	860	100,7	8,7
Gas entranti STADIO III	9	722,1	89,3	14,3	753,1	100,7	14,3
Gas entranti STADIO II	5	592,4	90,5	15,2	642,4	101,9	15,2
Gas entranti STADIO I	1	462,5	90,5	15,6	518,9	101,9	15,6
Gas uscenti	33	303,2	90,6	3,8	349,9	102,1	3,9

In Figura 6.9 si riporta lo scambio termico tra gas e solidi per i due casi presi in esame; in ogni stadio i solidi si preriscaldano, i gas si raffreddano ed entrambi i flussi escono alla stessa temperatura; si può notare che aumentando la portata dei fumi nei cicloni cambia la ripartizione della potenza termica scambiata in essi che si distribuisce maggiormente nei primi due cicloni. L'andamento della curva dei gas non lineare è dovuto alla produzione di CO₂ a seguito della dissociazione di MgCaO₃ in MgO che avviene a temperature intorno ai 400°C, quindi all'interno della torre.

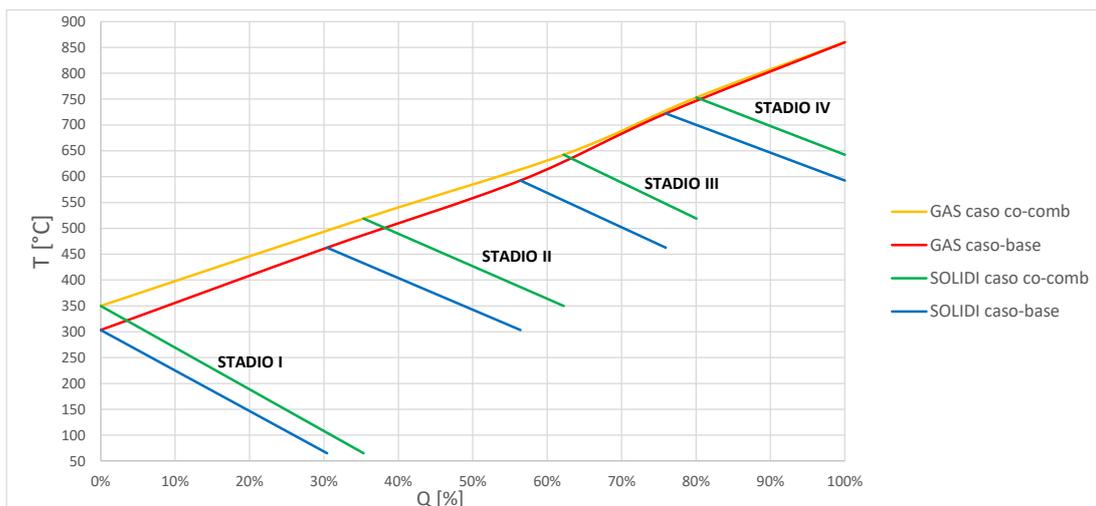


Figura 6.9 - Diagramma di scambio termico tra solidi e gas combustibili nei primi quattro stadi della torre di preriscaldamento

In Figura 6.10 si riporta l'andamento della temperatura dei fumi in uscita dal sistema in funzione della sostituzione termica di CSS al forno e al precalcinatore.

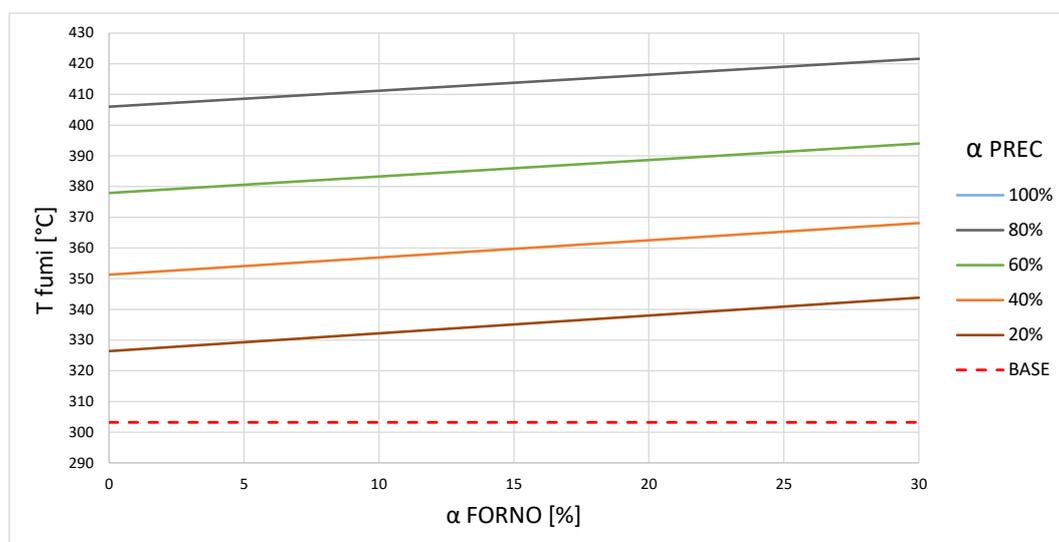


Figura 6.10 - Andamento della temperatura dei fumi all'uscita dal sistema al variare della sostituzione termica al calcinatore e forno

Inoltre si può valutare l'aumento percentuale della portata volumetrica dei gas combustibili uscenti dal sistema dovuto sia all'aumento della portata massica che all'aumento della temperatura degli stessi. [Figura 6.11]

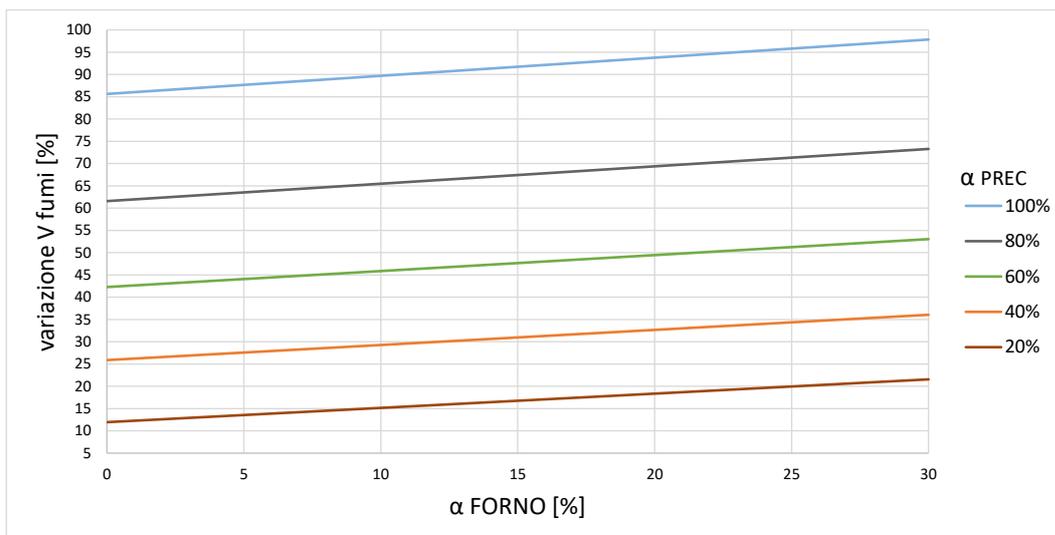


Figura 6.11 - Andamento della variazione percentuale della portata volumetrica dei fumi all'uscita dal sistema al variare della sostituzione termica al calcinatore e forno

Per garantire un corretto funzionamento della torre di preriscaldamento le velocità dei gas devono essere dell'ordine di 15-20 m/s; tale range permette un buon trasporto dei solidi da parte delle correnti gassose e nello stesso tempo assicura tempi di residenza necessari allo scambio tecnico tra i due flussi. [6]

Nell'ottica di non apportare modifiche all'impianto un aumento così sostanziale della portata volumetrica dei fumi, come si nota in Figura 6.11, può essere gestito esclusivamente limitando l'apporto di CSS o eventuale, per mantenere tali tassi di sostituzione termica, riducendo la produzione di clinker; in particolare casi con tasso di sostituzione termica totale superiore al 50% presentano una velocità dei gas superiore ai 20 m/s.

6.3.3 Efficienza di sostituzione termica del CSS

A causa dell'aumento della portata e del calore dei fumi all'uscita del sistema aumentano le perdite al camino e di conseguenza il calore richiesto per produrre un kg di clinker [Figura 6.12] e con esso l'efficienza di sostituzione termica da CSS [Figura 6.13].

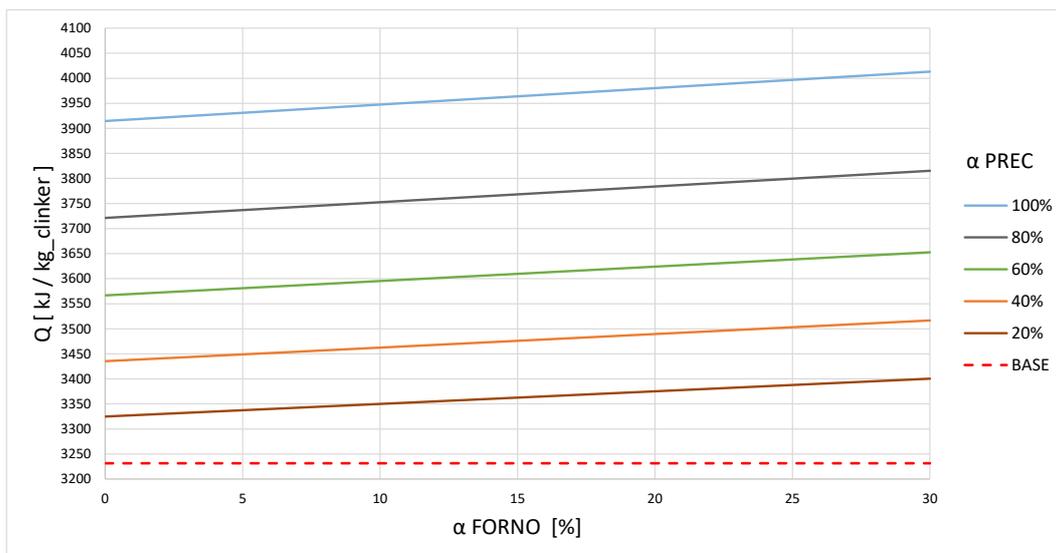


Figura 6.12 - Andamento del calore richiesto per produrre un kg di clinker al variare della sostituzione termica di CSS al forno e al calcinatore.

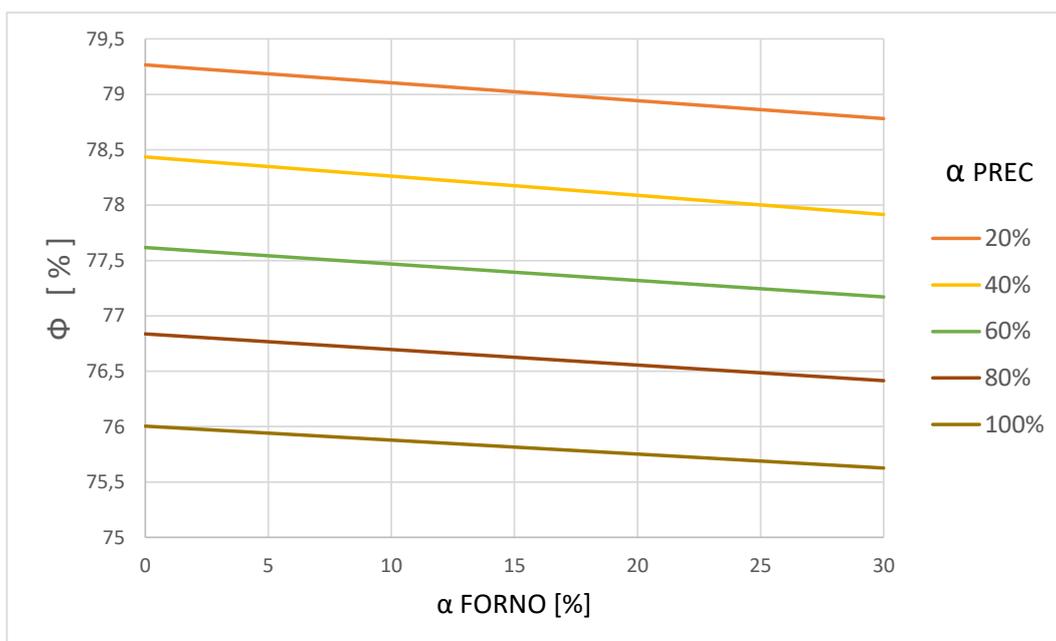


Figura 6.13 - Andamento dell'efficienza di sostituzione termica del CSS al variare del tasso di sostituzione termica del CSS al forno e al calcinatore

La ripartizione del calore tra calcinatore e forno nei casi di co-combustione varia per poter raggiungere i livelli termici imposti a seconda delle condizioni di funzionamento; in particolare dipende sia dagli apporti di aria fredda al calcinatore e forno, sia da quanto è spinta la sostituzione termica di CSS per i due componenti. In generale aumentare la sostituzione termica di CSS significa aumentare la richiesta termica; quindi, come si può

notare in Figura 6.11, il β_{calc} aumenta all'aumentare dell'apporto di CSS nel calcinatore e diminuisce all'aumentare del consumo di CSS al forno. [Figura 6.14]

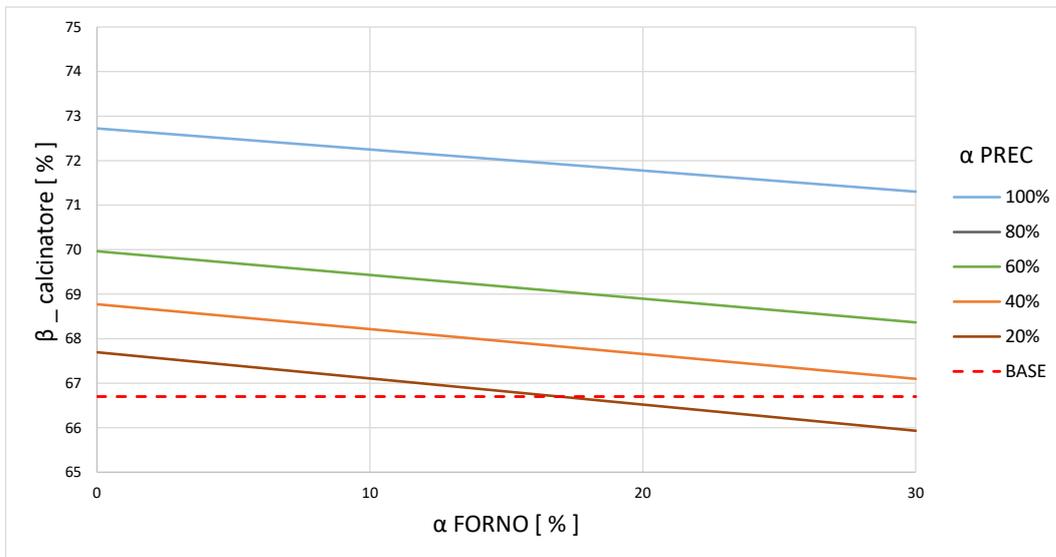


Figura 6.14 - Andamento della ripartizione del calore nel calcinatore (β_{calc}) al variare del tasso di sostituzione termica di CSS nel forno e nel calcinatore

6.3.4 Composizione clinker

Dato che le simulazioni di co-combustione sono state eseguite imponendo la materia prima entrante costante rispetto al caso base la composizione finale del clinker è fissata eccetto per l'apporto di materie prime fornito dai due combustibili, in particolare per il CSS. In Tabella 6.14 è riportato un confronto tra la composizione massica finale del clinker nel caso base e nel caso di massima sostituzione termica ($\alpha_{forno}=30\%$ e $\alpha_{calc}=100\%$ e quindi $\alpha_{totale} = 81.5\%$) da cui si evince che le differenze risultano minime.

Tabella 6.14 - Confronto tra la composizione finale del clinker nel caso base e nel caso di co-combustione con la massima sostituzione termica

		CASO BASE	CASO MASSIMA SOSTITUZIONE TERMICA
		y [%]	y [%]
ALITE	C3S	62,16	62,74
BELITE	C2S	15,54	15,69
CELITE	C3A	8,70	8,76
FERRITE	C4AF	8,39	8,52
free CaO		0,70	0,70
MgO		2,59	2,60
CaSO4		1,92	0,60
ASH		0,00	0,39

6.3.5 By-pass della corrente gassosa

Come descritto nel paragrafo 4.1 uno dei principali problemi legati all'utilizzo di combustibili alternativi all'interno del forno è l'accumulo di cloro e le incrostazioni ad esso legate, che portano all'esigenza di effettuare un flusso di by-pass dei gas combust. Essi devono essere prelevati a temperature in cui il cloro si trova allo stato gassoso, quindi un punto opportuno è l'uscita dei gas dal forno rotante dove le temperature sono di circa 1000°C. [32]

A seconda del contenuto di cloro all'interno del combustibile alternativo utilizzato il flusso di by pass è di 5-10% dei gas combust; in ogni caso il contenuto di cloro all'interno del clinker non dovrebbe superare il valore di 0.15-0.25 g/kg_clinker. Il ricorso al by-pass influisce sui consumi in quanto i fumi allontanati dal processo sono caldi e trasportano parte della farina che a sua volta aumenta le perdite termiche; un by-pass di un punto percentuale aumenta di circa 10-20 kJ il calore necessario alla produzione di clinker. [11]

Prendendo un caso di co-combustione con sostituzione termica totale del 27% ($\alpha_{calc} = 30\%$ e $\alpha_{forno} = 20\%$) tenendo conto del contenuto di cloro del CSS di 1.18% in massa e del petcoke di 0.02% in massa [25], il contenuto di cloro all'interno del clinker risulta 0.68 g/kg_clinker.

Di conseguenza si è valutato per tale caso di co-combustione l'effetto di un by-pass del 5% sui consumi, tenendo conto che vengono asportati gas e parte di solidi; esso produce un aumento del consumo di 101 kJ/kg_clinker.

6.3.6 Emissioni di CO2

Le emissioni di CO2 dell'intero processo derivano per circa il 35% dalla combustione di petcoke e CSS e per circa il 65% della dissociazione di CaCO3 e MgCO3.

Per quanto riguarda i combustibili la combustione del petcoke produce 3,19 kg_CO2/kg_petcoke invece la combustione del CSS produce 1,72 kg_CO2/kg_CSS.

Si riporta in Figura 6.15 la CO2 prodotta al kg di clinker al variare della sostituzione termica di CSS, ovviamente essa risulta crescente perché il calore richiesto per produrre la stessa quantità di clinker aumenta.

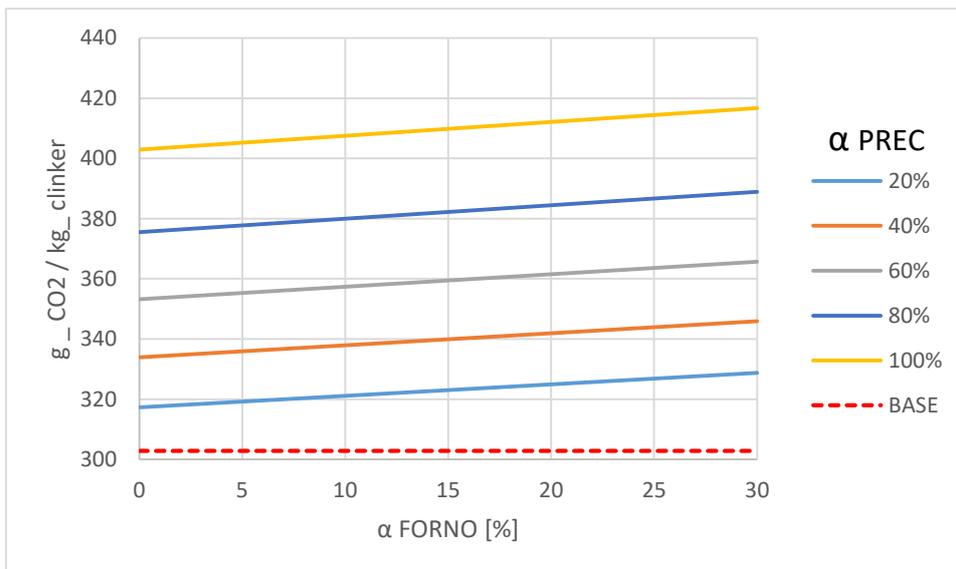


Figura 6.15 - Apporto della combustione dei combustibili alle emissioni di CO2 specifiche al kg di clinker al variare del tasso di sostituzione termica del CSS al forno e al calcinatore

La CO2 derivante dalle materie prime, sia assoluta che relativa al clinker prodotto, ha invece un andamento decrescente dato che viene richiesto meno CaCO3 in alimentazione per mantenere costante il rapporto alite/belite a causa della presenza di un maggior contenuto di CaO nel CSS [Figura 6.16]

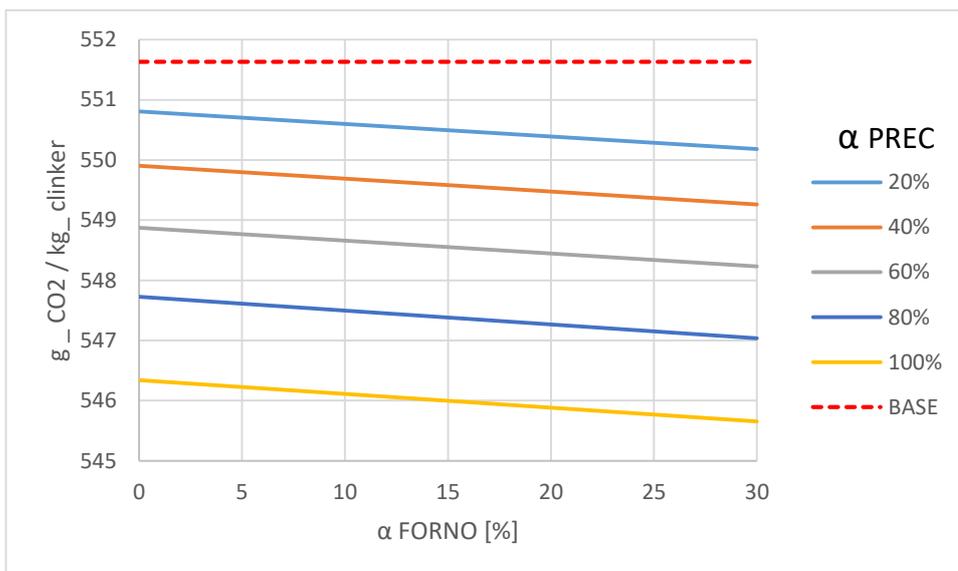


Figura 6.16 - Apporto della dissociazione delle materie prime alle emissioni di CO2 specifiche al kg di clinker al variare del tasso di sostituzione termica del CSS al forno e al calcinatore

Prima di calcolare le emissioni totali di CO2 bisogna tenere conto che circa il 36.5% del carbonio contenuto nel CSS è considerato di origine rinnovabile [11] e quindi non contribuisce alle emissioni di gas serra; in definitiva la sostituzione di petcoke con CSS provoca una riduzione delle emissioni di CO2 di origine fossile. [Figura 6.17]

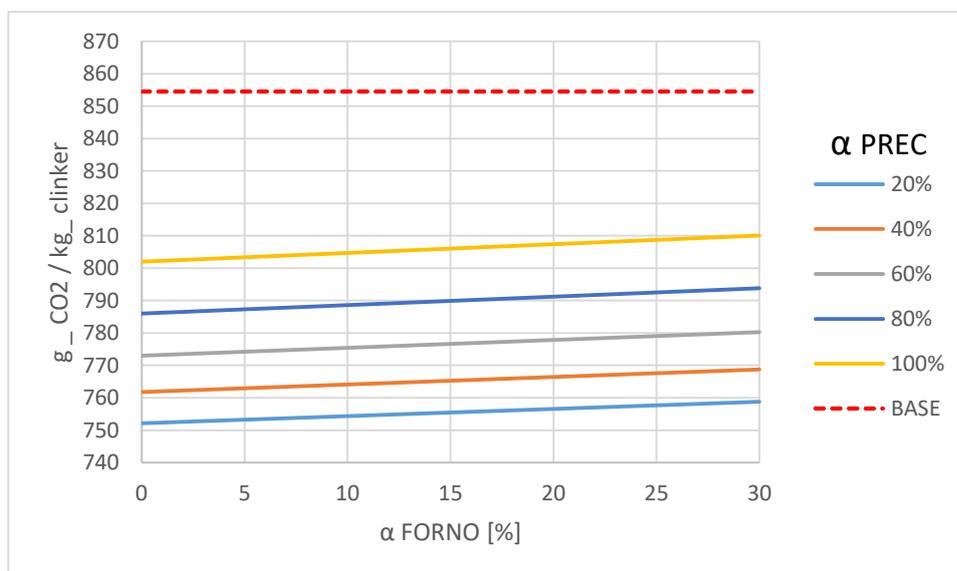


Figura 6.17 - Emissioni totali specifiche al kg di clinker prodotto al variare del tasso di sostituzione termica del CSS al forno e al calcinatore

Conclusioni

In questo lavoro si è innanzitutto analizzato il tema della gestione dei rifiuti confrontando il caso italiano rispetto alla situazione europea, a seguito delle direttive imposte dalla Comunità Europea riguardo alle opzioni preferibili e maggiormente sostenibili a livello ambientale.

Dall'analisi dei dati risulta che la raccolta differenziata raggiunge il 45% dei rifiuti urbani prodotti, un livello piuttosto elevato in confronto alla situazione degli altri Stati europei; nonostante ciò per quanto riguarda lo smaltimento dei rifiuti urbani indifferenziati risulta che il ricorso alla discarica è ancora troppo elevato (31%) ed inoltre il 30% dei rifiuti in essa conferiti non subiscono gli opportuni processi di pre-trattamento necessari a limitare l'impatto negativo sull'ambiente delle frazioni biodegradabili. Quindi è necessario che per rispettare le normative europee vigenti si debba potenziare non solo la raccolta differenziata ma anche il ricorso a processi di recupero di materia ed energia della frazione di rifiuti indifferenziati. In quest'ottica hanno sempre maggiore rilevanza gli impianti TMB e in particolare la produzione di CSS; in Italia solo il 70% della capacità autorizzata degli impianti TMB viene effettivamente utilizzata, inoltre con una produzione di 1.5 milioni di tonnellate il 15% viene smaltito in discarica e per quanto riguarda il recupero di energia il 47% viene inviato ai termovalorizzatori e il 30% ad impianti non dedicati. Quest'ultimi sono rappresentati da centrali elettriche e cementifici e in essi vengono conferiti solo il 2% dei rifiuti urbani totali prodotti.

In particolare per quanto riguarda i cementifici la co-combustione di CSS presenta molteplici vantaggi grazie alle elevate temperature del processo di produzione del clinker che permettono di bruciare tutte le sostanze organiche; oltre a ciò le ceneri prodotte vengono inglobate all'interno del cemento annullando quindi la produzione di scarti.

Nonostante tali aspetti positivi il tasso di sostituzione termica da parte di combustibili alternativi, tra cui il CSS, nei cementifici italiani è piuttosto basso (15% nel 2015) soprattutto se confrontata ad altri Stati europei come la Germania, dove il ricorso a combustibili alternativi supera il 60%;

Per quanto riguarda la simulazione delle condizioni di co-combustione di CSS e petcoke sono state effettuate estendendo il modello utilizzato nello studio [1] con le opportune variazioni sulle condizioni operative; in particolare l'apporto di CSS richiede che venga

utilizzata una maggiore quantità di aria di trasporto per l'alimentazione al forno e al calcinatore a causa delle sue caratteristiche fisiche e che il tenore di ossigeno nel forno sia superiore rispetto all'utilizzo di solo petcoke. I casi di co-combustione sono stati simulati imponendo diverse combinazioni di tassi di sostituzione termica al forno e al calcinatore definiti come segue:

$$\alpha_{\text{calc}} = \frac{\dot{Q}_{\text{CSS_calc}}}{\dot{Q}_{\text{totale_calc}}} \quad \alpha_{\text{forno}} = \frac{\dot{Q}_{\text{CSS_forno}}}{\dot{Q}_{\text{totale_forno}}}$$

Per quanto riguarda il tasso di sostituzione termica al forno è stato imposto un limite al 30% per le criticità che riguardano l'utilizzo combinato di combustibili con caratteristiche chimiche e fisiche differenti in tale componente; al calcinatore invece si è prevista un'alimentazione di CSS fino al 100%.

L'utilizzo di CSS, a causa del suo ridotto potere calorifico rispetto al petcoke, richiede che debba essere alimentata una portata massica superiore per garantire lo stesso input termico; a causa di ciò, anche se tale combustibile produce meno fumi di combustione al kg, la portata di fumi prodotti specifici alla potenza termica cresce all'aumentare della sostituzione termica di CSS. La principale conseguenza consiste nell'aumento delle perdite termiche legate ai fumi a camino che escono a temperatura superiore provocando un incremento del calore necessario a produrre la stessa quantità di clinker.

Prevedendo tassi di sostituzione di CSS molto elevati la crescita della portata volumetrica dei fumi, dovuta all'aumento della portata massica e della temperatura degli stessi, risulta per alcuni casi non accettabile mantenendo la stessa produttività dell'impianto e le dimensioni dei cicloni e dei riser nella torre di preriscaldamento.

Per confrontare i casi di co-combustione con il caso di alimentazione di solo petcoke si utilizza un parametro di efficienza di sostituzione termica del CSS definito come:

$$\Phi = \frac{\Delta \dot{Q}_{\text{petcoke}}}{\dot{Q}_{\text{CSS}}} = \frac{\dot{Q}_{\text{petcoke_caso base}} - \dot{Q}_{\text{petcoke_caso co-combustione}}}{\dot{Q}_{\text{CSS_caso co-combustione}}}$$

A valle delle simulazioni si è potuto valutare tale parametro che assume un andamento decrescente con il tasso di sostituzione termica del CSS; ad esempio per un tasso di sostituzione termica del 27% l'efficienza risulta pari a 78,5%, il che significa che 1 MJ fornito da petcoke deve essere sostituito da 1.27 MJ di CSS.

Si è inoltre valutato l'effetto di un by-pass dei gas in uscita dal forno, pratica comune per gli impianti che utilizzano combustibili alternativi con elevato tenore di cloro, come il CSS, che permette di ridurre la quantità di tale elemento nel clinker ottenuto e quella che ricircola nei componenti dell'impianto, ma con un conseguente aumento del calore richiesto per la produzione dello stesso. In un caso esemplificativo di sostituzione termica del 27% di CSS e con un by-pass del 5% dei fumi l'incremento di calore risulta del 3% circa.

Infine si sono valutate le emissioni di CO₂ specifiche alla produzione di clinker che globalmente diminuiscono tenendo conto della percentuale di biomassa contenuta nel combustibile alternativo; sempre per una sostituzione termica del 27% la riduzione delle emissioni risulta pari al 10%.

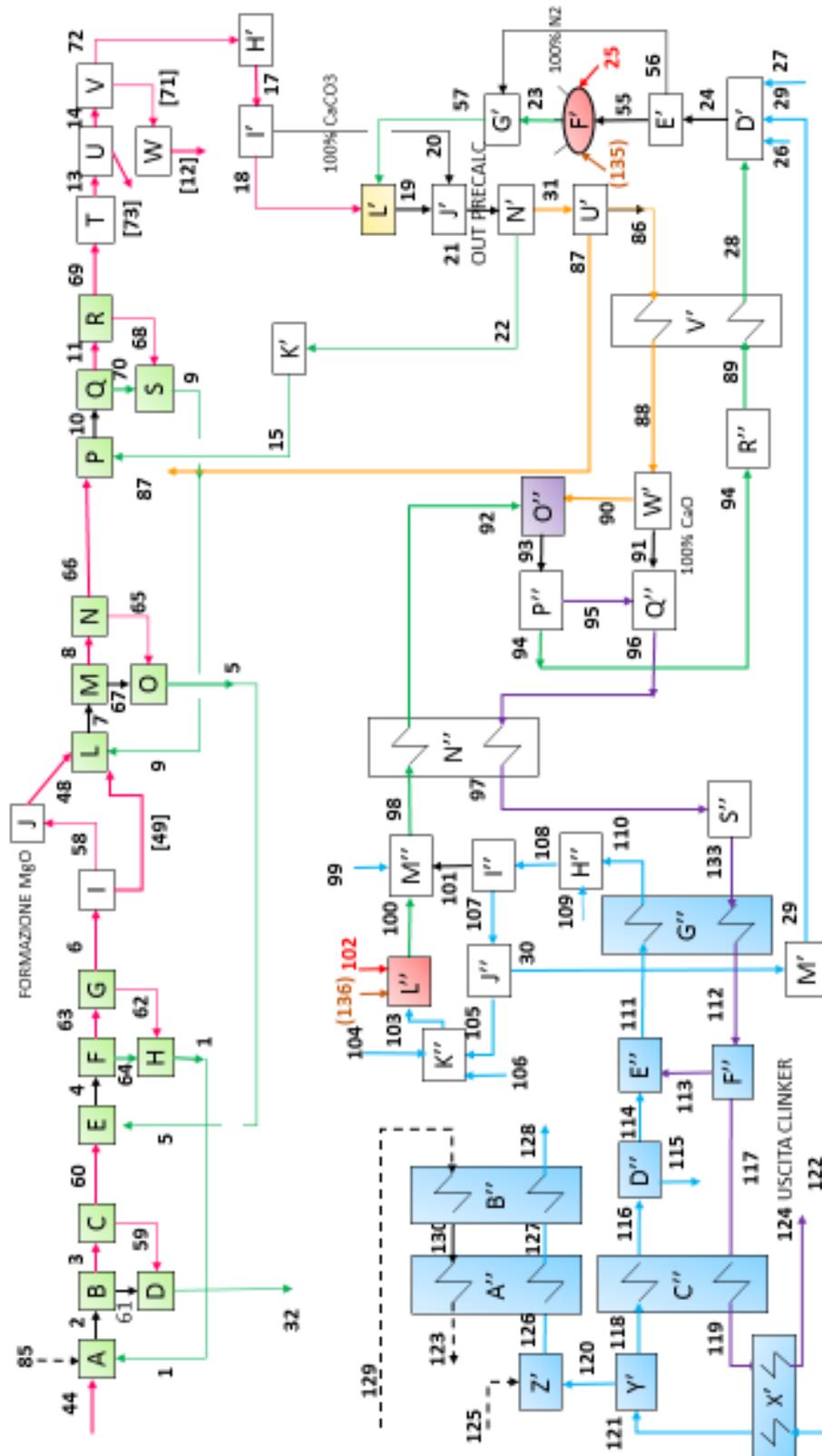
Possibili sviluppi

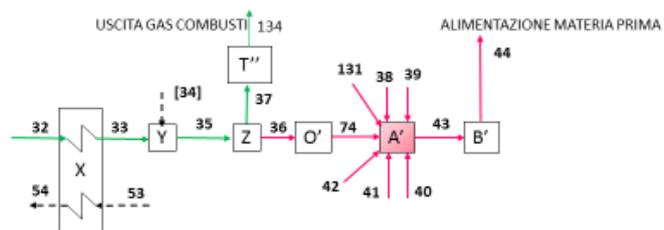
Il componente più critico dell'impianto è il forno rotante all'interno del quale la fiamma deve avere una certa temperatura, dimensione e lunghezza tale da garantire un profilo termico adeguato alle reazioni di produzione del clinker; da studi trovati in letteratura risulta che la combinazione di combustibili differenti, quali i tradizionali e gli alternativi, influenza significativamente le condizioni della fiamma e quindi l'intero processo determinando uno scadimento della qualità del prodotto finale e un aumento del calore richiesto per produrre il clinker; ad esempio il picco di temperatura raggiunto dalla fiamma può spostarsi lungo il forno o, nel caso in cui la potenza termica è suddivisa equamente tra i due combustibili, può verificarsi la presenza di due zone distinte di combustione con i relativi picchi di temperatura, a causa dei diversi tempi e caratteristiche di combustione dei due combustibili solidi. Oltre a ciò l'aumento della portata dei fumi generati in co-combustione comporta un aumento della velocità dei fumi stessi e può portare all'interno del forno ad uno sbilanciamento dei profili termici.

Per tenere conto in dettaglio di tutti questi aspetti è necessario utilizzare un modello più approfondito del forno rispetto quello zero-dimensionale utilizzato in questo lavoro cioè che includa modelli di combustione, cinetiche chimiche, scambio termico per irraggiamento, conduzione e convezione tra gas e solidi, gas e parete e solidi e parete.

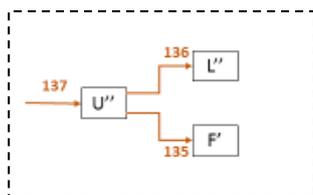
I risultati ricavabili da tale analisi di dettaglio potrebbero non essere compatibili con la struttura e la logica di funzionamento dell'impianto preso in riferimento, richiedendo quindi modifiche strutturali al forno rotante o una riduzione della produttività.

Allegato 1 – Modello GS





LEGENDA



Componente aggiunto al modello - SPLITTER U'' che suddivide il CSS entrante nel forno (L'') e nel calcinatore (F') a secondo del tasso di sostituzione termica imposto nei due componenti.

Bibliografia

- [1] M. C. Romano, M. Spinelli, S. Campanari e S. -. P. d. M. Consonni, «Riduzione delle emissioni di CO₂ nel settore della produzione di cemento e di energia elettrica con applicazione del processo Ca-looping,» 2013.
- [2] ISPRA, «Rapporto rifiuti urbani,» 2015.
- [3] G. De Gioannis, A. Muntoni, G. Cappai e S. Milia, «Landfill gas generation after mechanical biological treatment of municipal solid waste,» 2009.
- [4] M. Sugni, E. Calcaterra e F. Adani, «Biostabilization-biodrying of municipal solid waste by inverting air-flow,» 2005.
- [5] M. C. Di Leonardo, F. Lombardi e R. Gavasci, «Characterization of MBT plants input and outputs: a review,» 2012.
- [6] M. Ripa, G. Fiorentino, H. Giani, A. Clausen e S. Ulgiati, «Refuse recovered biomass fuel from municipal solid waste. A life cycle assessment,» 2016.
- [7] M. C. Di Leonardo, E. Binner e F. Lombardi, «Influence assessment of a lab-scale ripening process on the quality of mechanically-biologically treated MSW for possible recovery,» 2015.
- [8] C. A. Velis, P. Longhurst, G. Drew, R. Smith e S. Pollard, «Biodrying for mechanical-biological treatment of wastes: a review of process science and engineering».
- [9] M. Grosso, S. Dellavedova, L. Rigamonti e S. Scotti, «Case study of an MBT plant producing SRF for cement kiln co-combustion, coupled with a bioreactor landfill for process residues,» 2016.
- [10] AITEC, «Rapporto di sostenibilità,» 2014.
- [11] *Comunicazione personale - Ing. Giovanni Cinti.*
- [12] X. Liu e Y. Li, «Effect of MgO on the composition and properties of alite-

sulphoaluminate cement,» 2004.

- [13] K. S. Mujumbara, K. Ganesh, S. B. Kulkarnia e V. V. Ranade, «Rotary Cement Kiln Simulator (RoCKS): Integrated modeling of pre-heater, calciner, kiln and clinker cooler,» 2007.
- [14] CEMBUREAU, «The role of cement in 2050 Low Carbon Economy».
- [15] K. Mujumdar e V. Ranade, «Simulation of rotary cement kilns using a one-dimensional model,» 2006.
- [16] L. K. Nørskov, K. Dam-Johansen, P. Glarborg, P. A. Jensen e M. B. Larsen, «Combustion of solid alternative fuels in the cement kiln burner,» 2012.
- [17] A. R. Nielsen, M. B. Larsen, P. Glarborg e K. Dam-Johansen, «High-Temperature Release of SO₂ from Calcined Cement Raw Materials,» 2011.
- [18] CEMBUREAU, «Activity Report,» 2015.
- [19] CSI, «Guidelines for co-processing fuels and raw materials in cement manufacturing,» 2014.
- [20] CEMBUREAU - GNR (*Getting the right number*) *database*.
- [21] CEMBUREAU - AITEC, «Produzione sostenibile del cemento,» 2009.
- [22] MPA, «Alternative fuels and raw materials in cement kilns: Cement quality and concrete performance,» 2003 - revisione 2015.
- [23] D. Jerzy e M. Wasilewsky, «Influence construction of suspension preheater on energy consumption process during burning in rotary kiln,» 2014.
- [24] AITEC, «Relazione annuale,» 2015.
- [25] G. Pinelli, «Il coke di petrolio come fonte di energia,» *La rivista dei combustibili*, 2003.
- [26] M. B. - Larsen, K. Dam-Johansen, L. S. Jensen, P. Glarborg e F. Jappe Frandsen, «Alternative Fuels in Cement Production,» 2003.

- [27] A. S. Akdag, A. Atımtay e F. Sanin, «Comparison of fuel value and combustion characteristics of two different RDF samples,» 2016.
- [28] ADEMR, Machefers d'incinération des ordures ménagères, DUNOD, 2008.
- [29] K. S. Stadler, J. Poland e E. Gallestey, «Model predictive control of a rotary cement kiln,» 2011.
- [30] Dipartimento di Energia - Politecnico di Milano, *GS - Gas- Steam Cycle Simulation Code USER MANUAL*.
- [31] S. Consonni, M. Grosso, L. Rigamonti, E. Palini e F. Begnis, «Bilancio ambientale, energetico ed economico del recupero di energia da rifiuti urbani mediante produzione di CDR e co-combustione in impianti non dedicati,» 2005.
- [32] H. Shoffmann, «Gas-Bypass-Anlagen zur Beherrschung von ChloridKreisläufen im Zementwerk,» 2003.