



UNIVERSITÀ DEGLI STUDI DI PADOVA
DIPARTIMENTO DI INGEGNERIA INDUSTRIALE

TESI DI LAUREA IN
INGEGNERIA DEI PROCESSI INDUSTRIALI E DEI MATERIALI

(Laurea triennale DM 270/04 – indirizzo Processi Industriali)

UNO STUDIO SUI RECUPERI TERMICI
IN UN PROCESSO DI PRODUZIONE DI
MATERIALE ISOLANTE PER L'EDILIZIA

Relatore: Prof. Alberto Bertucco
Correlatore: Dipl.-Ing. Karl Weinberger

Laureando: MATTIA STEFANI

ANNO ACCADEMICO 2011 – 2012

Riassunto

Questa Tesi riguarda il recupero termico di un forno rotativo alimentato a metano. Il processo è stato studiato durante un tirocinio di 40 giorni presso la Dennert Poraver GmbH in Postbauer-Heng, vicino a Norimberga, che produce un inerte siliceo a partire da vetro di riciclo per impieghi principalmente nel settore dell'edilizia. L'Azienda utilizza quantità elevatissime di energia sotto forma di gas metano ed elettricità, tanto che questa viene considerata la vera materia prima del processo.

Sulla base dei monitoraggi energetici degli ultimi due anni, gli ingegneri dell'Azienda sono interessati a trovare un metodo per ridurre i consumi energetici, soprattutto quelli di gas metano. Il forno studiato è alimentato a gas metano per raggiungere la temperatura necessaria alla trasformazione chimico-fisica del granulato siliceo. Basandosi sul bilancio energetico del forno alle condizioni operative di marcia, sono state formulate delle proposte con cui realizzare un recupero termico che permetta di risparmiare combustibile.

Nel primo Capitolo della Tesi si forniscono informazioni generali dell'Azienda, del prodotto Poraver® e dei consumi energetici.

Nel secondo Capitolo viene sviluppato il bilancio energetico del forno sulla base di ipotesi e considerazioni. E' stato fatto uso di un foglio di lavoro Excel per calcolare tale bilancio.

Il terzo Capitolo riguarda il recupero termico del forno, basato sul preriscaldamento dell'aria usata come comburente, in modo da poter ridurre la portata di metano al bruciatore. Il recupero si realizza mediante uno scambiatore rigenerativo aria/fumi posto subito a monte del bruciatore in cui i fumi, uscenti dal forno ad alta temperatura, cedono il calore all'aria. Attraverso la realizzazione del recupero termico e dal dimensionamento dello scambiatore, si è dimostrato che è possibile ottenere un risparmio energetico di gas metano di circa il 30%.

Desidero ringraziare la Dennert Poraver GmbH per avermi dato l'opportunità di svolgere questo lavoro di Tesi e in particolare Karl Weinberger che, come mio Tutor aziendale, mi ha seguito in tutto il periodo di permanenza in Germania.

Indice

CAPITOLO 1 - L'AZIENDA E L'IMPIANTO DI PRODUZIONE	1
1.1 L'Azienda	1
1.1.1 Il prodotto Poraver®	1
1.2 Il processo produttivo	2
1.3 La normativa EN 16001	6
1.3.1 Vantaggi della normativa	6
1.3.2 La struttura della normativa	6
1.4 I consumi energetici	7
1.4.1 Il monitoraggio dei flussi energetici.....	7
1.5 Scopo della Tesi	10
CAPITOLO 2 - BILANCIO ENERGETICO DEL FORNO	11
2.1 Rilevamento dei dati	11
2.1.1 Lettura di temperatura, portata e pressione	11
2.1.1.1 Raccolta dei dati	12
2.1.2 Considerazioni ed ipotesi sui flussi.....	13
2.1.3 Determinazione dei flussi di ogni componente del sistema	14
2.2 Bilancio energetico con rapporto di aria ipotizzato	16
2.2.1 Calcolo delle entalpie in entrata e uscita	17
2.2.2 Bilancio energetico.....	19
2.3 Bilancio energetico con corretto rapporto di aria	20
2.3.1 Determinazione del corretto rapporto di aria	20
2.3.2 Considerazioni sul rapporto metano-aria corretto	22
2.3.2.1 Considerazioni sulla densità.....	23
2.3.3. Bilancio energetico con rapporto di aria simulato	23
CAPITOLO 3 - RECUPERO TERMICO NEL FORNO	25
3.1 Il processo modificato	25
3.2 Determinazione dei flussi gassosi e delle temperature	26
3.3 Determinazione dei calori scambiati nello scambiatore	28
3.3.1 Determinazione delle temperature dei flussi.....	31
3.4 Riepilogo dello scambiatore di calore	31
3.5 Verifica dello scambiatore	32
CONCLUSIONI	35
RINGRAZIAMENTI	37
RIFERIMENTI BIBLIOGRAFICI	39

Capitolo 1

L'Azienda e l'impianto di produzione

Questo Capitolo fornisce una descrizione generale dell'Azienda nella quale è stato sviluppato questo lavoro di Tesi e successivamente dell'impianto di produzione.

1.1 L'Azienda

La Dennert Poraver GmbH è un'Azienda tedesca il cui fine è la produzione di un materiale inerte sotto forma di sfere in diverse granulometrie a partire da vetro di riciclo. La sede amministrativa è situata a Schlüsselfeld, in Baviera, a circa 60 km a nord da Norimberga, mentre l'impianto di produzione si trova a Postbauer-Heng, un comune situato a 30 km a sud. Quest'ultimo è attivo dal 1983 per la produzione dell'inerte siliceo, mentre un altro impianto è attivo dal 2007 a Toronto, in Canada, per coprire il mercato americano. L'Azienda opera per il 70% nel settore dell'edilizia e per il restante 30% in altri settori come quello navale e automobilistico.



Figura 1.1. *L'impianto di produzione del Poraver® a Postbauer-Heng.*

1.1.1 Il prodotto Poraver®

Il prodotto Poraver® si presenta sotto forma di sfere di colore bianco, ottenute a seguito di un processo chimico-fisico di espansione a partire da vetro di riciclo. Il prodotto finale gode di molte proprietà, che consentono di coprire una vasta gamma di applicazioni. E' un materiale di colore bianco, inodore, ignifugo, leggero, resistente al trasporto di calore e del suono. Proprietà come queste, in particolare la bassa conduttività termica e la bassa densità, rendono il Poraver® un componente importante per migliorare le caratteristiche delle malte nell'edilizia. Nello stesso campo è utilizzato come inerte leggero per calcestruzzi e intonaci.



Figura 1.2. Il prodotto come si presenta in alcune granulometrie.

Inoltre previene la formazione di parassiti e funghi, problema ricorrente nel campo delle costruzioni. Le eccellenti proprietà assorbenti del suono ed ignifughe da parte del Poraver® hanno portato allo sviluppo di pannelli molto efficienti utilizzati in edilizia.

1.2 Il processo produttivo

Il processo per la produzione del Poraver® si può analizzare in due parti distinte. La prima parte riguarda la preparazione del granulato che si ottiene dalla macinazione del vetro e che in seguito viene espanso nei forni. La seconda parte riguarda la trasformazione chimico-fisica del granulato. La materia prima necessaria alla produzione del Poraver® è vetro riciclato (*cullet*). Il vetro, a disposizione in un'area all'esterno dell'edificio, viene in un primo passaggio privato dell'acqua (umidità e pioggia) in un asciugatore alimentato a gas (*cullet dryer*). La percentuale di acqua passa da un valore di circa 3-7% all'1-2% all'uscita dell'asciugatore.

Questa operazione iniziale di allontanamento della fase liquida è importante per poter ottenere in uscita del mulino un solido molto fine. Nel caso entrasse nel mulino vetro con elevate tracce di acqua non si otterrebbe polvere di vetro abbastanza fine. Il mulino rotante (*ball mill*) contiene delle sfere d'acciaio con la funzione

di rendere fine il solido. La temperatura all'interno del mulino è di circa 300°C a



Figura 1.3. il vetro di riciclo costituisce la materia prima. Viene raccolto all'esterno dell'edificio.

seguito degli attriti tra le sfere e il vetro. In uscita dal mulino un sistema separatore ricicla il materiale troppo grossolano per proseguire il processo, mentre la polvere di vetro viene immagazzinata in un silo. L'assenza di acqua nel materiale solido è importante anche per evitare che all'interno del silo di raccolta si formino delle croste che rendono difficoltoso lo svuotamento del serbatoio. Il passaggio successivo prevede la preparazione di una miscela contenente polvere di vetro, acqua e reagenti che hanno funzione legante ed espandente. La temperatura dell'acqua è di circa 80°C con lo scopo di abbassare la tensione superficiale del vetro. La miscela così ottenuta contiene il 40-45% di acqua, parte di essa viene successivamente addizionata con polvere di vetro fino ad ottenere un composto solido pastoso (*green-gray*) al 16-18% di acqua che alimenta un disco rotante. La funzione del disco rotante (*rotating disk*) è quella di evitare la formazione di agglomerati troppo grossi e rendere il solido granulato più o meno omogeneo. Il *green-gray* alimenta un asciugatore rotante a gas (*granulate dryer*) in cui l'acqua contenuta nel granulato viene allontanata totalmente; in

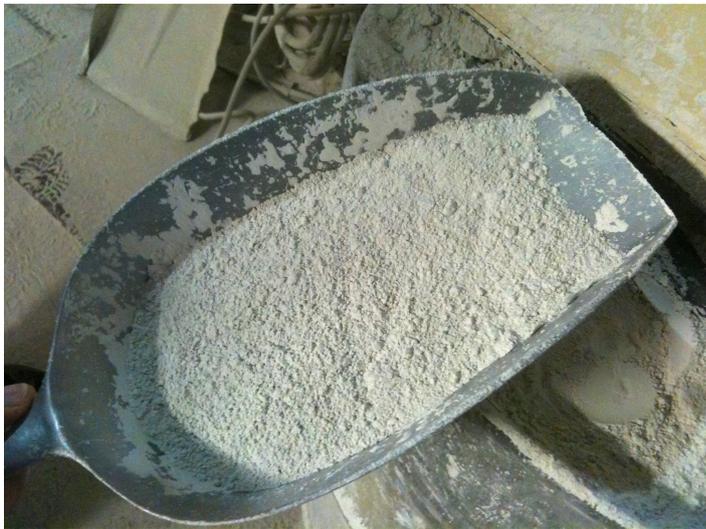


Figura 1.4. La polvere di vetro come si presenta all'uscita del mulino.

queste condizioni si ha che il singolo granulo di vetro sia ricoperto omogeneamente dai reagenti addizionati. Il granulato in uscita viene vagliato per separare i granuli in diverse granulometrie, poiché i forni vengono alimentati da granulometrie simili, per esempio 0,25-0,5/0,5-1 mm oppure 0,5-1/1-2 mm. L'impianto nel complesso è costituito da due asciugatori rotanti per il granulato e di quattro forni per l'espansione. Nello schema riportato in Figura 1.5 il processo del vetro

viene semplificato evidenziando solamente le operazioni di asciugatura e cottura. Vengono schematizzati due tipi di forni: il primo tipo prevede un raffreddamento del solido in uscita con aria ed il secondo presenta la parte finale raffreddata ad acqua. Quest'ultimo forno è utilizzato per la sola produzione delle granulometrie più fini e verrà descritto successivamente. La polvere di vetro, prima di entrare nel forno, viene miscelata con caolino e meta-caolino in proporzioni del 15% circa rispetto alla portata di granulato, con lo scopo essenziale di tenere separati i singoli granuli tra loro evitando che, nel processo di trasformazione, possano espandere insieme e formare sfere irregolari non desiderate. Il caolino è un minerale molto fine, inerte rispetto al processo, che alla temperatura di 850°C si trasforma in meta-caolino (solo l'80% si trasforma), senza perdere le proprietà descritte precedentemente, quindi viene riciclato e riutilizzato (dato anche l'alto costo del minerale). Il

granulato nel forno, alle condizioni di 850-900°C circa, si espande ottenendo così in uscita il prodotto Poraver® alla temperatura di 700-750°C. Le alte temperature all'interno del forno vengono raggiunte attraverso la combustione di gas metano in un bruciatore. I fumi fuoriescono a circa 450-500°C. Le dimensioni del forno di forma cilindrica, sono di 11340 mm di lunghezza e 2130 mm di diametro esterno, mentre quello interno è di 1540 mm; esso compie circa 4-5 rotazioni per minuto. Il prodotto in uscita dal forno viene raffreddato con un sistema ad aria attraverso una camera costituita da un tavolo vibrante con la funzione di trasportare il solido e migliorare lo scambio termico tra i granuli e il gas. La temperatura del solido scende fino a 100-110°C ed esso viene poi inviato ad un sistema separatore costituito da vagliatori vibranti che permettono di separare il solido nelle diverse granulometrie prima dello stoccaggio. Il sistema di raffreddamento ad aria consente anche di poter separare l'80% circa del caolino e meta-caolino presenti, sfruttando il fatto che questi materiali siano molto più fini rispetto al materiale vetroso. Il flusso d'aria contiene quindi, oltre a caolino e meta-caolino, anche tracce di Poraver® che vengono trascinate, esso passa attraverso un sistema che permette la separazione del fluido con il solido. Il *dust collector* separa l'aria dalla miscela solida, che viene frazionata attraverso due classificatori e due filtri. All'uscita dei classificatori il prodotto raggiunge il sistema di separazione finale, mentre il caolino e meta-caolino vengono filtrati dall'aria per essere recuperati. Parte della polvere di vetro ottenuta nella prima parte del processo viene utilizzata in un'altra sezione dell'impianto per la produzione di granulometrie più fini che non si possono produrre col metodo descritto. La differenza sta nella preparazione del granulato per la cottura infatti la miscela preparata nel *mixer* al 40-45% di acqua alimenta la *spray tower* dove, grazie al flusso gassoso caldo di aria proveniente dal basso, si ottiene l'essiccamento. Questo passaggio permette di creare una perfetta copertura del granulo dei reagenti, evitando così la possibile formazione di agglomerati che invece si creano nel metodo sopra descritto. In questo modo si ottiene un prodotto con una granulometria più fina, che può soddisfare le richieste di molti clienti. Come nel forno descritto in precedenza, anche in questo caso il solido vetroso che costituisce l'alimentazione viene addizionato di caolino, che questa volta è puro per questioni solamente logistiche in quanto il serbatoio del minerale usato è lontano e quindi il suo trasporto sarebbe un problema. Il forno utilizzato per l'espansione del granulato proveniente dalla *spray tower* è un forno particolare in uso da pochi anni, che si differenzia dagli altri tre per il tipo di riscaldamento e raffreddamento. La temperatura di esercizio viene raggiunta attraverso dei bruciatori che circondano il forno: in questo modo si può regolarli in modo da creare il profilo di temperatura ottimale; la parte finale del forno è raffreddata ad acqua, in tal modo si ottiene una quantità d'acqua a media temperatura che viene utilizzata per fare la miscela iniziale. Il solido raggiunge il sistema di vagliatura per essere stoccato nelle diverse granulometrie. I fumi percorrono lo stesso processo di separazione descritto in precedenza, ma in questo caso la concentrazione di solido è maggiore essendo il solido più fine e quindi più fluidizzabile.

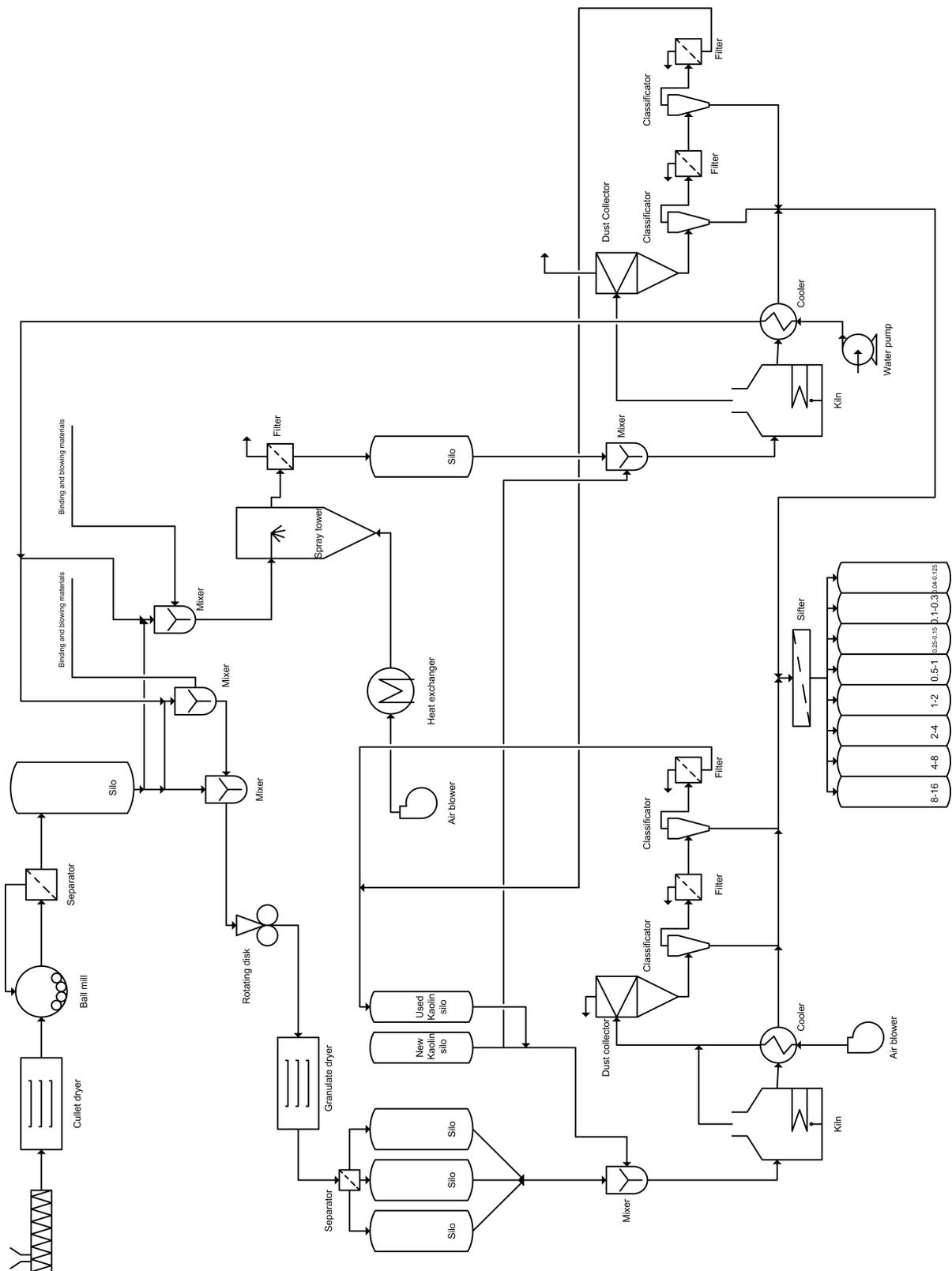


Figura 1.5. Schema del processo di produzione dell'inerte siliceo.

1.3 La normativa EN 16001

Il Sistema di Gestione per l'Energia (*Energy Management System*), proposto dalla norma EN 16001, consente alle Organizzazioni di sviluppare e implementare politiche ed obiettivi che prendano adeguatamente in considerazione la problematica relativa al consumo energetico. La normativa in questione sollecita lo sviluppo di una politica energetica, partendo dall'identificazione dei consumi energetici passati, presenti e futuri fino all'adozione di un piano di monitoraggio. Dalla comparazione e analisi dei consumi si possono ottenere informazioni utili per mettere in atto piani di miglioramento dell'efficienza energetica, con conseguente riduzione dei costi di energia. La EN 16001 non descrive le modalità con cui devono essere svolte le attività aziendali, ma identifica un quadro di riferimento che consente di avere un sistema di gestione efficace. Essa non suggerisce le soluzioni tecniche da adottare nelle aree di maggior consumo, ma ha lo scopo di sollecitare l'azienda a un vero e proprio cambiamento delle abitudini individuali e collettive, al fine di integrare considerazioni di efficienza energetica nei processi decisionali quotidiani.

La EN 16001 è rivolta principalmente alle Organizzazioni, sia pubbliche che private, che consumano quantità significative di energia e che possono vedere nel Sistema di Gestione per l'Energia, un vero e proprio strumento per la riduzione dei costi.

1.3.1 Vantaggi della normativa

Le principali motivazioni che conducono alla decisione di adottare un Sistema di Gestione per l'Energia sono le seguenti:

- Necessità di migliorare le prestazioni energetiche e di conseguenza di ridurre i costi di gestione attraverso la definizione di specifici obiettivi e programmi di miglioramento;
- Esigenza di regolamentare le attività aziendali che possono avere influenza sulle prestazioni energetiche dell'Organizzazione affinché possano essere tenuti sotto controllo tutti i fattori di impatto energetico esistenti in azienda;
- Esigenza di disporre di un' adeguata metodologia di controllo e monitoraggio delle proprie prestazioni energetiche;
- Opportunità di ottenere un riconoscimento ufficiale della validità dei propri impegni in ambito di risparmio energetico attraverso una certificazione da parte di un'organizzazione terza.

1.3.2 La struttura della normativa

La EN 16001 si basa su una metodologia consolidata nota come PDCA (*Plan, Do, Check, Act*). I requisiti necessari per implementare lo standard includono:

- *Plan*: identificare gli aspetti energetici, obblighi legali e obiettivi energetici;

- *Do*: assegnare risorse e responsabilità, accrescere la consapevolezza dell'Organizzazione e implementare controlli operativi;
- *Check*: stabilire un programma di monitoraggio della gestione energetica, controllare le rilevazioni, effettuare verifiche interne sul sistema di gestione energetico;
- *Act*: revisione del Sistema di Gestione per l'Energia da parte del *top management*, per attuare migliorie e cambiamenti.

Il formato così descritto assicura che la EN 16001 possa essere utilizzata da tutte le Organizzazioni, di qualsiasi dimensione e tipologia, con benefici sia per grandi, piccole e medie imprese.

1.4 I consumi energetici

La materia prima utilizzata per il processo produttivo è il vetro di riciclo, esso ha un costo bassissimo, talvolta soltanto i costi del trasporto. In realtà la vera materia prima è considerata l'energia e non il vetro, perché il processo consuma enormi quantità energia sotto forma di elettricità e gas metano.

1.4.1 Il monitoraggio dei flussi energetici

Negli anni 2010 e 2011 l'Azienda ha monitorato i flussi di energia, sia elettrica che di gas metano. Gran parte dell'energia elettrica viene impiegata per il motore del mulino, dove non è possibile attuare dei recuperi. I consumi energetici che è possibile diminuire sono quelli relativi al gas metano, utilizzato per l'essiccamento del vetro di riciclo, l'essiccamento del granulato e il processo di trasformazione nei forni. L'andamento dei consumi mensili di gas¹ viene illustrato nelle Figure 1.6-7-8 insieme all'andamento della produzione di Poraver®.

¹ Il volume di gas si riferisce alle condizioni standardizzate di 273,15 K e 1013,25 mbar.

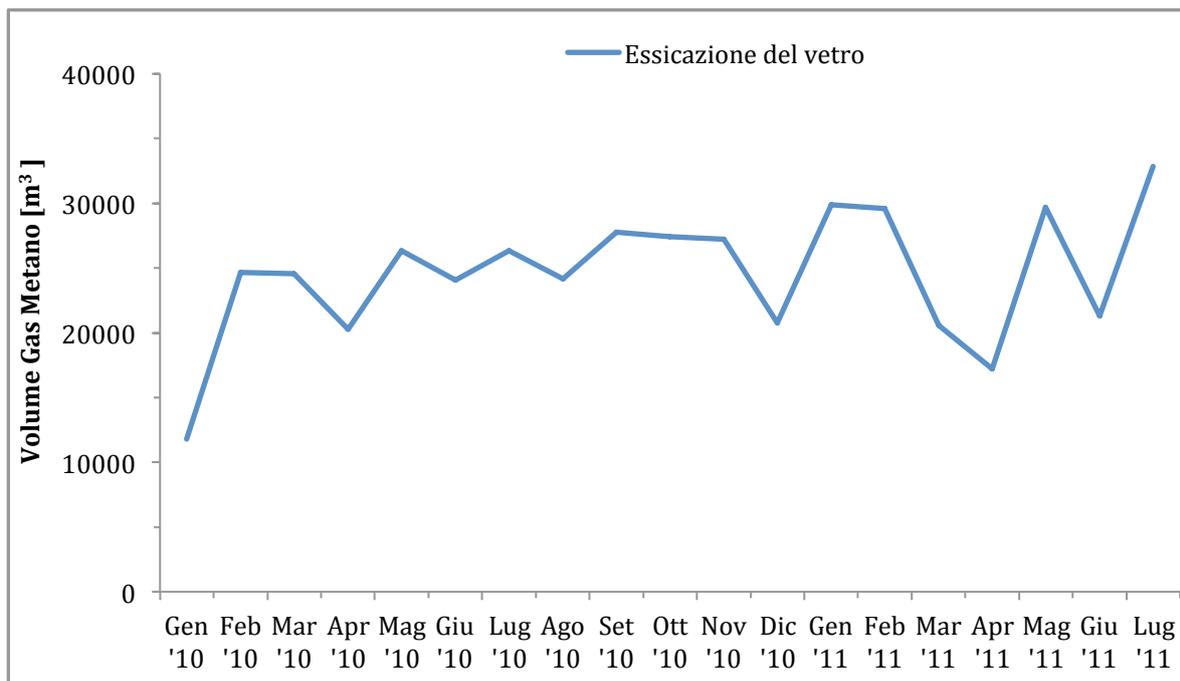


Figura 1.6. Andamento dei consumi di gas metano relativi al processo di essiccazione del vetro di riciclo.

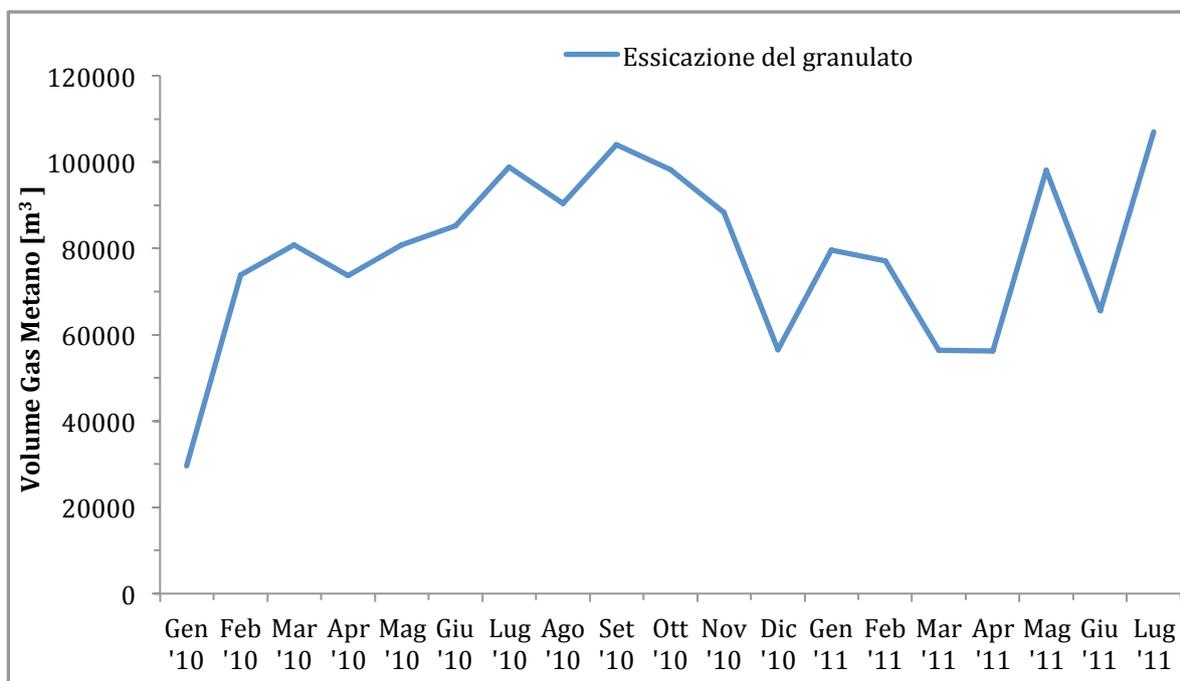


Figura 1.7. Andamento dei consumi di gas metano relativi al processo di essiccazione del granulato.

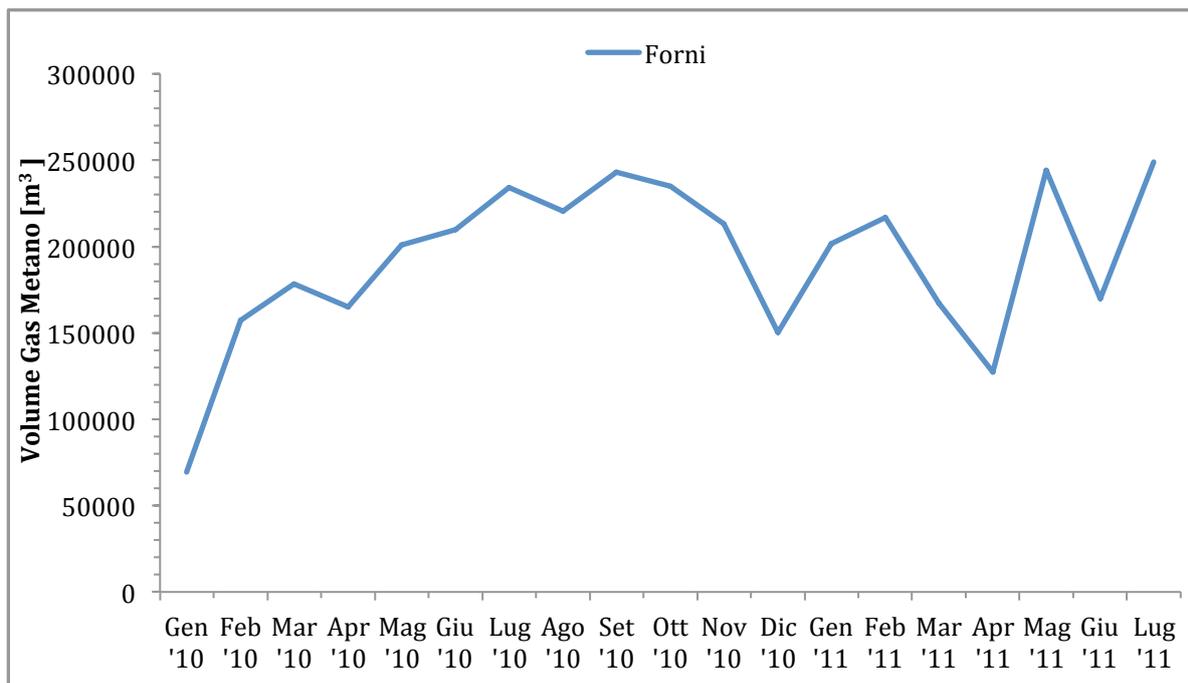


Figura 1.8. Andamento dei consumi di gas metano relativi ai processi di espansione del granulato nei forni.

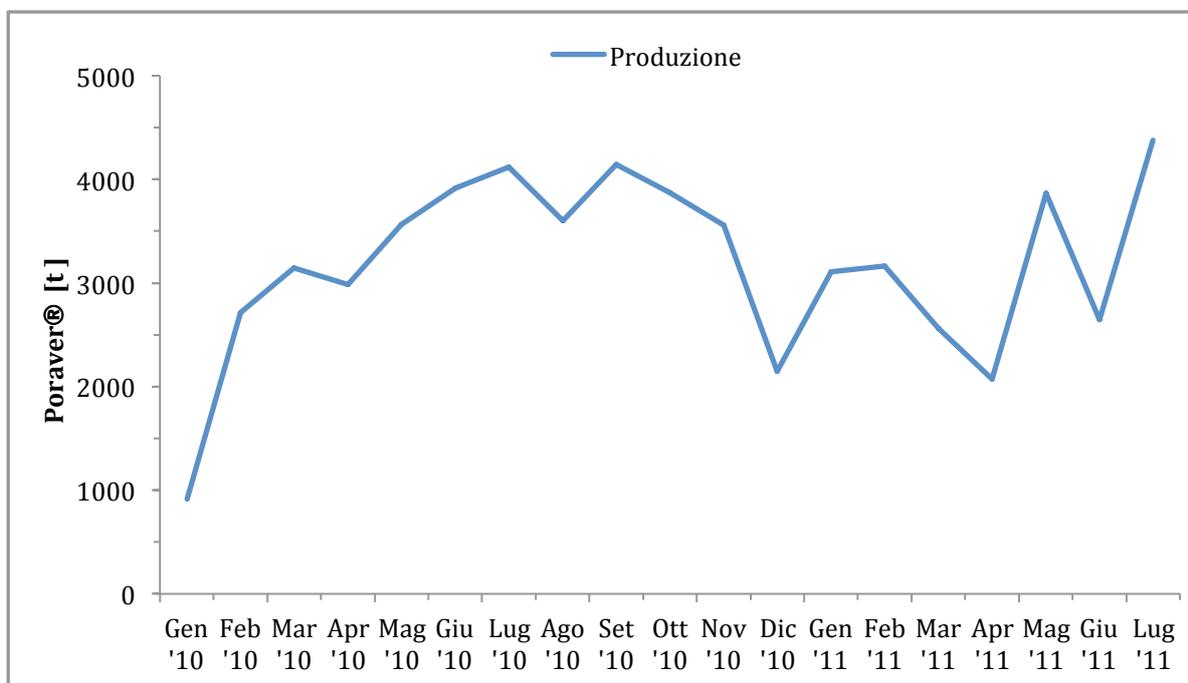


Figura 1.9. Andamento della produzione di Poraver®.

Dalle Figure 1.6-7-8 a confronto con la Figura 1.9 si nota che i profili degli andamenti del consumo di gas metano nei diversi processi sono molto simili a quello della produzione di Poraver®.

1.5 Scopo della Tesi

Lo scopo della Tesi è di individuare un recupero energetico realizzabile nella pratica, in modo tale da abbassare in maniera significativa il consumo di gas metano. Tutte le valutazioni sono state effettuate sulla base dei flussi di materia ed energia facendo riferimento al forno numero 3, nel quale si propone di utilizzare la stream gassosa uscente ad alta temperatura per preriscaldare il comburente (aria) in entrata. In questo modo, fornendo aria a temperatura maggiore di quella ambiente, sarà possibile calcolare la diminuzione del consumo del combustibile.

Capitolo 2

Bilancio energetico del forno

Con riferimento al forno numero 3, in questo capitolo vengono descritte le modalità utilizzate per verificare il bilancio energetico del forno.

2.1 Rilevamento dei dati

In Figura 2.1 si evidenziano i flussi di materia necessari per verificare il bilancio energetico.

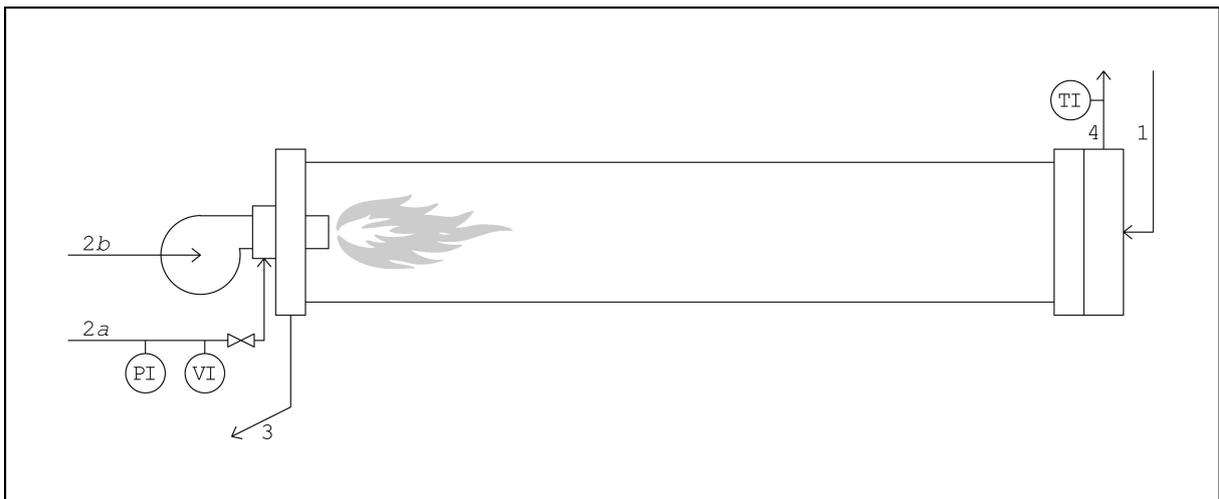


Figura 2.1. Sono evidenziati I flussi di materia del forno numero 3

Il flusso 1 indica il granulato in entrata, il flusso 3 quello in uscita, il flusso 2a rappresenta il combustibile, il flusso 2b il comburente e il flusso 4 i fumi.

2.1.1 Lettura di temperatura, portata e pressione

La lettura dei valori di temperatura, portata e pressione dei flussi è stata eseguita il giorno 23/08/11.

- Per il flusso 1 dell'alimentazione solida si leggono sul computer della sala controllo la portata di granulato, caolino e meta-caolino². Per la temperatura non è stata effettuata alcuna rilevazione, ma è stato fissato il valore di 80°C, che viene considerato ragionevole pur non essendo stato controllato;
- Per il flusso 2 del combustibile-comburente viene considerata come temperatura dell'aria e del metano quella ambiente. Un misuratore volumetrico posto prima del bruciatore fornisce la portata oraria del gas a quella temperatura, eseguendo misurazioni ogni 60 minuti. La pressione relativa del metano si legge in un manometro posto a monte del misuratore di volume;
- Per il flusso 4 dei fumi si legge la temperatura sul display del pannello di controllo che la riporta;
- Per il flusso 3 del prodotto la portata massiva resta la stessa di quella del granulato e la temperatura si legge attraverso una termocoppia portatile.

Sono state effettuate le letture e le misurazioni elencate ogni 60 minuti per ottenere 3 valori differenti per ogni parametro. Queste informazioni vengono riassunte in Tabella 2.1.

Tabella 2.1. *Letture e misurazioni dei flussi del forno n°3*

23/08/11 Forno n°3	Componente		h 10.25	h 11.25	h 12.25	h 13.25
Alimentazione solida	Granulato	[Kg/h]	1652	1652	1652	
	Caolino usato	[Kg/h]	178	178	178	
	Caolino	[Kg/h]	83.4	83.4	83.4	
Metano	Volume	[m ³]	5721195	5721294	5721392	5721489
	Pressione	[mbar]	53	53	53	
Temperatura	3	[°C]	720 ³	765	759	
	4	[°C]	434.1	432.6	432.9	

2.1.1.1 Raccolta dei dati

Facendo riferimento alla Tabella 2.1 e alle considerazioni svolte in precedenza, si sono determinati i valori mediati di temperatura ed i valori di portata e pressione.

² Per meta-caolino si intende il caolino usato che, dopo la trasformazione nel forno, viene riciclato. Il minerale riciclato, nonostante contenga una certa quantità di caolino, viene considerato interamente meta-caolino.

³ Questo valore di temperatura può considerarsi affetto da errore discostandosi di molto rispetto agli altri due valori.

Tabella 2.2. Valori fissati e mediati di temperatura, pressione e portata.

Flusso	Componente	U.d.m.	
1	Granulato	[Kg/h]	1652
	Caolino usato	[Kg/h]	178
	Caolino	[Kg/h]	83.4
		[°C]	80
2	Aria	[°C]	25
	Metano	[m ³ /h]	98
		[°C]	25
3	Poraver®	[Kg/h]	1652 ⁴
		[°C]	762
4	Fumi	[°C]	433.2

2.1.2 Considerazioni ed ipotesi sui flussi

Osservando la Tabella 2.2 si nota che per poter verificare il bilancio energetico del forno mancano la portata di caolino e meta-caolino in uscita e la portata dell'aria e quindi anche dei fumi; le temperature di tutti i flussi sono note. Per calcolare la portata del minerale inerte possiamo considerare che la reazione di trasformazione avvenga con una conversione percentuale dell'80%: posto questo vincolo è facile calcolare le portate di caolino e meta-caolino in uscita. Adesso resta ignota la portata di aria immessa e quindi anche la portata dei fumi uscenti; è chiaro quindi che, fissato un valore di portata massiva di aria, si blocca automaticamente anche la portata dei fumi. Considerando la combustione completa possiamo ipotizzare un rapporto combustibile-comburente in eccesso allo stechiometrico. Per quanto riguarda la reazione di espansione, che per motivi di know-how non è esplicitabile, si trascurano dal bilancio di energia i contributi energetici dei reagenti addizionati in entrata e dei prodotti della reazione in uscita; quindi le uniche reazioni che si considerano sono quella di combustione del metano e quella di trasformazione del caolino.

La reazione di combustione del metano è la seguente:



⁴ Questo valore di portata è posto uguale a quello del granulato in entrata. Il processo di espansione fa cambiare solo la densità del granulo.

Per calcolare la quantità stechiometrica di aria si determina la portata molare di metano⁵, ipotizzando come gas perfetto:

$$\dot{n}_{met} = \frac{p\dot{V}_{met}}{RT} = \frac{(53+960)^6 \times 98}{83.14472 \times 298.15} = 4.005 \frac{Kmol}{h} \quad (2.2)$$

La quantità di ossigeno stechiometrica è quindi 8.010 Kmol/h e si può facilmente ricavare la quantità stechiometrica di aria:

$$\dot{n}_{air} = \frac{\dot{n}_{O_2}}{y_{O_2,air}} = \frac{8.010}{0.21} = 38.143 \frac{Kmol}{h} \quad (2.3)$$

Dalle Equazioni 2.2 e 2.3 si trovano le rispettive portate massive di combustibile e comburente:

$$\dot{m}_{met} = \dot{n}_{met} \cdot MM_{met} = 4.005 \cdot 16.00 = 64.08 \frac{Kg}{h} \quad (2.4)$$

$$\dot{m}_{air} = \dot{n}_{air} \cdot y_{O_2} \cdot MM_{O_2} + \dot{n}_{air} \cdot y_{N_2} \cdot MM_{N_2} = 1100.04 \frac{Kg}{h} \quad (2.5)$$

Avendo a disposizione la portata massiva di metano e la portata massiva di aria stechiometrica posso trovare il rapporto stechiometrico combustibile-comburente:

$$r_{stech} = \frac{\dot{m}_{air}}{\dot{m}_{met}} = \frac{1100.04}{64.08} = 17.17 \quad (2.6)$$

Il rapporto stechiometrico fra comburente e combustibile è quindi 17.17 Kg/Kg.

Tenendo conto dell'ipotesi fatta precedentemente, si è ipotizzato un eccesso d'aria con un rapporto 1:20. A questo punto si possono ricavare i flussi in entrata e uscita di tutte le portate mentre le temperature sono note.

2.1.3 Determinazione dei flussi di ogni componente del sistema

Si raccolgono in Tabella 2.3 i componenti dei flussi entranti e uscenti del forno con relative masse molecolari.

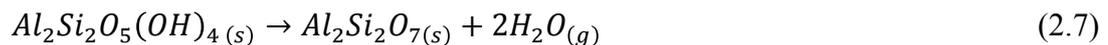
⁵ Il gas in pressione dopo il misuratore di volume viene espanso fino a pressione atmosferica (960 mbar). La portata in volume del gas e la pressione in ingresso cambiano ma la portata molare rimane la stessa; si eseguono i calcoli facendo riferimento alle condizioni di temperatura e pressione della misurazione (298.15 K, 960 mbar).

⁶ La pressione tra parentesi è la somma di due pressioni: la pressione relativa del gas rilevata nel manometro più la pressione atmosferica di Postbauer-Heng.

Tabella 2.3. Masse molecolari dei componenti dei flussi.

Componente	MM [Kg/Kmol]
Vetro (SiO ₂)	60
Caolino	258
Meta-caolino	222
Metano	16
Ossigeno	32
Azoto	28
Anidride carbonica	44
Acqua	18

Il flusso 1 è noto per ogni componente, quindi posso trovare il flusso 3. L'unica reazione che coinvolge i componenti del flusso 1 (solido in entrata) è la trasformazione del caolino, secondo la reazione:



Sapendo che l'80% di caolino si trasforma in meta-caolino posso facilmente trovare i flussi 1 e 3 in Kmol/h dei componenti:

$$\dot{n}_{SiO_2}^{(1)} = \dot{n}_{SiO_2}^{(3)} = \frac{\dot{m}_{SiO_2}}{MM_{SiO_2}} = \frac{1652}{60} = 27.533 \frac{Kmol}{h} \quad (2.8)$$

$$\dot{n}_{Cao}^{(1)} = \frac{\dot{m}_{Cao}^{(1)}}{MM_{Cao}} = \frac{83.4}{258} = 0.323 \frac{Kmol}{h} \quad (2.9)$$

$$\dot{n}_{m-Cao}^{(1)} = \frac{\dot{m}_{m-Cao}^{(1)}}{MM_{m-Cao}} = \frac{178}{222} = 0.802 \frac{Kmol}{h} \quad (2.10)$$

$$\dot{n}_{Cao}^{(3)} = \dot{n}_{Cao}^{(1)} \cdot 0.20 = 0.323 \cdot 0.20 = 0.065 \frac{Kmol}{h} \quad (2.11)$$

$$\dot{n}_{m-Cao}^{(3)} = \dot{n}_{m-Cao}^{(1)} + \dot{n}_{Cao}^{(1)} \cdot 0.80 = 0.802 + 0.323 \cdot 0.80 = 1.060 \frac{Kmol}{h} \quad (2.12)$$

A questo punto si possono calcolare i flussi molari delle correnti gassose:

$$\dot{n}_{met}^{(2)} = 4.005 \frac{Kmol}{h} \quad (2.2)$$

$$\dot{n}_{O_2}^{(2)} = \frac{\dot{m}_{air}^{(2)} \cdot w_{O_2}}{MM_{O_2}} = \frac{20 \cdot \dot{m}_{met}^{(2)} \cdot w_{O_2}}{MM_{O_2}} = \frac{20 \cdot 64.08 \cdot 0.233}{32} = 9.332 \frac{Kmol}{h} \quad (2.13)$$

$$\dot{n}_{N_2}^{(2)} = \frac{\dot{m}_{air}^{(2)} \cdot w_{N_2}}{MM_{N_2}} = \frac{20 \cdot \dot{m}_{met}^{(2)} \cdot w_{N_2}}{MM_{N_2}} = \frac{20 \cdot 64.08 \cdot 0.767}{28} = 35.107 \frac{Kmol}{h} \quad (2.14)$$

$$\dot{n}_{CO_2}^{(4)} = \dot{n}_{met}^{(2)} = 4.005 \frac{Kmol}{h} \quad (2.15)$$

$$\dot{n}_{O_2}^{(4)} = \dot{n}_{O_2}^{(2)} - 2 \cdot \dot{n}_{met}^{(2)} = 9.332 - 2 \cdot 4.005 = 1.322 \frac{Kmol}{h} \quad (2.16)$$

$$\dot{n}_{N_2}^{(4)} = \dot{n}_{N_2}^{(2)} = 35.107 \frac{Kmol}{h} \quad (2.17)$$

$$\dot{n}_{H_2O}^{(4)} = 2 \cdot \dot{n}_{met}^{(2)} + 0.80 \cdot 2 \cdot \dot{n}_{CaO}^{(1)} = 2 \cdot 4.005 + 0.80 \cdot 2 \cdot 0.323 = 8.527 \frac{Kmol}{h} \quad (2.18)$$

Adesso si hanno a disposizione tutte le portate molari di ogni singolo componente in ogni flusso.

2.2 Bilancio energetico con rapporto di aria ipotizzato

Per il calcolo del bilancio energetico, oltre alle portate molari dei componenti e delle temperature, si devono conoscere i calori specifici in funzione della temperatura per ogni componente e le entalpie di formazione alla temperatura di 298.15 K. Per facilità di calcolo e per calcolare facilmente il bilancio per ogni successiva modifica su un parametro, si utilizza il programma Excel per la risoluzione. Impostando i flussi entranti uscenti e le temperature si può creare un programma semplice ma efficace, utile per ogni successiva modifica. In questo modo sarà possibile utilizzare uno strumento del programma per trovare il giusto rapporto metano-aria con facilità. Si raccolgono i dati necessari allo svolgimento del programma.

Tabella 2.4. *Entalpie di formazione e calori specifici dei componenti*⁷.

Componente	$\Delta H_{298.15K}^0$ [Kcal/Kmol]	$C_p(T)$ [Kcal/KmolK]
Caolino	-964940.0	57.47+ 35.300 $\times 10^{-3} T$ -7.870 $\times 10^5 T^2$
Meta-Caolino	-767500.0	54.85+ 8.800 $\times 10^{-3} T$ -3.480 $\times 10^5 T^2$
Vetro (SiO ₂)	-203350.0	10.87+ 8.712 $\times 10^{-3} T$ -2.412 $\times 10^5 T^2$
Metano	-17802.2	5.34+ 11.500 $\times 10^{-3} T$
Ossigeno	0	8.27+ 28.500 $\times 10^{-5} T$ -1.877 $\times 10^5 T^2$
Azoto	0	6.50+ 0.100 $\times 10^{-3} T$
Acqua _(g)	-57797.9	8.22+ 0.150 $\times 10^{-3} T$ +0.134 $\times 10^{-5} T^2$
Anidride carbonica	-94052.0	10.34+ 2.740 $\times 10^{-3} T$ -1.955 $\times 10^{-5} T^2$

In Tabella 2.5 vengono riassunte le portate molari dei componenti nei flussi e le rispettive temperature.

⁷ Green, Don W. e Perry, Robert H. (2008) *Perry's Chemical Engineers' Handbook (8th Edition)* McGraw-Hill; <http://www.clays.org/journal/archive/volume%2013/13-1-419.pdf>.

Tabella 2.5. Portate molari e temperature dei componenti.

Flusso	T [K]	Componente	\dot{n} [Kmol/h]
1	353.15	Vetro (SiO ₂)	27.533
		Caolino	0.323
		Meta-Caolino	0.802
2	298.15	Metano	4.005
		Ossigeno	9.332
		Azoto	35.107
3	1035.15	Vetro (SiO ₂)	27.533
		Caolino	0.065
		Meta-Caolino	1.060
4	706.35	Ossigeno	1.322
		Azoto	35.107
		Anidride carbonica	4.005
		Acqua	8.527

2.2.1 Calcolo delle entalpie in entrata e uscita

A temperatura fissata, per il flusso 1 si può scrivere:

$$H_{SiO_2}^{(1)} = \Delta H_{SiO_2}^0 + \int_{298.15}^{353.15} C_{p_{SiO_2}}(T) dT \quad (2.19)$$

$$H_{CaO}^{(1)} = \Delta H_{CaO}^0 + \int_{298.15}^{353.15} C_{p_{CaO}}(T) dT \quad (2.20)$$

$$H_{m-CaO}^{(1)} = \Delta H_{m-CaO}^0 + \int_{298.15}^{353.15} C_{p_{m-CaO}}(T) dT \quad (2.21)$$

Per il flusso 2:

$$H_{met}^{(2)} = \Delta H_{met}^0 \quad (2.22)$$

$$H_{O_2}^{(2)} = \Delta H_{O_2}^0 \quad (2.23)$$

$$H_{N_2}^{(2)} = \Delta H_{N_2}^0 \quad (2.24)$$

Per il flusso 3:

$$H_{SiO_2}^{(3)} = \Delta H_{SiO_2}^0 + \int_{298.15}^{1035.15} C_{p_{SiO_2}}(T) dT \quad (2.25)$$

$$H_{Cao}^{(3)} = \Delta H_{Cao}^0 + \int_{298.15}^{1035.15} C_{p_{Cao}}(T) dT \quad (2.26)$$

$$H_{m-Cao}^{(3)} = \Delta H_{m-Cao}^0 + \int_{298.15}^{1035.15} C_{p_{m-Cao}}(T) dT \quad (2.27)$$

Per il flusso 4:

$$H_{O_2}^{(4)} = \Delta H_{O_2}^0 + \int_{298.15}^{706.35} C_{p_{O_2}}(T) dT \quad (2.28)$$

$$H_{N_2}^{(4)} = \Delta H_{N_2}^0 + \int_{298.15}^{706.35} C_{p_{N_2}}(T) dT \quad (2.29)$$

$$H_{CO_2}^{(4)} = \Delta H_{CO_2}^0 + \int_{298.15}^{706.35} C_{p_{CO_2}}(T) dT \quad (2.30)$$

$$H_{H_2O}^{(4)} = \Delta H_{H_2O}^0 + \int_{298.15}^{706.35} C_{p_{H_2O}}(T) dT \quad (2.31)$$

Dopo aver riportato nel foglio Excel i dati a disposizione relativi ai flussi e inserito le formule per la risoluzione degli integrali, si ottengono le entalpie dei componenti e dei flussi. Si riportano i valori delle entalpie così calcolate:

$$H_{SiO_2}^{(1)} = -202722.10 \frac{Kcal}{Kmol} \quad (2.32)$$

$$H_{Cao}^{(1)} = -961558.00 \frac{Kcal}{Kmol} \quad (2.33)$$

$$H_{m-Cao}^{(1)} = -764507.42 \frac{Kcal}{Kmol} \quad (2.34)$$

$$H_{met}^{(2)} = -17802.20 \frac{Kcal}{Kmol} \quad (2.35)$$

$$H_{O_2}^{(2)} = 0 \frac{Kcal}{Kmol} \quad (2.36)$$

$$H_{N_2}^{(2)} = 0 \frac{Kcal}{Kmol} \quad (2.37)$$

$$H_{SiO_2}^{(3)} = -191634.40 \frac{Kcal}{Kmol} \quad (2.38)$$

$$H_{Cao}^{(3)} = -907120.31 \frac{Kcal}{Kmol} \quad (2.39)$$

$$H_{m-Cao}^{(3)} = -723582.94 \frac{Kcal}{Kmol} \quad (2.40)$$

$$H_{O_2}^{(4)} = 3064.89 \frac{Kcal}{Kmol} \quad (2.41)$$

$$H_{N_2}^{(4)} = 2858.32 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kmol}} \quad (2.42)$$

$$H_{CO_2}^{(4)} = -89648.40 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kmol}} \quad (2.43)$$

$$H_{H_2O}^{(4)} = -54266.17 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kmol}} \quad (2.44)$$

2.2.2 Bilancio energetico

Con i dati a disposizione si possono calcolare le portate di energia in entrata e in uscita:

$$H^{(1)} = H_{SiO_2}^{(1)} \cdot \dot{n}_{SiO_2}^{(1)} + H_{CaO}^{(1)} \cdot \dot{n}_{CaO}^{(1)} + H_{m-CaO}^{(1)} \cdot \dot{n}_{m-CaO}^{(1)} \quad (2.45)$$

$$H^{(2)} = H_{met}^{(2)} \cdot \dot{n}_{met}^{(2)} + H_{O_2}^{(2)} \cdot \dot{n}_{O_2}^{(2)} + H_{N_2}^{(2)} \cdot \dot{n}_{N_2}^{(2)} \quad (2.46)$$

$$H^{(3)} = H_{SiO_2}^{(3)} \cdot \dot{n}_{SiO_2}^{(3)} + H_{CaO}^{(3)} \cdot \dot{n}_{CaO}^{(3)} + H_{m-CaO}^{(3)} \cdot \dot{n}_{m-CaO}^{(3)} \quad (2.47)$$

$$H^{(4)} = H_{O_2}^{(4)} \cdot \dot{n}_{O_2}^{(4)} + H_{N_2}^{(4)} \cdot \dot{n}_{N_2}^{(4)} + H_{CO_2}^{(4)} \cdot \dot{n}_{CO_2}^{(4)} + H_{H_2O}^{(4)} \cdot \dot{n}_{H_2O}^{(4)} \quad (2.48)$$

Si riportano i risultati delle Equazioni 2.45-46-47-48 calcolati con Excel:

$$H^{(1)} = -6505427.91 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}} \quad (2.49)$$

$$H^{(2)} = -71291.82 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}} \quad (2.50)$$

$$H^{(3)} = -6102272.22 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}} \quad (2.51)$$

$$H^{(4)} = -717326.08 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}} \quad (2.52)$$

Dalle Equazioni 2.49-50-51-52 si possono ottenere la portata di energia entrante e uscente e calcolare per differenza l'energia persa:

$$H^{in} = H^{(1)} + H^{(2)} = -6576719.73 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}} \quad (2.53)$$

$$H^{out} = H^{(3)} + H^{(4)} = -6819598.30 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}} \quad (2.54)$$

$$\Delta H = H^{out} - H^{in} = -242878.57 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}} \quad (2.55)$$

L'energia negativa, quindi ceduta all'ambiente, è pari a $\Delta H = -242878.57$ Kcal/h. Rispetto all'energia entrante:

$$\Delta H_{\%} = \frac{\Delta H}{H^{in}} \cdot 100 = \frac{-242878.57}{-6576719.73} \cdot 100 = 3.69\% \quad (2.56)$$

Si conclude che il 3.69% dell'energia immessa nel forno è dissipata, essendo il forno non adiabatico.

2.3 Bilancio energetico con corretto rapporto di aria

Il bilancio energetico calcolato nel precedente paragrafo tiene conto di un rapporto di aria-metano arbitrario secondo l'ipotesi di eccesso d'aria. Essendo le portate di ingresso e uscita di solido fisse e costanti nel tempo, come anche la portata di gas metano, è chiaro che l'unica variabile del problema è l'aria, o più precisamente l'ossigeno, in ingresso. Essendo il combustibile costante, mantenendo valida l'ipotesi di completa reazione del metano e continuando a operare con eccesso di comburente, la portata di anidride carbonica in uscita rimarrà costante e cambierà soltanto quella di ossigeno al variare della portata d'aria; questo si può facilmente notare aumentando arbitrariamente il rapporto aria-metano nel programma in Excel.

2.3.1 Determinazione del corretto rapporto di aria

Il rapporto tra le portate in uscita di ossigeno e di anidride carbonica fornirebbe la soluzione del problema. Una società esterna monitora con frequenza il flusso gassoso dei fumi in uscita dal forno per fornire utili dati all'Azienda. Nei fogli di misura, con le misurazioni effettuate il 30.08.11 sullo stesso forno, è presente la tabella seguente con i valori relativi ad alcune grandezze che vengono riportate:

Tabella 2.6. Alcune misurazioni relative al Forno 3 del 30.08.11.

Gas di scarico "Forno 3"		
Data	30.08.11	
Inizio	10.28	
Fine	11.07	
T	[°C]	435
O_2	[Vol.-%]	12.54 ± 0.554
CO_2	[Vol.-%]	5.16 ± 0.614
ρ	[Kg/m ³]	0.465

Dai valori in Tabella 2.6 si può osservare che la temperatura è praticamente uguale a quella mediata dalle misurazioni (433.2 °C) e che la data della misurazione non si scosta di molto da

quella in cui sono state effettuate le misure per il bilancio. Si noti comunque che le condizioni operative nelle due date non sono sicuramente identiche. Con riferimento quindi ai valori in Tabella 2.7, che rispecchiano le reali condizioni operative, si sono calcolate le composizioni in volume di ossigeno e anidride carbonica nel nostro caso in cui l'ipotesi di rapporto metano-aria è di 1:20:

$$\dot{n}^{(4)} = \dot{n}_{O_2}^{(4)} + \dot{n}_{N_2}^{(4)} + \dot{n}_{CO_2}^{(4)} + \dot{n}_{H_2O}^{(4)} = 48.961 \frac{Kmol}{h} \quad (2.57)$$

$$\dot{V}^{(4)} = \frac{\dot{n}^{(4)} RT}{p} = \frac{48.961 \cdot 83.14472 \cdot 706.35}{960} = 2994.98 \frac{m^3}{h} \quad (2.58)$$

$$\dot{V}_{O_2}^{(4)} = \frac{\dot{n}_{O_2}^{(4)} RT}{p} = \frac{1.322 \cdot 83.14472 \cdot 706.35}{960} = 80.85 \frac{m^3_{O_2}}{h} \quad (2.59)$$

$$\dot{V}_{CO_2}^{(4)} = \frac{\dot{n}_{CO_2}^{(4)} RT}{p} = \frac{4.005 \cdot 83.14472 \cdot 706.35}{960} = 244.99 \frac{m^3_{CO_2}}{h} \quad (2.60)$$

$$V_{\%O_2}^{(4)} = \frac{\dot{V}_{O_2}^{(4)}}{\dot{V}^{(4)}} \cdot 100 = \frac{80.85}{2994.98} \cdot 100 = 2.70 \quad (2.61)$$

$$V_{\%CO_2}^{(4)} = \frac{\dot{V}_{CO_2}^{(4)}}{\dot{V}^{(4)}} \cdot 100 = \frac{244.99}{2994.98} \cdot 100 = 8.18 \quad (2.62)$$

$$\xi_{sim} = \frac{V_{\%O_2}^{(4)}}{V_{\%CO_2}^{(4)}} = \frac{2.70}{8.18} = 0.330 \quad (2.63)$$

$$\xi_{reale} = \frac{V_{\%O_2}^{(reale)}}{V_{\%CO_2}^{(reale)}} = \frac{12.54}{5.16} = 2.430 \quad (2.64)$$

Si sono confrontati i calcoli ottenuti con i valori sperimentali (Tabella 2.7).

Tabella 2.7. Confronto tra composizioni percentuali di O_2 e CO_2 e coefficienti ξ con rapporto d'aria ipotizzato e reale.

		Rapporto metano-aria	
		reale	1:20
$V_{\%O_2}$	[Vol.-%]	12.54 ± 0.554	2.70
$V_{\%CO_2}$	[Vol.-%]	5.16 ± 0.614	8.18
ξ		2.430	0.330

Dalla Tabella 2.7 si vede che il rapporto metano-aria 1:20 utilizzato per il calcolo del forno è errato. La composizione percentuale reale è molto più alta di quella calcolata, ad indicazione del fatto che nel forno entra più aria di quella ipotizzata arbitrariamente. Aumentando la

massa d'aria, alimentata per ogni Kg di metano, cresce anche la composizione dell'ossigeno nei fumi e diminuisce quella del metano. Il programma creato con Excel torna utile a questo punto per la determinazione del corretto rapporto metano-aria. In particolare, il risolutore di Excel, permette di impostare un obiettivo modificando il valore di una cella. In questo caso la cella del coefficiente ξ ha come obiettivo il valore del ξ reale, cioè 2.430, e la cella di cui viene variato il valore è il rapporto metano-aria. Nelle condizioni sperimentali, il risolutore converge su un rapporto 1:38. Con questo nuovo valore di rapporto metano-aria vengono ricalcolate immediatamente tutte le portate.

2.3.2 Considerazioni sul rapporto metano-aria corretto

Nelle condizioni di un rapporto metano-aria pari a 1:38 si sono calcolate le nuove composizioni di ossigeno, anidride carbonica e coefficiente ξ :

$$\dot{n}^{(4)} = \dot{n}_{O_2}^{(4)} + \dot{n}_{N_2}^{(4)} + \dot{n}_{CO_2}^{(4)} + \dot{n}_{H_2O}^{(4)} = 89.00 \frac{Kmol}{h} \quad (2.65)$$

$$\dot{V}^{(4)} = \frac{\dot{n}^{(4)}RT}{p} = \frac{89.00 \cdot 83.14472 \cdot 706.35}{960} = 5444.99 \frac{m^3}{h} \quad (2.66)$$

$$\dot{V}_{O_2}^{(4)} = \frac{\dot{n}_{O_2}^{(4)}RT}{p} = \frac{9.731 \cdot 83.14472 \cdot 706.35}{960} = 595.33 \frac{m^3}{h} \quad (2.67)$$

$$\dot{V}_{CO_2}^{(4)} = \frac{\dot{n}_{CO_2}^{(4)}RT}{p} = \frac{4.005 \cdot 83.14472 \cdot 706.35}{960} = 244.99 \frac{m^3_{CO_2}}{h} \quad (2.68)$$

$$V_{\%O_2}^{(4)} = \frac{\dot{V}_{O_2}^{(4)}}{\dot{V}^{(4)}} \cdot 100 = \frac{595.33}{5444.99} \cdot 100 = 10.93 \quad (2.69)$$

$$V_{\%CO_2}^{(4)} = \frac{\dot{V}_{CO_2}^{(4)}}{\dot{V}^{(4)}} \cdot 100 = \frac{244.99}{5444.99} \cdot 100 = 4.50 \quad (2.70)$$

$$\xi_{sim} = \frac{V_{\%O_2}^{(4)}}{V_{\%CO_2}^{(4)}} = \frac{10.93}{4.50} = 2.430 \quad (2.71)$$

Nella Tabella 2.8 si propone il confronto con i calcoli precedenti:

Tabella 2.8. Confronto tra composizioni percentuali di O_2 e CO_2 e coefficienti ξ con rapporto d'aria ipotizzato, reale e simulato.

		Rapporto metano-aria		
		reale	1:20	1:38
$V_{\%O_2}$	[Vol.-%]	12.54 ± 0.554	2.70	10.93
$V_{\%CO_2}$	[Vol.-%]	5.16 ± 0.614	8.18	4.50
ξ		2.430	0.330	2.430

Si noti che esiste un solo rapporto metano-aria tale per cui il coefficiente ξ sia uguale a quello reale in quanto, ponendo fissa la portata di metano (e quindi di anidride carbonica nei fumi), solo l'ossigeno in eccesso può variare le composizioni volumetriche percentuali e il coefficiente ξ . In questo caso, confrontando i valori reali con i valori simulati, si hanno valori diversi di composizione nonostante il coefficiente ξ sia lo stesso, il che significa che la portata di metano nel tempo in cui sono stati effettuati le misurazioni (valori reali) del 30.08.11 non era la stessa, ma maggiore.

2.3.2.1 Considerazioni sulla densità

Si riportano le densità dei fumi calcolate nei due diversi casi di rapporto metano-aria in modo da confrontarli con la densità reale che vale $\rho=0.465 \text{ Kg/m}^3$.

$$\rho_{1:20}^{(4)} = \frac{\dot{n}_{O_2}^{(4)} \cdot MM_{O_2} + \dot{n}_{N_2}^{(4)} \cdot MM_{N_2} + \dot{n}_{CO_2}^{(4)} \cdot MM_{CO_2} + \dot{n}_{H_2O}^{(4)} \cdot MM_{H_2O}}{\dot{V}^{(4)}} = 0.452 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \quad (2.72)$$

$$\rho_{1:38}^{(4)} = \frac{\dot{n}_{O_2}^{(4)} \cdot MM_{O_2} + \dot{n}_{N_2}^{(4)} \cdot MM_{N_2} + \dot{n}_{CO_2}^{(4)} \cdot MM_{CO_2} + \dot{n}_{H_2O}^{(4)} \cdot MM_{H_2O}}{\dot{V}^{(4)}} = 0.461 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \quad (2.73)$$

Confrontando le densità calcolate con la densità reale si osserva che il nuovo rapporto metano-aria avvicina il valore di densità a quella reale.

2.3.3. Bilancio energetico con rapporto di aria simulato

I passaggi per il bilancio energetico con il rapporto di metano-aria 1:38 sono gli stessi fatti in §2.2.2 e §2.2.1. Per semplicità si riportano i valori delle portate di energia ricalcolate in automatico nel foglio Excel:

$$H^{(1)} = -6505427.91 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}} \quad (2.74)$$

$$H^{(2)} = -71291.82 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}} \quad (2.75)$$

$$H^{(3)} = -61022272.22 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}} \quad (2.76)$$

$$H^{(4)} = -601117.89 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}} \quad (2.77)$$

$$H^{in} = H^{(1)} + H^{(2)} = -6576719.73 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}} \quad (2.78)$$

$$H^{out} = H^{(3)} + H^{(4)} = -6703390.11 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}} \quad (2.79)$$

$$\Delta H = H^{out} - H^{in} = -126670.38 \frac{Kcal}{h} \quad (2.80)$$

$$\Delta H_{\%} = \frac{\Delta H}{H^{in}} \cdot 100 = \frac{-126670.38}{-6576719.73} \cdot 100 = 1.93\% \quad (2.56)$$

In queste condizioni il forno dissipa l'1.93% dell'energia entrante.

Capitolo 3

Recupero termico nel forno

In questo capitolo, sulla base dei calcoli presentati nel precedente capitolo, viene proposto un recupero termico nel forno che permetta di diminuire la portata di combustibile consumata, preriscaldando l'aria con i fumi di combustione.

3.1 Il processo modificato

Lo scopo del recupero termico è di diminuire la portata di combustibile consumata, aumentando la temperatura e quindi l'entalpia dell'aria inviata al bruciatore. Il processo viene modificato come schematizzato in Figura 3.1.

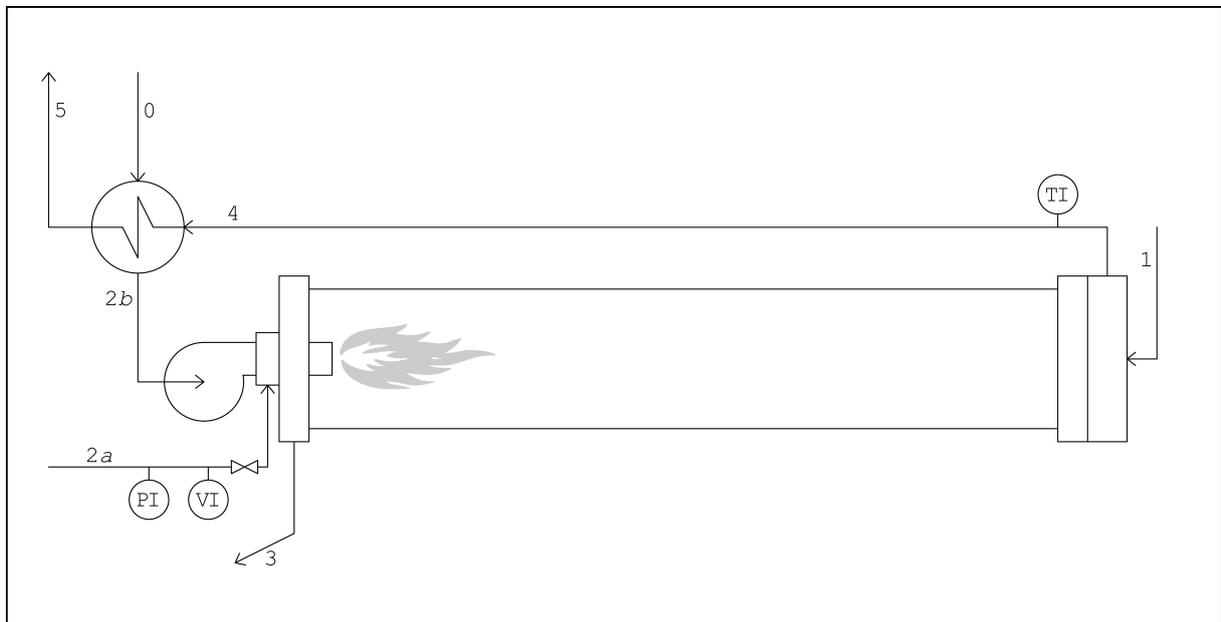


Figura 3.1. Forno con la modifica del recupero termico. Lo scambiatore posto prima del bruciatore realizza lo scambio termico tra l'aria e i fumi.

Lo scambiatore rigenerativo posto prima del bruciatore realizza il recupero termico utilizzando il calore dei fumi ad alta temperatura per portare l'aria a temperatura maggiore di quella ambiente.

3.2 Determinazione dei flussi gassosi e delle temperature

La modifica del processo e in particolare la portata del combustibile, fa variare i flussi gassosi del comburente e dei fumi. La condizione iniziale da porre per poter calcolare i flussi gassosi, è di mantenere costante il rapporto fra combustibile e comburente al valore calcolato in §2.3.1, cioè 1:38. Si ipotizza inoltre di mantenere costante il flusso energetico in entrata al bruciatore cosicché, per ogni valore di portata di metano (a temperatura costante), si avrà una portata di aria direttamente proporzionale ma a temperatura crescente. La temperatura dell'aria in ingresso al bruciatore deve necessariamente aumentare per mantenere costante il flusso energetico e può essere calcolata per ogni valore di portata di metano. Sapendo che la portata di metano è di 4,005 Kmol/h, si può costruire una tabella nella quale, per ogni portata di metano ipotizzata, si ha la temperatura dell'aria. Questa tabella è stata ottenuta utilizzando il risolutore nel foglio Excel creato: si imposta come obiettivo la cella contenente il flusso entalpico in modo che il valore rimanga costante e si imposta come cella variabile la temperatura dell'aria. Se si decrementa la portata di metano ad intervalli di 0,25 Kmol/h fino ad un valore di 2,505 Kmol/h, si possono ricalcolare le portate di aria corrispondenti e, applicando il risolutore, la sua temperatura corrispondente.

Il passo successivo è determinare il flusso gassoso in uscita dal forno e la corrispondente temperatura. Per poter procedere al calcolo è necessario impostare delle ipotesi: con riferimento alla Figura 2.1 consideriamo i flussi solidi 1 e 3 costanti e a temperatura fissa e costante. Questo implica che i flussi energetici non varino al variare della portata di metano, poiché le temperature in entrata ed uscita del solido rimangono fissate. Questa ipotesi implica che la reazione di trasformazione chimico-fisica all'interno del forno avvenga nonostante la portata di metano diminuisca, ovvero che l'alimentazione solida riceva la stessa quantità di energia necessaria alla reazione rispetto alle condizioni normali di operazione. Un'ipotesi ulteriore è sul flusso dei fumi uscente dal forno. Avendo posto in precedenza i flussi energetici 1,2 e 3 costanti, il rimanente (quello dei fumi) deve essere pure costante, a parità di dispersioni termiche del forno. L'ipotesi dunque è che il forno continui a dissipare l'1,93% di energia entrante (valore calcolato in §2.3.3) per qualsiasi portata di metano.

Sostituendo nel bilancio di materia del forno i nuovi valori di portata di metano e aria, vengono ricalcolate automaticamente le portate dei singoli componenti nei fumi. Questo permette di calcolare il flusso energetico dei fumi ad una data temperatura. Utilizzando sempre il risolutore, si imposta come obiettivo la cella contenente la dissipazione percentuale di energia (per cui si fissa il valore 1,93%) e come cella variabile la temperatura dei fumi. Per

ogni intervallo di portata di metano si ottiene la corrispondente temperatura dei fumi in uscita dal forno. I risultati di questo calcolo sono in Tabella 3.1.

Tabella 3.1. Calcoli ottenuti per gli intervalli di portata molare di metano.

Metano [Kmol/h]	Aria [Kmol/h]	Temperatura Aria [K]	Temperatura Fumi [K]
4,005	84,483	298,15	706,35
3,755	79,209	306,54	664,17
3,505	73,935	316,08	616,07
3,255	68,661	327,03	560,18
3,005	63,387	339,74	489,12
2,755	58,113	354,67	408,42
2,505	52,839	372,47	309,57

E' possibile tracciare un grafico che evidenzia le funzioni "Temperatura Aria" e "Temperatura Fumi" al variare della portata molare di metano (Figura 3.2).

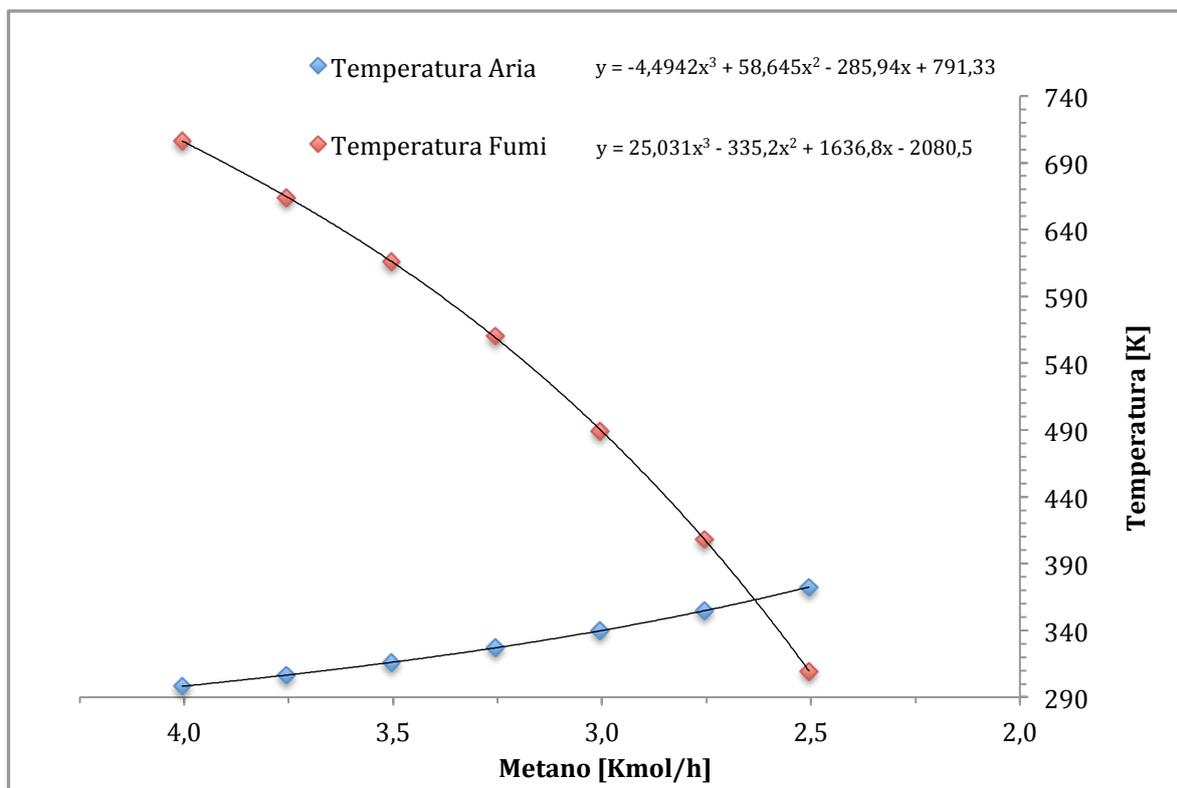


Figura 3.2. Dipendenza delle temperature dell'aria in ingresso e dei fumi in uscita in funzione della portata molare di metano.

Dalla Figura 3.2 si osserva che, a parità di portata di metano, si ha una variazione maggiore della temperatura dei fumi rispetto a quella dell'aria. Il punto di intersezione delle due funzioni indica il punto per il quale per una data portata di metano si ha la temperatura di aria in ingresso uguale a quella dei fumi in uscita. Si tratta di un limite inferiore alla portata di metano, che non ha significato pratico. Per la portata di 2,505 Kmol/h infatti, la temperatura dell'aria è uguale a quella dei fumi, per cui non è possibile attuare un preriscaldamento dell'aria.

3.3 Determinazione dei calori scambiati nello scambiatore

Per la determinazione delle potenze termiche ricevute e cedute dai flussi gassosi nello scambiatore si fa riferimento alla Figura 3.3.

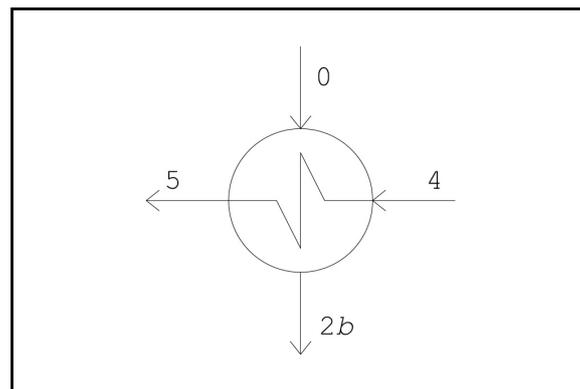


Figura 3.3. Dettaglio dello scambiatore con i flussi evidenziati.

Si pone come temperatura dei fumi in uscita dallo scambiatore 120°C ($393,15\text{ K}$) in modo da assicurare che l'acqua prodotta dalla combustione non condensi. I fumi dopo lo scambio termico proseguono fino al *dust collector*.

Esiste una portata di metano da inviare al bruciatore, che in base alle ipotesi poste in precedenza, fornisce un flusso dei fumi a una temperatura per la quale l'entalpia ceduta dai fumi nello scambiatore rigenerativo è uguale a quella ricevuta dall'aria per passare da $298,15\text{ K}$ alla temperatura in ingresso del bruciatore. Avendo posto la condizione sulle temperature dei fumi in uscita dallo scambiatore ($393,15\text{ K}$) sono note le temperature di tutti i flussi (per ogni valore ipotizzato di portata di metano). Le potenze termiche si calcolano attraverso le differenze di energia nello scambiatore per ogni valore di portata molare ipotizzata:

$$H^{(0)} = \sum_i [(\Delta H_i^o + \int_{298,15}^{T_0} c p_i(T) dT) \cdot n_i^{(0)}] \quad (3.1)$$

$$H^{(2b)} = \sum_i [(\Delta H_i^o + \int_{298,15}^{T_{2b}} c p_i(T) dT) \cdot n_i^{(2b)}] \quad (3.2)$$

$$H^{(4)} = \sum_i [(\Delta H_i^o + \int_{298,15}^{T_{2b}} c p_i(T) dT) \cdot n_i^{(4)}] \quad (3.3)$$

$$H^{(5)} = \sum_i [(\Delta H_i^o + \int_{298,15}^{T_{2b}} c p_i(T) dT) \cdot n_i^{(5)}] \quad (3.4)$$

La quantità di energia fornita all'aria è pari a:

$$H^{(aria)} = H^{(2b)} - H^{(0)} \quad (3.5)$$

Mentre la quantità di energia ceduta dai fumi è pari a:

$$H^{(fumi)} = H^{(5)} - H^{(4)} \quad (3.6)$$

E' così possibile determinare la portata di metano per cui le Equazioni 3.5 e 3.6 si eguagliano. Utilizzando il programma nel foglio Excel si eseguono i calcoli per trovare una relazione tra portata molare di metano e calori scambiati nello scambiatore. Essi dipendono dalle portate molari dei singoli componenti (che variano linearmente con il metano) e dalle temperature in ingresso per i fumi e di uscita per l'aria (già fissate a 393,15 K e 298,15 K rispettivamente). Si riportano i risultati in Tabella 3.2.

Tabella 3.2. Calcoli dei calori forniti all'aria per raggiungere la temperatura da 298,15 K fino a T_{2b} , e dei calori ceduti dai fumi per raggiungere la temperatura di T_4 fino a 393,15 K.

Metano [Kmol/h]	T_{2b} [K]	T_4 [K]	$H^{(aria)}$ [Kcal/h]	$H^{(fumi)}$ [Kcal/h]
4,005	298,15	706,35	0	-208201,7
3,755	306,54	664,17	4449,7	-168330,8
3,505	316,08	616,07	8898,7	-128708,6
3,255	327,03	560,18	13347,7	-89111,8
3,005	339,74	489,12	17799,5	-46939,5
2,755	354,67	408,42	22251,1	-6785,8
2,505	372,47	309,57	26702,0	33300,0

Il calore ceduto dai fumi ha ovviamente segno negativo. Il valore di portata molare di metano, per il quale i calori in valore assoluto si eguagliano, indica le condizioni di alimentazione di combustibile per il quale si realizza lo scambio termico voluto.

Dal punto di vista grafico gli stessi risultati sono presentati in Figura 3.4, con le due rette “ $H^{(aria)}$ ” e “ $H^{(fumi)}$ ” al variare della portata di metano.

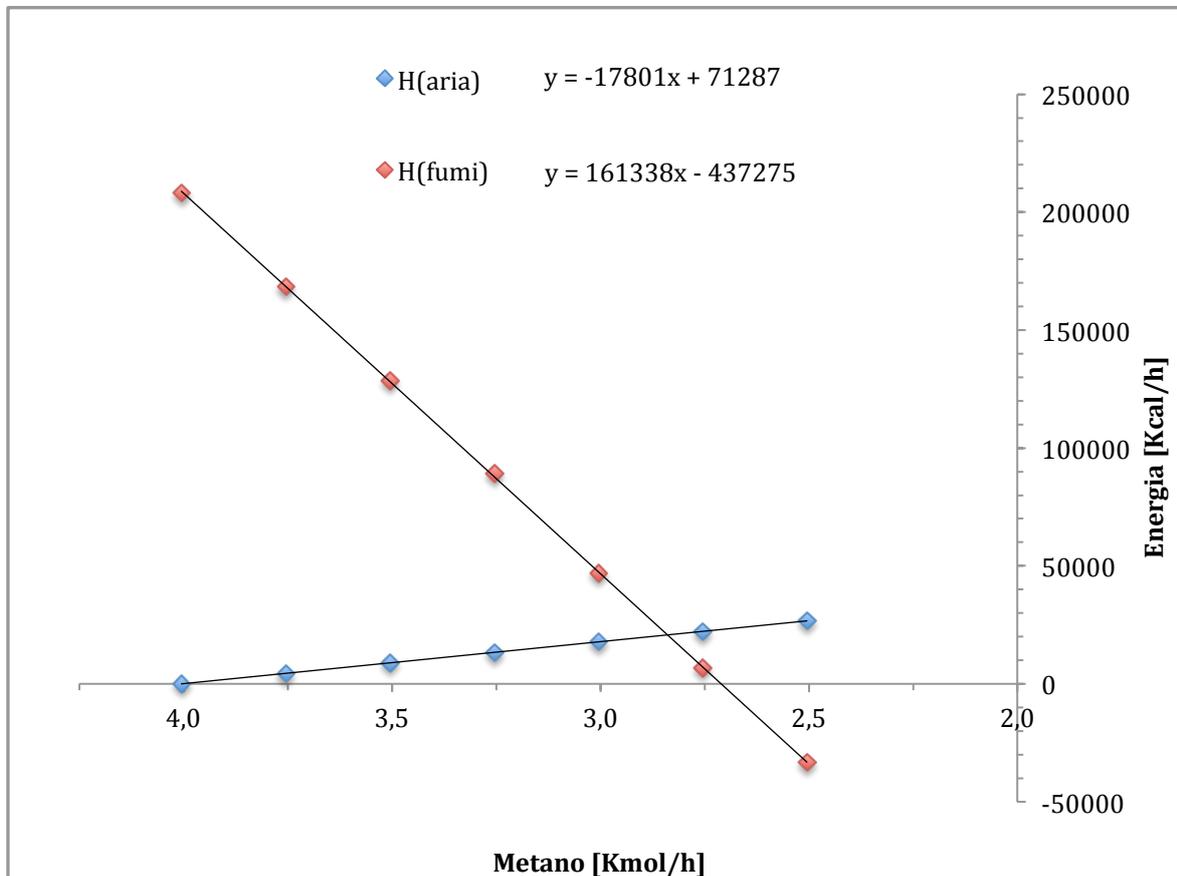


Figura 3.4. Dipendenza delle funzioni “ $H^{(aria)}$ ” e “ $H^{(fumi)}$ ” al variare della portata molare di metano. Il calore ceduto dai fumi è espresso con il segno opposto; il punto di intersezione delle rette indica la portata molare di metano per la quale si realizzerebbe lo scambio termico.

Le equazioni delle funzioni “ $H^{(aria)}$ ” e “ $H^{(fumi)}$ ” sono:

$$H^{(aria)} = y(x) = -17801x + 71287 \text{ [Kcal/h]} \quad (3.7)$$

$$H^{(fumi)} = y(x) = 161338x - 437275 \text{ [Kcal/h]} \quad (3.8)$$

Risolviendo il sistema tra le Equazioni 3.7 e 3.8 si trova la portata molare di metano per la quale si realizza lo scambio termico: la soluzione è 2,839 Kmol/h che, sostituita in una delle Equazioni 3.7 e 3.8, fornisce la potenza termica ceduta/acquistata nello scambiatore (20751,3 Kcal/h).

3.3.1 Determinazione delle temperature dei flussi

Considerando le equazioni polinomiali, funzioni “Temperatura Aria” e “Temperatura Fumi” in Figura 3.1, si possono calcolare le temperature corrispondenti alla portata molare di metano trovata. Si riportano le equazioni:

$$T^{(aria)} = y(x) = -4,4942x^3 + 58,645x^2 - 285,94x + 791,33 [K] \quad (3.9)$$

$$T^{(fumi)} = y(x) = 25,031x^3 - 335,2x^2 + 1636,8x - 2080,5 [K] \quad (3.10)$$

Sostituendo alla variabile x il valore 2,839 si ottengono $T^{(aria)}=349,39$ K e $T^{(fumi)}=437,43$ K.

3.4 Riepilogo dello scambiatore di calore

Ipotizzando lo scambiatore di tipo adiabatico verso l'esterno, si riassumono in Tabella 3.3 le portate dei fluidi e le rispettive temperature.

Tabella 3.3. Riepilogo delle temperature, portate volumetriche e portate massive dei fluidi gassosi aria e fumi. Si fa riferimento alla Figura 3.3.

	T_{in} [K]	T_{out} [K]	ΔT [K]	$\dot{V}_{in}(T_{in})$ [m ³ /h]	$\dot{V}_{out}(T_{out})$ [m ³ /h]	\dot{m} [Kg/h]
Aria	298,15	349,49	51,34	1546,5	1812,3	1727,2
Fumi	437,43	393,15	44,28	2396,1	2153,6	1782,0

Con i dati a disposizione si possono calcolare i calori specifici dell'aria e dei fumi alle condizioni di temperatura considerati:

$$cp_{aria} = \frac{Q}{\dot{m}_{aria} \cdot \Delta T} = 0,234 \frac{Kcal}{KgK} \quad (3.11)$$

$$cp_{fumi} = \frac{Q}{\dot{m}_{fumi} \cdot \Delta T} = 0,263 \frac{Kcal}{KgK} \quad (3.12)$$

Lo scambiatore posto prima dello scambiatore permette di realizzare lo scambio termico descritto. In questo modo la portata di gas metano è scesa da 4,005 Kmol/h a 2,839 Kmol/h, con un risparmio di combustibile del 30% circa.

3.5 Verifica dello scambiatore

Con la portata molare di metano trovata (2,839 Kmol/h) si vuole verificare se nello scambiatore è possibile realizzare lo scambio termico al variare del rapporto aria-metano. Per soddisfare il secondo principio della termodinamica infatti, in ogni punto dello scambiatore la temperatura del fluido caldo deve essere superiore di almeno 10 °C rispetto a quella del fluido freddo. A tale scopo si sono fissati i flussi energetici gassosi in entrata e uscita e si sono trovate le temperature che rendono costanti i flussi entalpici variando il rapporto. Le temperature dell'aria e dei fumi aumentano al diminuire del rapporto e in particolare il ΔT tra i flussi aumenta. Poiché il calore da fornire all'aria nello scambiatore rimane sempre lo stesso (20715,3 Kcal/h) per la condizione posta in precedenza, i fumi non usciranno più dallo scambiatore alla temperatura di 393,15 K ma a una temperatura maggiore. La dipendenza delle temperature dei flussi gassosi in entrata e uscita dallo scambiatore al variare del rapporto aria-metano è mostrata in Figura 3.5.

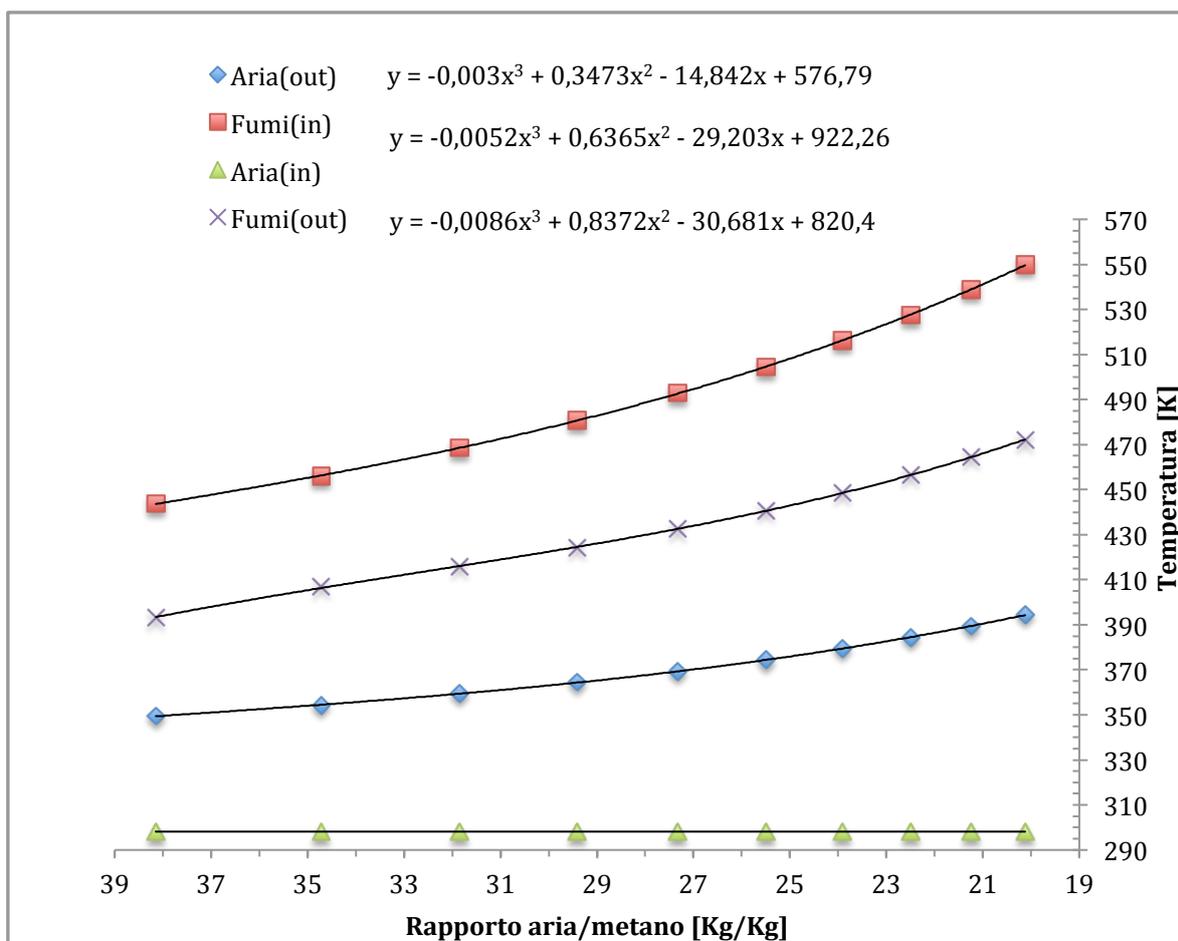


Figura 3.5. Dipendenza delle temperature di aria e fumi in entrata e uscita dallo scambiatore al diminuire del rapporto aria-metano.

Poiché al diminuire del rapporto aria-metano le portate di aria e dei fumi diminuiscono, ma il ΔT tra i fumi e l'aria a temperatura ambiente aumenta, si conclude che la diminuzione del rapporto aria-metano da un lato riduce l'area necessaria per lo scambio termico e dall'altro diminuisce i costi di pompaggio dell'aria al bruciatore.

Conclusioni

In questa Tesi si è approfondito un processo per la produzione di un materiale isolante siliceo. In particolare si è studiata la possibilità di realizzare un recupero termico nel forno rotativo dove avviene la reazione di espansione del granulato al fine di ridurre, in maniera significativa, i consumi di gas metano.

Il tipo di recupero termico studiato si basa sul preriscaldamento dell'aria, utilizzata come comburente nel forno, a spese dei fumi di combustione ad alta temperatura. Dai calcoli ottenuti, applicando i bilanci di energia, si è visto che è possibile attuare il tipo di recupero termico proposto e che il risparmio di gas metano che si raggiunge è del 30% circa. Si è visto anche che con la portata molare di metano trovata è possibile diminuire il rapporto aria-metano al bruciatore. In questo caso i vantaggi sono maggiori perché la temperatura dei fumi all'uscita dello scambiatore è superiore a 120 °C e i costi di pompaggio dell'aria sono inferiori.

La soluzione di recupero termico proposta può essere applicata anche per gli altri due forni rotativi presenti in Azienda.

Oltre al risparmio economico si ottiene un beneficio anche dal punto di vista ambientale, poiché si riducono del 30% circa le emissioni di anidride carbonica in atmosfera.

Ringraziamenti

In quest'ultima parte di Tesi desidero ringraziare il Prof. Alberto Bertucco, mio Tutor accademico, per la disponibilità e cortesia dimostrate e per tutto l'aiuto fornitomi durante la stesura.

Voglio inoltre ringraziare i miei genitori per avermi sempre sostenuto e avermi permesso di raggiungere questo traguardo.

Riferimenti bibliografici

Green, Don W. e Perry, Robert H. (2008) *Perry's Chemical Engineers' Handbook (8th Edition)* McGraw-Hill;

Federal Ministry for the Environment, Nature Conservation and Nuclear Safety (BMU) (2010) DIN EN 16001: Energy Management System in Practice, *A Guide for Companies and Organisations*.

Siti web

<http://www.poraver.de/>

<http://www.clays.org/journal/archive/volume%2013/13-1-419.pdf>

<http://www.gruppogelati.it/pages/page.aspx?ID=A93398CE-D4C7-4913-9C7A-7EDD25A8BF4A>