



**UNIVERSITÀ DEGLI STUDI DI PADOVA**  
DIPARTIMENTO DI INGEGNERIA INDUSTRIALE

**TESI DI LAUREA MAGISTRALE IN  
INGEGNERIA CHIMICA E DEI PROCESSI INDUSTRIALI**

**Inceneritore Cà Del Bue di Verona:  
Valutazioni sul dimensionamento  
dell'impianto**

*Relatore Prof. Antonio Mantovani*

*Laureando MAURO PARISOTTO*

ANNO ACCADEMICO 2012-2013

« I campioni non si fanno nelle palestre. I campioni  
si fanno con qualcosa che hanno nel loro profondo: un  
desiderio, un sogno, una visione. »



# Obiettivi della tesi

La presente tesi ha come obiettivo la valutazione dei dati di progetto preliminare presentati dall'azienda AGSM spa in fase di autorizzazione regionale per la realizzazione di un intervento di revamping all' impianto di incenerimento Ca del Bue sito nella provincia di Verona.

Il revamping proposto consta nella costruzione ex-novo di due linee di combustione di rifiuti solidi urbani. Dopo aver analizzato l'importanza che il processo di incenerimento ricopre nella gestione dei rifiuti, viene riportata un'accurata descrizione del progetto presentato sia dal punto di vista processistico che impiantistico. Successivamente alla fase descrittiva si riporta lo studio effettuato sui dati di progetto dichiarati nei documenti presentati in regione. Partendo dalla caratterizzazione del rifiuto si sono effettuate delle considerazioni sui dati presentati andando ad individuare, mediante considerazione tecnico-scientifiche, alcune difformità rispetto alla realtà. Sono stati in seguito estesi i bilanci a tutte le sezioni d'impianto utilizzando dati e parametri ritenuti più realistici rispetto a quelli proposti. A seguito della stesura dei bilanci si sono effettuate valutazioni di tipo prestazionale e di dimensionamento. L'obiettivo finale è stato il calcolo della prestazione dell'impianto mediante l'ottenimento dell'efficienza del recupero energetico del rifiuto, calcolata secondo la direttiva europea 2008/98/CE.





# Indice

<b>INTRODUZIONE .....</b>	<b>I</b>
<b>CAPITOLO 1.....</b>	<b>1</b>
<b>CONTESTUALIZZAZIONE .....</b>	<b>1</b>
<b>1.1 IL TRATTAMENTO DEI RIFIUTI SOLIDI URBANI (RSU) .....</b>	<b>1</b>
1.1.1 PRINCIPI DEL SISTEMA INTEGRATO ITALIANO .....	2
1.1.2 MESSA IN DISCARICA .....	3
1.1.3 LA TERMOVALORIZZAZIONE.....	4
<b>CAPITOLO 2.....</b>	<b>7</b>
<b>INCENERITORE CÀ DEL BUE.....</b>	<b>7</b>
<b>2.1 TECNOLOGIE APPLICATE A IMPIANTI DI TERMOVALORIZZAZIONE RIFIUTI URBANI.....</b>	<b>7</b>
<b>2.2 L'IMPIANTO DI TERMOVALORIZZAZIONE CÀ DEL BUE DI AGSM.....</b>	<b>8</b>
2.2.1 SEZIONE RICEVIMENTO E MOVIMENTAZIONE RIFIUTI .....	10
2.2.2 SEZIONE DI COMBUSTIONE E RECUPERO TERMICO.....	11
2.2.3 GENERAZIONE VAPORE E RECUPERO TERMICO.....	11
2.2.4 DEPURAZIONE FUMI .....	12
<b>CAPITOLO 3.....</b>	<b>15</b>
<b>DIMENSIONAMENTO E BILANCI DELLA CAMERA DI COMBUSTIONE E POST-COMBUSTIONE.....</b>	<b>15</b>
<b>3.1 PROCESSO DI COMBUSTIONE SU GRIGLIA MOBILE .....</b>	<b>16</b>
3.1.1 DESCRIZIONE DEL FUNZIONAMENTO DEL FORNO A GRIGLIA MOBILE .....	16
<b>3.2 VALUTAZIONE DIMENSIONAMENTO GRIGLIA DI COMBUSTIONE .....</b>	<b>18</b>
3.2.1 CARATTERIZZAZIONE DEL RIFIUTO TRATTATO .....	18
3.2.2 POTERE CALORIFICO DEL RIFIUTO TRATTATO .....	19
3.2.3 BILANCI CAMERA DI COMBUSTIONE IN REGIME DI CARICO NOMINALE .....	21
3.2.3.1 Bilanci di materia.....	22
3.2.3.2 Bilanci di energia .....	23
3.2.4 CONSIDERAZIONI SUL DIMENSIONAMENTO DELLA CAMERA DI COMBUSTIONE .....	23
<b>3.3 POST-COMBUSTIONE: FUNZIONI E IMPORTANZA ALL'INTERNO DEL PROCESSO DI INCENERIMENTO .....</b>	<b>24</b>



3.3.1 FLUE GAS RECIRCULATION (FGR) .....	25
3.3.2 BILANCI ALLA CAMERA DI POST-COMBUSTIONE .....	25
3.3.2.1 Bilanci di materia .....	26
3.3.2.2 Bilanci di Energia .....	27
<b>3.4 CONSIDERAZIONI SUL DIMENSIONAMENTO DELLA CAMERA DI POST-COMBUSTIONE E VERIFICA DEL RISPETTO DELLA NORMATIVA INERENTE AL SUO DIMENSIONAMENTO .....</b>	<b>27</b>
3.4.1 VERIFICA DELLA TEMPERATURA MINIMA DI POST-COMBUSTIONE .....	27
3.4.2 VERIFICA DEL RISPETTO DEL TEMPO DI RESIDENZA MINIMO .....	28
<b>CAPITOLO 4 .....</b>	<b>29</b>
<b>DIMENSIONAMENTO E BILANCI DELLA CALDAIA A RECUPERO TERMICO PER LA PRODUZIONE DI VAPORE E DEL CICLO TERMICO .....</b>	<b>29</b>
<b>4.1 DESCRIZIONE COSTRUTTIVA E FUNZIONAMENTO DELLA CALDAIA A RECUPERO .....</b>	<b>29</b>
4.1.1 I PASSI RADIANTI .....	30
4.1.2 SEZIONE CONVETTIVA E RECUPERO DEL CALORE .....	30
<b>4.2 CICLO TERMICO PER LA PRODUZIONE DI ENERGIA ELETTRICA .....</b>	<b>31</b>
<b>4.3 BILANCI ALLA CALDAIA E PRODUZIONE DEL VAPORE .....</b>	<b>32</b>
4.3.1. BILANCIO TOTALE DI MASSA ED ENERGIA .....	33
4.3.2 BILANCIO AL SURRISCALDATORE .....	33
4.3.3. BILANCIO AGLI EVAPORATORI .....	34
4.3.4.1 Estrazione di una porzione del vapore saturo dal corpo cilindrico .....	34
4.3.4 BILANCIO ALL'ECONOMIZZATORE .....	35
<b>4.4 CONSIDERAZIONI SUL DIMENSIONAMENTO DELLA CALDAIA .....</b>	<b>36</b>
<b>4.5 BILANCI ALLA TURBINA .....</b>	<b>36</b>
4.5.1 CONSIDERAZIONI SUL RENDIMENTO ISOENTROPICO DELLA TURBINA UTILIZZATO PER I CALCOLI DI PROGETTO .....	38
<b>4.6. CALCOLO DEL RENDIMENTO DELL'IMPIANTO .....</b>	<b>39</b>
4.6.2 EFFETTO DELLA CONDENSAZIONE SUL RENDIMENTO TERMICO .....	40
<b>4.7 PROBLEMI DOVUTI ALL'UTILIZZO DI UN'UNICA TURBINA A SERVIZIO DI ENTRAMBE LE LINEE .....</b>	<b>42</b>
<b>CAPITOLO 5 .....</b>	<b>43</b>
<b>DIMENSIONAMENTO E BILANCI DELLA LINEA DI DEPURAZIONE DEI FUMI DI COMBUSTIONE .....</b>	<b>43</b>

<b>5.1 DESCRIZIONE E FUNZIONAMENTO DELLA LINEA DI DEPURAZIONE FUMI .....</b>	<b>44</b>
<b>5.2 PRINCIPI DI FUNZIONAMENTO E DESCRIZIONE DEL PRIMO REATTORE A SECCO .....</b>	<b>46</b>
5.2.1 DOSAGGIO REAGENTI SOLIDI AL PRIMO REATTORE ED EFFICIENZA DI ABBATTIMENTO .....	47
5.2.2 VALUTAZIONE DEL DIMENSIONAMENTO DEL REATTORE PROPOSTO .....	48
<b>5.3 DESCRIZIONE E FUNZIONAMENTO PRIMA BATTERIA DI FILTRI A MANICHE... ..</b>	<b>48</b>
5.3.2 VALUTAZIONE DEL DIMENSIONAMENTO DEL FILTRO A MANICHE .....	49
<b>5.4 DESCRIZIONE E FUNZIONAMENTO DEL SECONDO REATTORE.....</b>	<b>50</b>
<b>5.5 DESCRIZIONE E FUNZIONAMENTO DEL SECONDO FILTRO A MANICHE. ....</b>	<b>52</b>
<b>5.6 DESCRIZIONE E FUNZIONAMENTO DEL ABBATTIMENTO DEGLI OSSIDI DI AZOTO MEDIANTE SISTEMA DI REAZIONE CATALITICA SCR.....</b>	<b>52</b>
5.5.1 VALUTAZIONE DELLA SCELTA DELLA TIPOLOGIA E DELLE CONDIZIONI DI UTILIZZO DEL SCR.....	53
5.5.2 VARIAZIONE DEL RENDIMENTO TERMICO IN SEGUITO ALL'INNALZAMENTO DELLA TEMPERATURA DEI FUMI TRATTA DALL'SCR DA 190°C A 220°C .....	54
<b>5.6 EMISSIONI IN ATMOSFERA.....</b>	<b>55</b>
<b>CAPITOLO 6.....</b>	<b>56</b>
<b>APPLICAZIONE DELLA FORMULA PER IL CALCOLO DELL'EFFICIENZA DI RECUPERO .....</b>	<b>57</b>
<b>6.1 LA FORMULA .....</b>	<b>57</b>
<b>CONCLUSIONI .....</b>	<b>59</b>
<b>APPENDICE.....</b>	<b>62</b>
<b>A.1 DATI E BILANCI RELATIVI ALLA SEZIONE DI COMBUSTIONE.....</b>	<b>LXIV</b>
<b>RIFERIMENTI BIBLIOGRAFICI .....</b>	<b>LXVI</b>





# Introduzione

In tale lavoro si sviluppa uno studio sulla progettazione preliminare presentata in fase di autorizzazione al revamping del complesso impiantistico-tecnologico Ca del Bue di Verona.

Il revamping proposto consiste nella costruzione ex-novo di due linee di incenerimento di rifiuti, mediante applicazione della tecnologia di combustione su forno a griglia. Le due linee di termovalorizzazione sono destinate al trattamento dei soli RSU (rifiuti solidi urbani). Il recupero termico consente di produrre energia elettrica mediante l'espansione in turbina di vapore surriscaldato. Ogni linea d'incenerimento è dotata di un impianto di trattamento dei fumi di combustione composto da doppio stadio reattivo e doppio stadio di filtrazione. È inoltre presente un sistema di abbattimento degli ossidi di azoto mediante sistema SCR.

Il rifiuto trattato è una miscela molto eterogenea di varie merceologie di sostanze, data l'impossibilità di poter prevedere le caratteristiche chimiche ed energetiche l'impianto deve presentare un'elevata flessibilità per adattarsi al carico termico ricevuto e al trattamento di concentrazioni di inquinanti diverse da quelle di riferimento. L'impianto deve quindi essere in grado di rispondere alle variazioni di carico mantenendo però prestazioni elevate.

A tale scopo la progettazione deve essere condotta attraverso l'utilizzo di parametri e dati di partenza adeguati. Nello studio che sarà sviluppato si andranno ad analizzare in modo approfondito dal punto di vista tecnico i parametri utilizzati per il dimensionamento di ogni singola sezione impiantistica. Per i parametri in cui si riscontrano difformità rispetto alla realtà si sono proposti dei valori alternativi. Con tali valori si sono riscritti i bilanci di energia e di materia, in tale modo si è ottenuto un quadro completo più realistico in modo da assicurare elevata flessibilità all'impianto e una maggiore facilità di gestione in fase di esercizio.

Tale procedura è stata effettuata per le singole sezioni d'impianto, per ogni sezione è stato inoltre verificato il dimensionamento dell'apparecchiatura, verificando che la progettazione effettuata rispettasse standard tecnologici e normativi.

Nel primo capitolo viene effettuata una valutazione dell'importanza ricoperta dalla termovalorizzazione nella gestione dei rifiuti, mettendo in luce vantaggi e svantaggi presentati rispetto ad altre tecniche. Nel secondo capitolo si riporta la descrizione dell'impianto proposto evidenziando le peculiarità presenti in esso. La descrizione sarà effettuata sia dal punto di vista del processo che dell'impianto. Nel terzo capitolo è stata analizzata la camera di combustione e di post-combustione. Partendo dalla caratterizzazione del rifiuto in ingresso si sono stesi i bilanci ed effettuate considerazioni sul dimensionamento di tali sezioni. Nel terzo capitolo l'oggetto di studio è la caldaia dove avviene il recupero termico. Dall'energia liberata dalla combustione dei rifiuti si ottiene del vapore surriscaldato ad alta pressione. Il quarto capitolo presenta invece il ciclo termico ed il gruppo turbo-generatore. In questa sezione avviene la trasformazione dell'energia termica in energia meccanica e successivamente in

energia elettrica. Nel quinto capitolo sono invece analizzati i processi contenuti nella linea di abbattimento delle emissioni gassose. I fumi ottenuti dalla combustione, contendo molte tipologie di inquinanti in alte concentrazioni, devono essere trattati prima di effettuare lo scarico in atmosfera. Nel sesto capitolo si è invece verificata l'efficienza del recupero energetico del rifiuto. Tale procedura è avvenuta mediante l'applicazione di una formula contenuta nella Direttiva 2008/98/CE, con lo scopo di verificare se l'impianto proposto può essere considerato un impianto di recupero.











# Capitolo 1

## Contestualizzazione

In questo capitolo si descrive l'importanza della tecnica di termovalorizzazione con riferimento alla gestione dei rifiuti solidi urbani (RSU). In particolare si analizzano i vantaggi che tale tecnica offre rispetto ad altre, quali la messa in discarica.

### 1.1 Il trattamento dei rifiuti solidi urbani (RSU)

Con il termine rifiuto si intende ogni tipologia di scarto o avanzo delle più svariate attività umane. La comunità europea definisce come rifiuto qualsiasi sostanza od oggetto di cui il detentore si disfi o abbia l'intenzione o l'obbligo di disfarsi (Gazzetta Ufficiale Europea, 2008). La definizione nella normativa italiana è data dal Decreto Legislativo 152 del 3 Aprile 2006 (Testo Unico Ambientale) modificata in seguito dal Decreto del 3 Dicembre 2010, n 205 "Disposizioni di attuazione della direttiva 2008/98/CE" va a specificare che l'atto di "disfarsi" contenuto nella definizione secondo normativa europea va inteso indipendentemente dal fatto che il bene possa potenzialmente essere oggetto di utilizzo diretto o previo intervento manipolativo. Secondo la Circolare del Ministero dell'Ambiente del 28/06/1999 il termine "disfarsi" equivale ad avviare un oggetto o sostanza ad operazioni di smaltimento o recupero. I rifiuti possono essere suddivisi a seconda della loro origine: Rifiuti Urbani o Rifiuti Speciali e, in base alla loro caratteristiche: Rifiuti Non Pericolosi e Rifiuti Pericolosi.

Sono rifiuti urbani:

- a) I rifiuti domestici, anche ingombranti, provenienti da locali e luoghi adibiti a civile abitazione;
- b) I rifiuti non pericolosi provenienti da locali e luoghi adibiti ad usi diversi da quelli di cui alla lettera a) assimilabili ai rifiuti urbani per qualità e quantità. L'assimilazione è disposta dal Comune in base a criteri statali;
- c) I rifiuti provenienti dallo spazzamento delle strade;
- d) I rifiuti di qualunque natura o provenienza, giacenti sulle strade ed aree pubbliche o sulle strade ed aree private comunque soggette ad uso pubblico o sulle spiagge marittime e lacuali e sulle rive dei corsi d'acqua;
- e) I rifiuti vegetali provenienti da aree verdi, quali giardini, parchi ed aree cimiteriali;

- f) I rifiuti da esumazioni ed estumulazioni, nonché gli altri rifiuti provenienti da attività cimiteriale diversi da quelli di cui alle lettere b), c) ed e).

Con l'acronimo RSU (Rifiuti Solidi Urbani) si indica una miscela fortemente eterogenea di rifiuti solidi derivanti dalle attività sopradescritte.

### ***1.1.1 Principi del sistema integrato italiano***

La strategia adottata dall'Unione Europea e recepita in Italia con il Decreto Ronchi del 97, successivamente abrogato e sostituito con il DL 152/06 parte IV delinea una priorità di azioni all'interno di una logica di gestione integrata del problema gestione rifiuti. Esse sono:

- a) Criteri di Priorità:
- Sviluppo di tecnologie pulite
  - Ideazione e messa in commercio di prodotti che non contribuiscano o diano un contributo minimo alla produzione di rifiuti ed all'inquinamento
  - Miglioramenti tecnologici per eliminare le sostanze pericolose nei rifiuti
  - Ruolo attivo delle amministrazioni pubbliche nel riciclaggio dei rifiuti e loro utilizzo come fonte di energia
- b) Prevenzione della produzione di rifiuti
- Corretta valutazione dell'impatto ambientale di ogni prodotto durante il suo intero ciclo vitale
  - Capitolati di appalto che considerino l'abilità nella prevenzione della produzione
  - Promuovere accordi e programmi sperimentali per prevenire e ridurre la quantità e pericolosità dei rifiuti
  - Attuare il DL 18 febbraio 2005 n. 59 e la direttiva 96/61/CE specifica per la riduzione e prevenzione integrate dell'inquinamento
- c) Recupero dei rifiuti
- Il riutilizzo, il reimpiego ed il riciclaggio
  - Produzione di materia prima secondaria trattando i rifiuti stessi
  - Favorire tramite misure economiche e capitolati nelle gare d'appalto il mercato dei prodotti reimpiegati
  - Uso dei rifiuti per produrre energia (recupero energetico, incenerimento)

Il primo livello è rivolto alla necessità di prevenire la formazione dei rifiuti e di ridurre le caratteristiche di pericolosità, successivamente si incentiva ad applicare sistemi di riutilizzo dei prodotti (politica adottata per esempio nel caso della distribuzione bevande con vuoti a

rendere), se tale politica non può essere adottata si deve mirare al riciclaggio del materiale (plastica, carta, alluminio...). Infine solo le frazioni che non hanno trovato soluzione nei precedenti trattamenti possono essere sottoposti a recupero energetico o a messa in discarica.



**Figura 1.1** RSU sottoposti ad analisi merceologica

### **1.1.2** *Messa in discarica*

La discarica è un luogo dove vengono stoccati a lungo termine i rifiuti solidi urbani e tutti i rifiuti provenienti dalle attività umane che non sono stati avviati a trattamenti differenti, quali riciclo, trattamento meccanico o incenerimento con recupero energetico.

L'utilizzo come soluzione ultima della messa in discarica può essere una scelta obbligata nel caso non ci sia possibilità di riciclo di un dato materiale o una scelta economica, dovuta al basso costo di tale opzione di smaltimento.

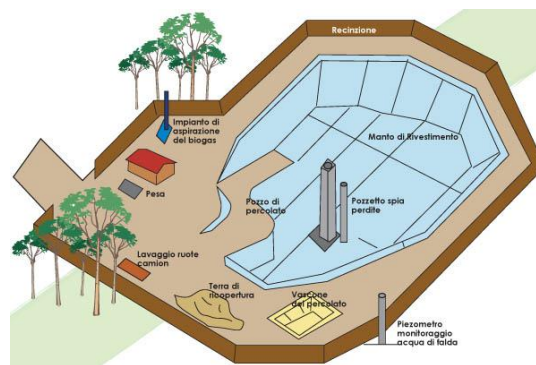
Attraverso il recepimento della direttiva europea 99/31/CE la normativa italiana con il Dlgs 36/2003 prevede l'esistenza di tre differenti tipi di discarica:

- Discarica per rifiuti inerti
- Discarica per rifiuti non pericolosi (tra cui i rifiuti solidi urbani)
- Discarica per rifiuti pericolosi

Attraverso la sopracitata direttiva la comunità europea ha stabilito che in discarica possono essere ricevuti solo materiali a basso contenuto di carbonio organico e non riciclabili, dando netta priorità al recupero delle materie e quindi individuando come prime scelte nel trattamento dei rifiuti il compostaggio ed il riciclo.

Il conferimento in discarica di RSU non pretrattati è da evitarsi, in particolare se tali rifiuti presentano un carico elevato di carbonio organico, infatti tali rifiuti in seguito a fenomeni di decomposizione anaerobica producono elevate quantità di biogas e di liquame (percolato)

altamente contaminante, per i terreni adiacenti e le falde acquifere, e maleodoranti. È stato provato che le discariche sono fonte di emissione di gas serra, quali metano e anidride carbonica e pertanto le discariche di nuova generazione devono prevedere dei sistemi di captazione dei gas, in particolare per essere sostenibili devono prevedere un sistema di raccolta e purificazione del metano, utilizzabile in un secondo momento come combustibile.



**Figura 1.2** Discarica controllata di ultima generazione

### 1.1.3 La termovalorizzazione

L'incenerimento è utilizzato per il trattamento di numerose tipologie diversificate di rifiuti. L'obiettivo dell'incenerimento dei rifiuti, analogamente agli altri trattamenti, è quello di ottenere una riduzione del volume e della pericolosità del rifiuto mediante cattura e concentrazione delle sostanze potenzialmente pericolose.

La termovalorizzazione consiste nell'incenerimento dei rifiuti seguita dal recupero di calore per la produzione di vapore ad alta pressione che può essere utilizzato per generare energia elettrica o come vettore termico in impianti di teleriscaldamento.

L'incenerimento consiste nell'ossidazione dei materiali combustibili contenuti nel rifiuto, il rifiuto solido urbano è comunemente una miscela eterogenea composta principalmente di materia organica, minerali, metalli ed acqua.

Durante il processo di incenerimento si generano dei fumi dovuti alla combustione i quali contengono la maggior parte dell'energia del combustibile sotto forma di calore.

Le sostanze organiche presenti nel rifiuto trattato bruciano quando raggiungono la loro temperatura di ignizione e al contempo di trovano a contatto con l'ossigeno comburente.

Se il potere calorifico del rifiuto, a cui è fornito ossigeno come comburente, è elevato la combustione genera una reazione a catena che autosostiene la combustione senza la necessità di fornire calore aggiuntivo attraverso l'utilizzo di altri combustibili.

Nonostante le tecniche di incenerimento varino molto da caso a caso, i principali settori dell'incenerimento di utilizzo di tale tecnica possono essere divisi in:

- Inceneritori per rifiuti solidi urbani non pretrattati: trattano tipicamente miscele eterogenee di rifiuti domestici e rifiuti assimilabili a quelli urbani derivanti da industrie e commercio.
- Inceneritori per rifiuti solidi urbani pretrattati: trattano miscele eterogenee di rifiuti domestici che sono stati pretrattati o raccolti in modo selettivo e che quindi differiscono da quelli misti al punto precedente
- Inceneritori di rifiuti pericolosi: comprendono sia gli inceneritori posti in siti industriali e inceneritori conto terzi ( che ricevono molte tipologie di rifiuto)
- Inceneritori di rifiuti liquidi e fanghi: in alcuni casi i rifiuti liquidi e di fanghi sono inceneriti in appositi impianti, anche se a volte possono essere trattati insieme ad altri rifiuti
- Inceneritori per rifiuti ospedalieri: sono installazioni dedicate al trattamento di rifiuti derivati da attività ospedaliere, solitamente si trovano a ridosso di poli ospedalieri (on-site). Molto spesso tali rifiuti vengono inceneriti in impianti di incenerimento per i rifiuti solidi urbani.

Tale tipologia di trattamento applicata ai rifiuti solidi urbani presenta vantaggi rilevanti quali l'elevata produzione di energia elettrica, o la disponibilità di fonti di riscaldamento (nel caso di utilizzo del vapore come vettore termico) ed elevata riduzione volumetrica del rifiuto. Tuttavia esistono problemi legati a tale tecnica che devono essere controllati e minimizzati attraverso l'accurata progettazione e gestione dell'impianto stesso. Tali problematiche ambientali sono dovute all'elevata quantità di fumi di combustione emessi, al loro elevato carico inquinante e alla produzione di scorie altamente inquinanti da trattare successivamente come rifiuti speciali e destinate quindi a trattamenti di inertizzazione e a successiva messa in discarica. Il controllo del carico inquinante dei flussi gassosi in uscita può essere effettuato sia attraverso trattamenti finali dei gas sia attraverso metodi preventivi. Nell'incenerimento dei rifiuti solidi urbani, data la varietà di sostanze presenti nel rifiuto trattato, è indispensabile applicare un controllo efficace dei rifiuti in ingresso, al fine di rispettare i limiti di legge sempre più restrittivi applicati a tali impianti. Una delle tecniche preventive principali che consente la riduzione del carico inquinante consiste nella riduzione dei rifiuti, che può essere ottenuta dagli enti predisposti attraverso l'utilizzo di un sistema di raccolta differenziata spinta a monte del incenerimento. La presenza di una raccolta differenziata efficiente permette il recupero delle frazioni riciclabili ed inoltre consente il controllo dei livelli di emissione evitando che vengano bruciate sostanze che possono produrre sostanze altamente dannose per

l'ambiente e per la salute dell'uomo. Un esempio importante è costituito dall'eliminazione della plastica, ed in particolare del PVC, dal RSU che permette una notevole riduzione del Cloro presente nei fumi prodotti.



# Capitolo 2

## Inceneritore Cà Del Bue

In questo capitolo viene presentato l'inceneritore Ca del Bue: inizialmente viene definito il lavoro che si intende sviluppare nei successivi capitoli. Verrà poi presentato il comparto impiantistico partendo dalle tecnologie utilizzate in passato e quelle presenti.

Infine sarà descritto brevemente il futuro impianto presentato nel progetto preliminare.

### 2.1 Tecnologie applicate a impianti di termovalorizzazione rifiuti urbani

La tecnologia utilizzata negli impianti di termovalorizzazione ha subito un notevole miglioramento nel corso degli ultimi 10-15 anni, periodo in cui il numero di questi impianti ha subito un rapido incremento. L'evoluzione della tecnologia applicata è stata dettata da una normativa sempre più rigida e attenta all'impatto ambientale legato a tali impianti.

Costruttori con molti anni di esperienza nel settore hanno individuato una struttura di base per tale tipologia di impianti, la maggior parte di essi presenta, infatti, caratteristiche chiave comuni, quali:

- Stoccaggio dei rifiuti in bunker di cemento armato mantenuti in depressione
- Modularità con almeno due linee di incenerimento
- Alimentazione dei forni solo attraverso benne gestite da carroponte
- Combustione su griglia mobile parzialmente raffreddata ad acqua
- Camere di combustione costruite con materiali refrattari e dimensionate secondo normativa vigente
- Aria di combustione secondaria e primaria e scambiatori di preriscaldamento
- Ricircolo parziale dei fumi di combustione
- Ampie zone di decantazione dei fumi dove lo scambio avviene per irraggiamento
- Configurazione dei passi convettivi a sviluppo orizzontale dove i fasci tubieri evaporativi, surriscaldatori ed economizzatori sono puliti per percussione meccanica mediante masse battenti mobili
- Dimensionamento della caldaia di recupero termico per poter disporre all'ingresso della sezione di depurazione fumi aventi temperature di 160-200°C
- Sezione di abbattimento degli ossidi di azoto di tipo catalitico, posizionati in coda alla linea di trattamento fumi

- Impianti di depurazione fumi a secco mediante iniezione di reagente chimico e di carbone attivo consistente in un reattore di contatto ed un successivo filtro, inoltre la possibilità di avere un elettrofiltro di pretrattamento atto ad eliminare il particolato
- Cicli termici ad elevati rendimenti di trasformazione

Oltre alla tecnologia di base esistono comunque varie opzioni impiantistiche e diversi dettagli costruttivi/funzionali che modificano in modo importante il funzionamento e il rendimento dell'impianto. Lo studio effettuato ha lo scopo di valutare le scelte impiantistiche e il dimensionamento proposto da URBASER S.A. in fase di progetto preliminare, presentato alla commissione Regionale per richiedere l'autorizzazione alla realizzazione dell'impianto. Per la valutazione si andrà ad analizzare il progetto presentato, e mediante la stesura dei bilanci si andrà a ricercare le ripercussioni di scelte progettuali sul dimensionamento dell'impianto e il consecutivo effetto sul funzionamento dell'impianto stesso.

## **2.2 L'impianto di termovalorizzazione Cà del Bue di AGSM**

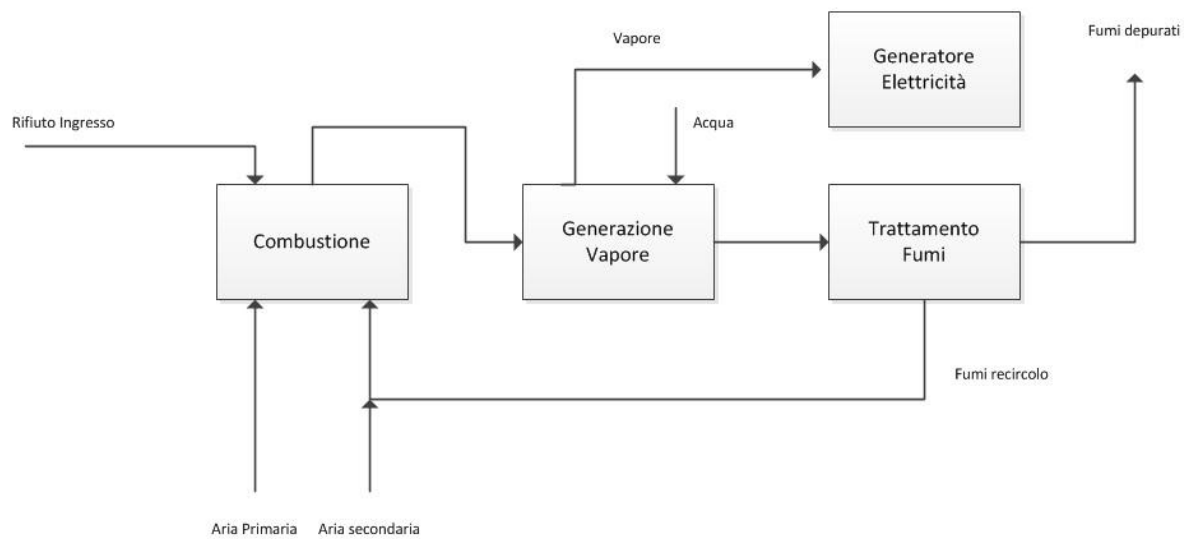
L'impianto di trattamento rifiuti e cogenerazione di Cà del Bue è situato nella zona Sud-Est del comune di Verona. L'impianto sorge in un'area di circa 100.000 mq ed è stato inizialmente progettato per trattare 500 t/giorno di rifiuti urbani e 40 t/giorno di fanghi derivanti dal depuratore di Verona generando 50 milioni di kWh/anno. Nel 2006 l'impianto ha subito un importante cambiamento nel regime di funzionamento: AGSM infatti ha deciso l'interruzione della per un periodo necessario allo studio di possibili soluzioni da adottare per incrementare il rendimento del comparto in modo da operare in regime di sicurezza, visto lo scarso rendimento e i frequenti fermi impianto per interventi di manutenzione che esso presentava. La causa di tali stop è riscontrabile nella bassa efficienza di trasformazione del rifiuto in energia elettrica, la bassa efficienza di produzione di prodotti raffinati in fase di selezione rifiuti ed elevati costi di esercizio e di manutenzione. L'impianto di termovalorizzazione prevedeva l'utilizzo di forni a letto fluido bollente in cui è presente un letto di sabbia mantenuto in sospensione mediante l'ingresso dell'aria comburente. A partire dall'anno 2007 per far fronte alla delicata situazione dei rifiuti che si è venuta a creare in seguito al sequestro giudiziario della discarica di Pescantina è stata riattivata la sezione di produzione del CDR (combustibile da rifiuto). Mediante la riapertura della sezione di produzione di CDR si è ottenuta una drastica diminuzione dei volumi di rifiuti destinati a messa in discarica. Attualmente il comparto impiantistico Ca del Bue è autorizzato all'esercizio limitatamente della sezione di selezione meccanica del rifiuto che esegue la separazione della frazione secca e della frazione umida dei rifiuti con la produzione di CDR.

Tale sezione produce due diversi tipi di prodotti:

- il CDR che essendo per la normativa attuale non un rifiuto urbano ma un rifiuto speciale, gode di una libertà di circolazione maggiore, infatti esso può essere smaltito in destinazioni extra-regionali. Il CDR è formato da fluff di cellulosa plastica leggera e tessili
- I prodotti di scarto divisibili in frazione secca, umida e metalli

Nel 2011 l'azienda AGSM ha depositato presso la regione veneto il progetto preliminare per lo screening di VIA per la realizzazione della nuova sezione di termovalorizzazione mediante tecnologia a griglia nell'ambito del revamping e valorizzazione energetico ambientale del complesso Cà del Bue. L'azienda ha previsto un riassetto dell'impianto di incenerimento, mediante costruzione completa di una nuova linea di incenerimento. Il progetto prevede la costruzione di 2 linee di incenerimento, caratterizzate da 2 sezioni indipendenti di generazione del vapore e trattamento fumi, sono invece in comune la turbina ed il generatore di energia elettrica. L'impianto Cà del Bue di Verona è destinato al trattamento dei soli rifiuti solidi urbani e rifiuti assimilabili ad essi, sono esclusi quindi i rifiuti di origine sanitari, ed è stato progettato per trattare rifiuti aventi un ampio campo di variabilità in termini di composizione chimico-fisica, merceologica e di potere calorifico. L'impianto è pensato e sviluppato per la termovalorizzazione di rifiuti RU (frazione secca ad alto potere calorifico) e di RSU.

Per quanto riguarda il potere calorifico il campo di applicabilità varia da 5440 KJ/Kg a 18840 KJ/Kg. Ciascuna linea è dimensionata per una portata minima di 300 t/g anche se tale portata è da correlare alla potenzialità termica della griglia pari a 44 MW. La griglia permette per brevi periodi di trattare rifiuti che implicano un sovraccarico della griglia fino alla potenzialità massima di 48.4 MW. In figura 2.1 viene riportato uno schema a blocchi semplificato del processo che verrà in seguito descritto brevemente.



**Figura 2.1** Schema a blocchi semplificato dell'impianto analizzato

### 2.2.1 Sezione ricevimento e movimentazione rifiuti

I rifiuti solidi urbani o assimilati a tali vengono recapitati ai bacini di stoccaggio mediante automezzi specifici. Prima di effettuare lo scarico nel bacino l'automezzo contenente il rifiuto passa per un portale di controllo della radioattività, i carichi abilitati allo scarico e quindi non contenenti materiali radioattivi vengono inviati alla pesa, e successivamente allo scarico dove avviene lo svuotamento in bacino del rifiuto per caduta. Nel caso fossero rilevate componenti radioattive il camion viene messo in una apposita rimessa dove resterà in attesa di successivi accertamenti e in seguito bonificato. I rifiuti recapitati nel bacino di stoccaggio vengono omogeneizzati attraverso l'utilizzo di benne guidate da carroponi posti in quota nel locale bacini. La fossa di stoccaggio è divisa in 2 bacini che presentano complessivamente un volume utile di 6240 m<sup>3</sup>, volume corrispondente a 3 giorni di conferimento di carico nominale. L'edificio ove è situata la fossa viene mantenuto in leggera depressione per evitare emissioni maleodoranti, l'aria viene aspirata mediante sistema di canalizzazioni ed utilizzata come aria di combustione secondaria. È inoltre presente un sistema di captazione e depurazione delle emissioni odorigene in caso di blackout del sistema di aspirazione.

Il sistema di carroponi e di benne posto nel locale della fossa dei rifiuti oltre ad effettuare un omogeneizzazione grossolana del rifiuto, effettuandone un continuo mescolamento e spostamento, vengono utilizzate per caricare la tramoggia di carico dell'impianto di termovalorizzazione. La benna adibita al carico rifiuti ha volume pari ad 8 m<sup>3</sup>.

### ***2.2.2 Sezione di combustione e recupero termico***

L'impianto è composto da 2 linee di trattamento rifiuti. Ciascuna linea è composta da un forno di combustione a griglia mobile raffreddata ad acqua. L'aria primaria di combustione viene aspirata nell'ambiente mediante 10 ventilatori per linea. L'aria di combustione secondaria è invece aspirata da ulteriori 2 ventilatori che vanno ad aspirare l'aria del locale dove è sita la fossa di stoccaggio dei rifiuti. L'aria di combustione secondaria viene immessa ad alta velocità in prossimità della camera di postcombustione, la funzione di tale immissione è di aumentare la turbolenza, completare la combustione ed introdurre un controllo termico sui fumi. La camera di postcombustione è posta sopra alla camera di combustione ed ha la funzione di completare il processo di combustione e la distruzione dei microinquinanti. In accordo con la normativa vigente la camera di postcombustione è dimensionata per mantenere una temperatura maggiore di 850°C (temperatura di decomposizione di diossine e microinquinanti) e un tempo di permanenza maggiore di 2 secondi. Il controllo di temperatura nella camera di postcombustione viene effettuando variando le portate di aria secondaria e di ricircolo di una porzione di fumi di combustione (EGR) prelevati a valle del primo stadio di filtrazione della linea depurazione fumi. Tale controllo di temperatura consente di abbassare la temperatura dei fumi, se per cause eccezionali, quali l'abbassamento improvviso del potere calorifico dei rifiuti trattati, la temperatura dovesse scendere sotto gli 850°C imposti dalla normativa, l'impianto è provvisto di 2 bruciatori ausiliari che intervengono fornendo calore da combustibile fossile in modo da riportare sopra la soglia. Le scorie pesanti dovute alla combustione vengono espulse dalla camera di combustione. I materiali di piccola pezzatura precipitano attraverso le fessure createsi tra le barre mobili della griglia, le altre vengono invece scaricate mediante avanzamento sulla griglia e vengono stoccate in un apposita fossa. La fossa adibita allo stoccaggio delle scorie è servita da un carroponete che permette il caricamento delle scorie su automezzi per il trasporto verso altre destinazioni. Le scorie vengono vagliate e deferrizzate prima di essere inviate ad ulteriori trattamenti.

### ***2.2.3 Generazione vapore e recupero termico***

I fumi caldi ottenuti dalla combustione dei rifiuti sono inviati direttamente ad un generatore di vapore a recupero termico (caldaia a recupero) posta a valle del forno di combustione. La caldaia ha un architettura composta da 3 sezioni irraggianti verticali: il primo è ascendente e corrisponde alla camera di postcombustione seguito da un discendente e successivamente un ultimo tratto ascendente all'uscita del quale i fumi entrano in un tratto orizzontale dove sono posti i fasci tubieri dei vaporizzatori dei surriscaldatori e degli economizzatori. La caldaia ha lo scopo di sfruttare il calore recuperato dai fumi per produrre vapore ad alta pressione,

espanso poi in turbina per la produzione di una coppia meccaniche che viene inviata ad un generatore di corrente elettrica. Ciascun generatore produce al carico nominale 48 t/h di vapore surriscaldato alla temperatura di 420°C e alla pressione di 52 bar. Si produce inoltre una certa quantità di vapore saturo che viene prelevato e utilizzato per preriscaldare i fumi di scarico inviati successivamente al processo DeNO<sub>x</sub>-SCR atto a ridurre le emissioni di ossido di azoto. Il vapore utilizzato per il preriscaldamento dei fumi è vapore saturo alla temperatura di 60 bar e 250°C. I fumi in uscita dalla caldaia presentano una temperatura di 180°C, tale temperatura è sufficientemente elevata per evitare condense acide all'economizzatore e quindi problema di corrosione. La caldaia è provvista di sistemi a percussioni per rimuovere dai banchi evaporativi, surriscaldatori ed economizzatori le ceneri e le polveri trasportate dal flusso gassoso. Le ceneri volanti (*fly ashes*) vengono quindi fatte cadere nel fondo della caldaia dove vengono mediante tramoggia immesse in un sistema di trasporto pneumatico e recapitate in un apposito punto di raccolta.

#### 2.2.4 Depurazione fumi

La linea di depurazione dei fumi è posta immediatamente a valle della caldaia, ogni linea ha la sua una sezione di depurazione fumi, tale sezione opera l'abbattimento degli inquinanti chimici e delle polveri presenti nei fumi. Ogni singola linea di trattamento si compone di:

- Doppio stadio di filtrazione
- Sistema di iniezione di reattivi salificanti solidi
- Ventilatore di ricircolo fumi
- Reattore SCR per il trattamento ossidi di azoto
- Ventilatore di coda
- Sistema monitoraggio fumi

I fumi di combustione in uscita dalla caldaia, dove hanno ceduto gran parte del loro carico termico entrano nella linea di depurazione fumi alla temperatura di 180°C. Per neutralizzare i gas acidi presenti nei fumi viene iniettata a monte del primo filtro della calce molto reattiva per minimizzare gli eccessi di reagenti e la consecutiva quantità di polveri in uscita dal primo stadio di filtrazione. Inoltre la calce viene precedentemente miscelata con carboni attivi per rimuovere i microinquinanti organici (PCDD PCDF) e il mercurio. La neutralizzazione con calce idrata richiede un'attivazione termica, infatti messa a contatto con i fumi caldi la calce si trasforma in ossido di calce aumentando la sua superficie specifica e la porosità. Tale processo intensifica l'efficienza di neutralizzazione degli acidi e facilita l'adsorbimento dei microinquinanti. In uscita dallo stadio reattivo i fumi sono composti da i prodotti di combustione (CO<sub>2</sub>, CO, N<sub>2</sub>, NO<sub>x</sub>) e da particolato.

Il particolato in uscita dal reattore è composto da:

- Ceneri volanti prodotte dal forno
- Sali derivanti dalla neutralizzazione operata dalla calce idrata
- Carbone attivo che ha adsorbito i microinquinanti
- Calce dosata in eccesso

I fumi uscenti dalla sezione di reazione passano per un primo stadio di filtrazione dove il particolato viene trattenuto il particolato, mediante scuotimento delle singole maglie si esegue la pulizia delle stesse e le polveri separate dal flusso gassoso vengono scaricate nelle tramogge sottostanti. Il tessuto delle maniche è un materiale sintetico che può lavorare fino alla temperatura limite di 270°C condizione che può verificarsi in casi di malfunzionamento della caldaia. Nel primo stadio si ottiene un drastico abbattimento del carico inquinante rappresentato da gas acidi e da microinquinanti e metalli. Non ha invece nessun effetto sulla presenza di ossidi di azoto. Il carico inquinante residuo viene abbattuto attraverso un altro stadio di reazione, in questo stadio viene utilizzato come reagente il bicarbonato di sodio, tale reagente presenta un elevata reattività e non necessita quindi di sovradosaggi. Successivamente al secondo stadio reattivo e posto un ulteriore batteria di filtri a maniche dove vengono raccolte le rimanenti tracce di particolato. I fumi in uscita dal secondo stadio di filtrazione vengono inviati al reattore SCR per l'abbattimento degli NO<sub>x</sub>. L'abbattimento degli ossidi di azoto avviene tramite un processo a secco, come agente riducente viene utilizzata ammoniacca gassosa, la reazione avviene su un letto catalitico. L'iniezione di ammoniacca nei fumi, preventivamente preriscaldati con una porzione di vapore estratta dal corpo cilindrico fino ad una temperatura di 190°C, viene effettuata a monte del catalizzatore . Il catalizzatore necessita di essere rigenerato periodicamente, la rigenerazione avviene tramite l'utilizzo di bruciatori a metano. Le reazioni che avvengono nel catalizzatore portano alla formazione di N<sub>2</sub> riducendo drasticamente la concentrazione di ossidi di azoto presenti nel flusso gassoso, inoltre oltre a tale effetto si ottiene la completa decomposizione dei composti carboclorurati complessi. Il flusso dei fumi così depurato dai componenti chimici e dal particolato viene raffreddato a 120°C e successivamente inviato al camino mediante il ventilatore di coda. Esso è dimensionato per creare la necessaria depressione in camera di combustione e spingere i fumi in uscita con una velocità allo sbocco pari a 13-17 m/s. Il camino presenta un'altezza di 60m e un diametro di 1,8 m





# Capitolo 3

## Dimensionamento e bilanci della camera di combustione e post-combustione

Nel capitolo viene analizzato il progetto presentato nella parte inerente il processo di combustione. Tale processo avviene inizialmente all'interno della camera di combustione (C.d.C) e successivamente completato nella camera di post-combustione (C.p.C). Il dimensionamento di tali apparati deve essere effettuato in maniera molto rigorosa in quanto rappresentano il cuore del processo e il funzionamento adeguato delle sezioni successive dipende dal funzionamento di tali apparati. La valutazione del dimensionamento proposto da URBASER e AGSM verrà effettuato mediante l'iniziale analisi dei dati proposti, la stesura dei bilanci e successivamente mediante confronto con dati di esercizio della terza linea dell'inceneritore San Lazzaro di Padova e verifica del rispetto delle linee guida BAT contenute nei documenti BREF rilasciate dall' IPPC BUREAU. In tabella 3.1 vengono riportati alcuni dati preliminari descrittivi per la comparazione dell'impianto Ca del Bue con l'impianto San Lazzaro di Padova:

**Tabella 3.1** Dati generali per il confronto tra l'inceneritore Cà del Bue e San Lazzaro di Padova

<b>Sede</b>	<b>Ca del Bue Verona</b>	<b>San Lazzaro Padova</b>
<b>Anno richiesta scooping</b>	2012	2000
<b>Anno entrata esercizio</b>	/	2010
<b>Gestore</b>	Agsm s.p.a	AcegasAPS s.p.a
<b>Società Progettatrice</b>	Urbaser s.a.	Termokimk Corporation s.p.a
<b>Numero linee</b>	2	3
<b>Ore di lavoro annue</b>	8000	8000
<b>Capacità totale impianto</b>	600 t/g	600 t/g

### 3.1 Processo di combustione su griglia mobile

I rifiuti caricati nel forno subiscono il processo di combustione su una griglia che attraverso cinematismi reciprocanti delle componenti mobili determinano l'avanzamento del rifiuto fino alla zona di scarico ( zona in cui la combustione delle sostanze non inerti è esaurita) ed inoltre causa una continua movimentazione del rifiuto solido migliorando il mixing e quindi il contatto delle parti ossidabili con l'ossigeno necessario per la combustione. L'aria necessaria alla combustione viene immessa all'interno del forno mediante l'utilizzo di ventilatori iniettandola sotto griglia. Analoga tecnologia viene applicata nell'inceneritore San Lazzaro di Padova, nella tabella 3.2 sono schematizzati i dati costruttivi riguardanti i 2 impianti:

**Tabella 3.2** Caratteristiche costruttive della griglia applicata nell'impianto

	<b>Ca del Bue</b>	<b>San Lazzaro</b>
<b>Tecnologia applicata</b>	Griglia mobile	Griglia mobile
<b>Superficie</b>	69,50 mq	
<b>Raffreddamento</b>	Acqua	Acqua/Aria
<b>N. Ventilatori Aria primaria</b>	10	
<b>Materiale</b>	Acciaio Creusabro/Dillidur	
<b>Scarico scorie</b>	Caduta a fine combustione e fessure tra sezioni della griglia	Caduta a fine combustione
<b>Raffreddamento scorie</b>	Acqua	Acqua

#### 3.1.1 Descrizione del funzionamento del forno a griglia mobile

La griglia posta all'interno della camera di combustione viene alimentata da tramogge poste sopra al di sopra della stessa. I rifiuti vengono prelevati e posti all'interno delle tramogge mediante l'utilizzo di carroponti equipaggiati di benna. Per il trattamento di rifiuti non pretrattati è presente un sistema di triturazione in modo da evitare l'ostruzione della tramoggia di carico ad opera di rifiuti ingombranti.

I rifiuti vengono quindi fatti cadere sulla griglia, le fiamme non si propagano al di fuori della camera di combustione a causa della depressione generata dal ventilatore di estrazione dei fumi posto a valle della sezione di depurazione fumi. Il forno a griglia è la tecnologia più utilizzata negli impianti di nuova generazione che trattano rifiuti urbani. Il movimento continuo della griglia ha il compito di trasportare i rifiuti dalla sezione di alimentazione fino allo scarico delle scorie attraverso la camera di combustione (Santoleri, 2000). Nella griglia sono presenti dei fori attraverso quali vengono allontanate dal forno le scorie di combustione di pezzatura piccola, ulteriori fori vengono invece impiegati per l'immissione in camera dell'aria primaria di combustione. La griglia è composta da barre metalliche in acciaio, l'avanzamento del rifiuto avviene mediante l'azione combinata dei cinematismi delle barre e dell'inclinazione della griglia stessa. La griglia utilizzata è di tipo reciprocante: i barrotti mobili, intervallati con quelli fissi, si muovono in direzioni alterne. Tale sistema oltre a causare l'avanzamento del rifiuto assicura delle ottimali condizioni di combustione grazie al rimescolamento del rifiuto che ne migliora il contatto con l'ossigeno fornito mediante l'aria primaria. Dato l'elevato potere calorifico dei rifiuti la griglia necessita di un sistema di raffreddamento, solitamente si utilizza un circuito ad aria ma le ultime tecnologie, come quella utilizzata in tale impianto, usano acqua come fluido refrigerante. In questo sistema di raffreddamento si utilizza una serpentina prestampata all'interno della barra dove circola il fluido refrigerante. L'aria di combustione primaria immessa nel forno viene prelevata dai ventilatori di distribuzione dal locale contenente il forno e la caldaia. Al fine di massimizzare l'efficienza del forno l'aria primaria di combustione prima di essere immessa all'interno subisce un preriscaldamento. Il preriscaldamento è effettuato attraverso tre possibili stadi in serie, a seconda del potere calorifico del rifiuto trattato, il sistema viene comandato mediante controllo inferenziale della temperatura:

- 1° stadio: alimentato in continuo dal circuito di raffreddamento della griglia, l'aria entra a 70°C
- 2° stadio: alimentato dal vapore del primo spillamento della turbina, viene utilizzato con RSU avente PCI inferiore a 10850 KJ/Kg, l'aria entra nella camera di combustione a 130°C Max
- 3° stadio: alimentato con vapore saturo prelevato dal corpo cilindrico della caldaia, utilizzato con RSU avente un PCI inferiore a 8500 KJ/Kg, l'aria entra nella camera di combustione a 190°C Max

Se nonostante tale sistema differenziato di preriscaldamento dell'aria la temperatura dei fumi nella camera di postcombustione non fosse maggiore degli 850°C imposti dalla legge, sono presenti dei bruciatori a metano ausiliari per fornire calore. Tali bruciatori vengono anche utilizzati per portare a regime l'impianto durante le fasi di avviamento. I bruciatori ausiliari e i bruciatori utilizzati per la rigenerazione del catalizzatore del reattore SCR per l'abbattimento

degli NOX sono l'unica sezione di impianto che richiede utilizzo di combustibile. I costi e i consumi di metano dell'intero impianto sono infatti limitati a quelli utilizzati in tali situazioni.

### 3.2 Valutazione dimensionamento griglia di combustione

Nella tabella 3.3 sono riportati i dati costruttivi riguardanti la griglia di combustione presentata nel progetto:

**Tabella 3.3** Dati dimensionali sulla griglia di combustione

<b>Griglia di combustione</b>		
<b>Larghezza</b>	6,9	m
<b>Numero di piastre per fila</b>	3	m
<b>Ampiezza di ciascuna piastra</b>	2,3	m
<b>Numero Elementi</b>	<b>5</b>	
<b>Lunghezza totale</b>	10,12	m
<b>Lunghezza di ciascun elemento</b>	1,88	m
<b>Superficie griglia</b>	69,5	m <sup>2</sup>

#### 3.2.1 Caratterizzazione del rifiuto trattato

Alla base dell'analisi della progettazione di un impianto di incenerimento è necessaria la caratterizzazione del rifiuto trattato. Innanzi tutto la tipologia di rifiuto da trattare incide pesantemente su molte scelte di progettazione sia nella sezione di combustione che nella consecutiva fase di depurazione dei fumi. A seconda del rifiuto trattato si utilizzano tipologie di forni diversi che si adattano alle caratteristiche chimico-fisico del rifiuto. Sono riportati nella tabella 3.4 le applicazioni più utilizzate in relazione alla tipologia di rifiuti trattati:

**Tabella 3.4** Tecnologie applicate negli impianti di incenerimento in relazione alla tipologia di rifiuti combusti

	<b>Rifiuto solido urbano</b>	<b>Rifiuto solido urbano pretrattato e CDR</b>	<b>Rifiuti Pericolosi</b>	<b>Rifiuti pericolosi fangosi</b>	<b>Rifiuti ospedalieri</b>
<b>Griglia Reciprocante</b>	largamente applicato	largamente applicato	non normalmente applicato	non normalmente applicato	Applicato
<b>Griglia Mobile</b>	applicato	applicato	non normalmente applicato	non normalmente applicato	Applicato
<b>Griglia a dondolo</b>	applicato	Applicato	raramente applicato	non normalmente applicato	Applicato

<b>Griglia Rotante</b>	applicato	largamente applicato	raramente applicato	non normalmente applicato	Applicato
<b>Griglia raffreddata ad acqua</b>	applicato	Applicato	raramente applicato	non normalmente applicato	Applicato
<b>Forno rotativo</b>	non normalmente applicato	Applicato	largamente applicato	applicato	largamente applicato
<b>Forno rotativo raffreddato ad acqua</b>	non normalmente applicato	Applicato	largamente applicato	applicato	Applicato
<b>Letto fluido bollente</b>	raramente applicato	Applicato	non normalmente applicato	applicato	non normalmente applicato
<b>Letto fluido recircolante</b>	applicato	Applicato	non normalmente applicato	largamente applicato	non normalmente applicato

È innanzi tutto necessario, per verificare le scelte effettuate in fase di progetto, analizzare le tipologia di rifiuto viene trattato negli inceneritori presi in esame:

**Tabella 3.5** Tipologie di rifiuti trattati nell'impianto

	RSU	CDR	Rifiuti Speciali*	Fanghi	Rifiuti Ospedalieri
<b>Cà del Bue</b>	si	si	no	no	No
<b>San Lazzaro</b>	si	si	no	no	Si

Come da tabella 3.4 la scelta di una tecnologia di combustione a griglia è in linea con quanto riportato nelle linee guida delle BAT per quanto concerne nel trattamento dei rifiuti urbani.

### 3.2.2 Potere calorifico del rifiuto trattato

Il parametro più importante riguardo al rifiuto trattato nel processo in fase di studio e di progettazione è il potere calorifico. Il dimensionamento accurato del comparto di combustione necessita quindi di un dato rappresentativo dello stesso.

Si riportano in tabella 3.6 i risultati dell'analisi merceologica del rifiuto urbano tratti dal progetto preliminare presentato da AGSM alla Regione Veneto:

**Tabella 3.6:** Composizione Rifiuti trattati nel impianto Ca del bue e Potere calorifico inferiore

<b>Componente</b>	<b>Max PCI</b>	<b>Med PCI</b>	<b>Min PCI</b>
	<b>% w/w</b>	<b>% w/w</b>	<b>% w/w</b>
<b>Acqua</b>	9,7	34,8	35,6
<b>Inerti</b>	4,42	14,15	32,8
<b>Carbonio</b>	46,55	28,7	15,9
<b>Zolfo</b>	0,2	0,2	0,05
<b>Azoto</b>	0,27	0,7	0,3
<b>Ossigeno</b>	31,39	17,05	12,8
<b>Idrogeno</b>	6,03	3,8	2,2
<b>Cloro</b>	0,8	0,6	0,36
<b>PCI ( KJ/Kg)</b>	18840	10885	5440

L'analisi merceologica, oltre ad individuare le composizioni dei rifiuti, fornisce un valore di potere calorifico inferiore (PCI) massimo, minimo e medio. Nel progetto per il dimensionamento a carico nominale si fa riferimento ad un PCI pari a 10885 KJ/Kg.

**Tabella 3.7** Potere calorifico e portate dei rifiuti in ingresso all'impianto

	<b>Cà del Bue</b>	<b>San Lazzaro (3<sup>a</sup>linea)</b>
<b>Rifiuti trattati (t/h)</b>	11900	12000
<b>PCI (KJ/Kg)</b>	10855	12100

Da un confronto con i dati utilizzati per il dimensionamento della terza linea dell'inceneritore di Padova, riportati in tabella ..., emerge che il dato relativo al PCI del rifiuto utilizzato è sottostimato. Il dato relativo alla progettazione dell'inceneritore San Lazzaro è infatti da considerarsi più rappresentativo alla luce della normativa italiana (D.Lgs 152/06), il cui obiettivo preposto è il raggiungimento, entro il 2013, del 65% di raccolta differenziata di rifiuti urbani. Per garantire tale scopo è quindi necessario eliminare dal rifiuto iniziale le frazioni più pesanti causando quindi un sensibile aumento del potere calorifico medio del restante rifiuto che viene trattato nell'impianto di incenerimento. In tabella ...sono riportati gli effetti della rimozione delle diverse frazioni sul potere calorifico del rifiuto trattato:

**Tabella 3.8** Effetto della rimozione di frazioni di rifiuti sul potere calorifico

<b>Frazione rimossa</b>	<b>Effetto sul rifiuto rimanente</b>
<b>Vetro e metalli</b>	aumento del potere calorifico
<b>Carta e Plastica</b>	diminuzione del potere calorifico
<b>Umido e rifiuto Verde</b>	riduzione dall'umidità e aumento del calore sensibile

Dati relativi a inceneritori già esistenti indicano come potere calorifico medio trattato un valore pari a 12700 Kj/Kg (<http://www.gruppo.acegas-aps.it/cms/786/termovalorizzatore-san-lazzaro-emissioni-on-line-e-dati-ambientali.html>). Altra motivazione che spinge a considerare il dato utilizzato sottostimato è la prossima possibile entrata in vigore, successivamente alle diverse proroghe, della legge che vieta lo smaltimento in discarica di rifiuti urbani con potere calorifico maggiore a 13 000 KJ/Kg (36/2003) che dovranno quindi essere destinati a termovalorizzazione. L'attuazione di tale normativa, oltre a richiedere una raccolta differenziata spinta, avrà l'effetto di aumentare ulteriormente la media del potere calorifico del rifiuto trattato negli impianti di termovalorizzazione.

### 3.2.3 Bilanci camera di combustione in regime di carico nominale

I risultati dei bilanci di materia e di energia riportati nel capitolo si riferiscono alle condizioni di carico nominale dell'impianto cioè quelle più rappresentative utilizzate quindi per effettuare valutazioni sul funzionamento dell'impianto e per le valutazioni economiche e ambientali, come potere calorifico non è stato utilizzato il dato di progetto, ma quello più rappresentativo utilizzato per la progettazione dell'inceneritore Padova.

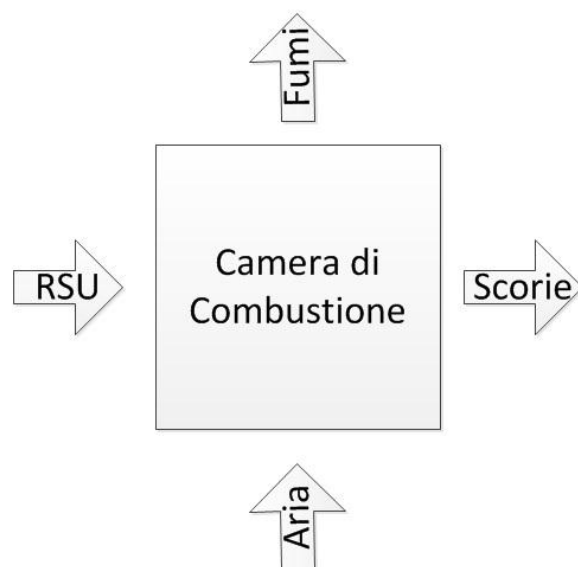
La specifica dell'alimentazione è riportata nella tabella 3.8

**Tabella 3.9** Portata e potere calorifico del rifiuto trattato nell'impianto Ca del Bue

<b>Portata trattata</b>	11900 Kg/h
<b>PCI</b>	12100 Kcal/Kg

Le assunzioni e i procedimenti di calcolo vengono riportati in A.1.

Lo schema rappresentativo del processo che avviene in camera di combustione con i rispettivi flussi viene riportato in figura 3.1.



**Figura 3.1** Flussi in ingresso ed in uscita dalla camera di combustione

### 3.2.3.1 Bilanci di materia

Vengono riportati in seguito nella tabella 3.10 i risultati ottenuti mediante la stesura dei bilanci di materia:

**Tabella 3.10** Risultati riguardanti i bilanci di massa

	<b>Kg/h</b>	<b>Nm<sup>3</sup>/h</b>
<b>Rsu</b>	11900	
<b>Scorie</b>	1347	
<b>Aria</b>	37117	31622
<b>Fumi</b>	47670	44036

E stata inoltre calcolata la composizione dei fumi in uscita necessaria in seguito nella stesura del bilancio di energia, riportata in tabella 3.11

**Tabella 3.11** Composizione ponderale e molare del rifiuto in ingresso all'impianto

Componenti	<b>% w/w</b>	<b>% mol</b>
<b>N<sub>2</sub></b>	47,98	0,46
<b>CO<sub>2</sub></b>	25,79	0,16
<b>H<sub>2</sub>O</b>	25,29	0,38
<b>SO<sub>2</sub></b>	0,1	0,0004
<b>HCl</b>	0,15	0,001
<b>Ceneri</b>	0,69	-



### 3.2.3.2 Bilanci di energia

Vengono riportati in tabella 3.12 i risultati ottenuti mediante la stesura dei bilanci di energia:

**Tabella 3.12** Risultati dei bilanci di energia riguardanti la camera di combustione

	<b>T (°C)</b>	<b>Q (KW)</b>
<b>Rsu</b>	25	37
<b>Aria</b>	120	4203
<b>Scorie</b>	700	411
<b>Fumi</b>	1681	41614
<b>Calore di combustione</b>		39997
<b>Dispersione per irraggiamento</b>		2221

### 3.2.4 Considerazioni sul dimensionamento della camera di Combustione

In seguito alla scelta di utilizzare per i calcoli relativi all'impianto utilizzando un dato differente da quello ipotizzato dall'azienda proponente si sono ricalcolati i parametri principali utilizzati per il dimensionamento della griglia, quale il carico termico specifico.

**Tabella 3.13** Effetto del potere calorifico del rifiuto sul carico termico superficiale della griglia

<b>PCI (Kj/Kg)</b>	<b>Portata (Kg)</b>	<b>S griglia (m<sup>2</sup>)</b>	<b>C.T.S (KW/m<sup>2</sup>)</b>
10885	11900	69,5	518
12100	11900	69,5	576

Il carico termico specifico della griglia come riportato in tabella 3.13 presenta, nell'ipotesi di PCI pari a 12100 KJ/Kg, un valore superiore a quello ottenuto dall'azienda (che assume invece PCI pari a 10885 KJ/kg). Nonostante il valore di CTS ottenuto risulti comunque inferiore a quello massimo sopportato della griglia, pari a 696 KW/m<sup>2</sup>, la griglia deve essere ridimensionata al fine di garantire la tutela delle apparecchiature dell'impianto in caso di ricezione di rifiuti con carico energetico maggiore a quello medio. Il ridimensionamento della griglia deve garantire un ottenimento di un CTS prossimo a 518 KJ/Kg con PCI pari a 12100 KJ/Kg. Le valutazioni del produttore della vita media della griglia sono effettuate con l'utilizzo di un valore di CTS pari a 518 KJ/Kg, è quindi auspicabile lavorare con valori prossimi allo stesso per il rispetto delle valutazioni economiche. Nel caso il ridimensionamento non fosse possibile si ritiene necessario diminuire la quota di rifiuti trattati.

Nella tabella 3.14 vengono riportati i risultati ottenuti:

**Tabella 3.14** Variazioni impiantistiche per rispettare il carico termico ideale

<b>Soluzione adottata</b>	<b>Massa RSU (Kg/h)</b>	<b>S griglia (mq)</b>	<b>C.T.S (KW/mq)</b>
Variazione portata RSU	10711	69,5	518
Variazione superficie	11900	77	518

Il risultati indicano che l'obiettivo può essere raggiunto mediante l' aumento della superficie della griglia del 10 % o la diminuzione della quota di rifiuti trattati del 10%.

### **3.3 Post-combustione: funzioni e importanza all'interno del processo di incenerimento**

La post-combustione è un processo molto importante e deve necessariamente essere condotto in modo adeguato per assicurare un buon rendimento dell'impianto sia dal punto di vista energetico ma soprattutto dal punto di vista ambientale. In tale processo si va a completare l'ossidazione cominciata nella camera di combustione. È quindi necessario che all'interno della camera di post-combustione ci siano condizioni ideali per permettere il completamento dell'ossidazione delle sostanze ancora chimicamente attive.

Le condizioni che influenzano maggiormente il processo sono:

- Temperatura
- Mescolamento
- Tempo di residenza
- Tenore di Ossigeno

Il flusso dei fumi derivante dalla camera di combustione e composto dei prodotti della combustione dell'RSU, dei composti inseriti attraverso l'aria primaria di combustione e delle ceneri leggere trascinate dal flusso gassoso. Tra i prodotti di combustione sono presenti molecole complesse ottenute dal processo di gassificazione del rifiuto. Il processo di gassificazione consiste nella produzione di sostanze gassose dalla massa di rifiuto. I gas rilasciati nella fase di gassificazione sono sostanze complesse che vengono ossidate a CO<sub>2</sub> durante la post-combustione, l'ossidazione di tali sostanze è necessaria per evitare l'emissione di sostanze organiche complesse nell'atmosfera. La temperatura della camera di post-combustione deve essere per normativa maggiore di 850°C, che rappresenta la temperatura di decomposizione di inquinanti organici clorurati formati durante la combustione come furani e diossine. Tali sostanze dette microinquinanti hanno dei limiti di emissione in atmosfera molto bassi a causa della loro elevata tossicità.

La temperatura inoltre deve essere inferiore di 1200°C, infatti a tale temperatura oltre all'aumento della velocità della produzione degli ossidi di azoto, si ha la fusione dei composti silicati le cui gocce trascinate si solidificano nelle tubature degli evaporatori abbassando drasticamente il recupero del calore. Il mescolamento e quindi la turbolenza del flusso gassoso deve essere massimizzato, in tale modo si migliora il contatto tra le sostanze da ossidare e l'ossigeno iniettato nella camera di post-combustione con l'aria secondaria.

Un buon mescolamento contribuisce inoltre a diminuire la produzione degli ossidi di azoto.

La normativa prescrive una percentuale di ossigeno in uscita dalla camera di combustione maggiore del 6%, inoltre fissa il tempo di residenza minimo di 2 secondi.

### ***3.3.1 Flue Gas Recirculation (FGR)***

L'immissione di aria nel processo di post-combustione è legata sia alla fornitura dell'ossigeno per completare la combustione delle sostanze parzialmente ossidate sia al controllo della temperatura. L'FGR è una tecnica applicata anche nel campo automobilistico (EGR) nei motori diesel per migliorare le condizioni di combustione minimizzando la produzione di ossidi di azoto. La tecnologia consiste nel ricircolo di una porzione dei gas di combustione depurati, tale tecnica migliora le condizioni attraverso diversi meccanismi:

- I fumi derivanti dalla sezione di depurazione e relativamente freddi contribuiscono all'abbassamento della temperatura di picco raggiunta nella camera di postcombustione, rallentando quindi le cinetiche di produzione degli ossidi di azoto
- L'abbassamento della temperatura non viene effettuato attraverso l'aggiunta di aria che aumenterebbe la concentrazione di azoto presente nella miscela gassosa e quindi aumentando la produzione di ossidi di Azoto.

Nell'impianto di Ca del Bue all'interno della camera di post-combustione oltre all'iniezione dell'aria secondaria viene applicato l'FGR attraverso il ricircolo di una porzione di fumi prelevata a valle del secondo stadio di filtrazione.

### ***3.3.2 Bilanci alla camera di post-combustione***

Per la soluzione dei bilanci si sono utilizzati i dati riportati nel capitolo precedente, il procedimento e le assunzioni effettuate sono riportate in appendice A. Nella figura 3.2 sono schematizzati i flussi alla camera di postcombustione:

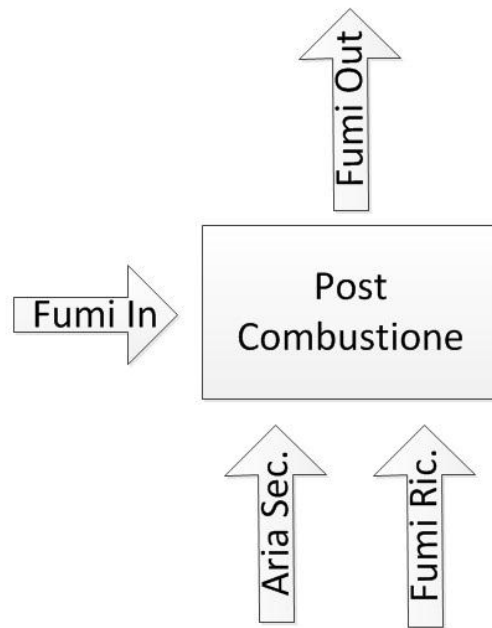


Figura 3.1 Flussi in ingresso e in uscita dalla camera di combustione

### 3.3.2.1 Bilanci di materia

I risultati riguardanti i bilanci di materia sono riportati nella tabella 3.15

Tabella 3.15 Risultati del bilancio di materia alla sezione di post combustione

	Kg/h	Nm <sup>3</sup> /h
<b>Fumi ingresso</b>	47670	44036
<b>Aria Secondaria</b>		24650
<b>Fumi ricircolo</b>		12845
<b>Fumi uscita</b>		81531

Sono state inoltre calcolate le composizioni dei fumi in uscita dalla camera di post-combustione, tale composizione è riportata in tabella:

Tabella 3.16 Composizione dei fumi in uscita dalla camera di post-combustione

Componenti	% mol	% w/w
<b>N<sub>2</sub></b>	0,58	0,58
<b>CO<sub>2</sub></b>	0,10	0,16
<b>H<sub>2</sub>O</b>	0,25	0,16
<b>SO<sub>2</sub></b>	0,00022	0,005
<b>Cl<sub>2</sub></b>	0,00062	0,0015
<b>O<sub>2</sub></b>	0,073	0,084
<b>ceneri</b>		0,0037

### 3.3.2.2 Bilanci di Energia

I risultati ottenuti dai bilanci di energia sono riportati in tabella 3.17

**Tabella 3.17** Risultati dei bilanci di energia alla camera di postcombustione

	T (°C)	Q(KW)
<b>Fumi ingresso</b>	2223	37566
<b>Aria Secondaria</b>	40	2,5
<b>Fumi ricircolo</b>	170	2069
<b>Fumi uscita</b>	1150	39477

## **3.4 Considerazioni sul dimensionamento della camera di post-combustione e verifica del rispetto della normativa inerente al suo dimensionamento**

Il dimensionamento della camera di post-combustione dell'inceneritore deve essere effettuata imponendo in fase di calcolo dei vincoli imposti dalle normative vigenti in materia. Le condizioni operative del processo di combustione sono infatti determinanti nella produzione di inquinanti. La camera di combustione deve innanzitutto completare la combustione iniziata nella camera di combustione e quindi rompere le molecole degli idrocarburi ottenuti mediante la gassificazione del rifiuto. Per raggiungere lo scopo sopracitato la normativa impone dei tempi di residenza dei fumi all'interno della camera di post-combustione superiore a 2 secondi. L'altro vincolo normativo va invece a fissare la temperatura minima. Il valore di temperatura minima imposta dalla legge è di 800°C, tale temperatura deve essere sempre mantenuta nella camera di post combustione. Il valore di 800°C corrisponde alla temperatura di decomposizione termica delle diossine.

### **3.4.1 Verifica della temperatura minima di post-combustione**

Il mantenimento della temperatura minima richiesta dalla normativa viene influenzato dalle portate di aria e dalle portate dei fumi di ricircolo. I bilanci sono stati effettuati tenendo conto di questo parametro, quindi il rispetto di tale vincolo è verificato al regime nominale in cui sono state effettuate le valutazioni. Le portate sono infatti state calcolate in modo da ottenere una temperatura dei fumi pari a 1150°C. Il calcolo è stato effettuato utilizzando delle portate di fumi di ricircolo e di aria secondaria che minimizzano la produzione di fumi. Il rispetto di tale condizione deve essere garantita anche quando il carico termico è nettamente inferiore e nelle fasi di avvio e di arresto dell'impianto. A tale scopo l'impianto è provvisto di

bruciatori ausiliari alimentati a metano. L'impianto è quindi in grado di esercire il processo in condizioni operative di temperatura compatibili con quelle imposte dalla normativa in qualunque regime di funzionamento.

### 3.4.2 Verifica del rispetto del tempo di residenza minimo

Attraverso la determinazione delle portate in ingresso alla camera di post-combustione, e alla conoscenza della dimensione della camera stessa è possibile risalire al tempo di residenza.

Il tempo di residenza è inversamente proporzionale alla portata volumetrica la quale dipende dalle condizioni di pressione e temperatura. La pressione considerata nei calcoli è lievemente inferiore a quella atmosferica e non influisce sul calcolo. La temperatura all'interno della camera di post-combustione è invece variabile a seconda della sezione considerata. La temperatura massima è quella relativa alla sezione di ingresso, ed è stata assunta come base di calcolo per motivi cautelativi. Si può ritenere il miscelamento dei fumi istantaneo all'ingresso della camera di post combustione grazie all'elevata turbolenza presente dovuta all'elevata velocità del flusso di aria secondaria e alla presenza del sistema PRISM<sup>TM</sup> che ha la funzione di miscelatore statico. La tecnologia sopracitata effettua la separazione dei fumi in 2 flussi aumentando la velocità di omogeneizzazione, ed il controllo della temperatura.

La tabella 3.18 riporta i dati utilizzati per il calcolo del tempo di residenza.

**Tabella 3.18** Dati utilizzati per la verifica del tempo di permanenza nella camera di post-combustione

Portata Volumetrica dei fumi (m <sup>3</sup> /s)	Sezione post-combustione (m <sup>2</sup> )	Altezza (m)
108	10	20,5

Attraverso l'utilizzo dei dati sopracitati il tempo di residenza si attesta ad un valore pari a 2,5 secondi, maggiore a quello minimo imposto dalla normativa. A fronte di tale risultato si può affermare che il dimensionamento della camera di postcombustione soddisfa gli standard impiantistici richiesti.

# Capitolo 4

## Dimensionamento e bilanci della caldaia a recupero termico per la produzione di vapore e del ciclo termico

In questo capitolo si presenta la caldaia a recupero termico nelle varie sezioni. In seguito alla descrizione impiantistica e qualitativa del processo di generazione del vapore si riportano i bilanci stesi alla caldaia e alle singole sezioni dell' evaporatore (surriscaldatore, evaporatore ed economizzatore). Si valuta infine il dimensionamento delle varie sezioni mediante l'analisi delle superfici disponibili e del coefficiente di scambio termico adottato nelle varie sezioni di generazione del vapore. In seguito si ad analizza il ciclo termico utilizzato per la produzione di energia elettrica individuando anche le utenza ausiliarie di vapore necessarie nell'impianto.

### 4.1 Descrizione costruttiva e funzionamento della caldaia a recupero

L'energia termica prodotta mediante la combustione dei rifiuti viene sfruttata per la produzione di vapore ad alta pressione utilizzato successivamente in un sistema turbogeneratore per produrre energia elettrica. La caldaia è una sezione ad elevata criticità in quanto la quantità di vapore prodotto influenza direttamente la quantità di energia elettrica prodotta e quindi il rendimento termico dell'impianto. Il dimensionamento e la gestione del generatore di vapore devono perciò essere accurati.

La caldaia in un impianto di incenerimento deve possedere tali caratteristiche:

- Alta efficienza
- Elevata flessibilità
- Elevata manutenibilità

L' elevata flessibilità è l'obiettivo chiave da raggiungere in quanto la caldaia deve essere in grado di rispondere alla variabilità del rifiuto in termine di potere calorifico e di portata. La caldaia del tipo a tubi d'acqua a circolazione naturale è composta da due passi radianti, un terzo passo radiante ridotto e una sezione convettiva orizzontale dove sono posti i banchi evaporativi. I banchi evaporativi presenti sono di tre tipologie:

- Economizzatori: portano l'acqua in pressione alla temperatura di saturazione

- Evaporatori: effettuano il passaggio di stato generando vapore saturo
- Surriscaldatori: effettuano il surriscaldamento del vapore

#### **4.1.1 I passi radianti**

I fumi caldi entrano nei passi radianti i quali sono dotati di un sistema di raffreddamento delle pareti, la lunghezza è calcolata in modo da generare un tempo di permanenza aggiuntivo. Il tempo di permanenza all'interno dei passi radianti ha la funzione di stabilizzare i prodotti della reazione di combustione. Le pareti dei passi radianti, raffreddate ad acqua, abbassano la temperatura dei fumi portandola a valori compatibili con i successivi banchi evaporativi. I passi radianti sono verticali, due ascendenti e uno discendente. Le pareti del primo passo radiante partono dal piano di posa della griglia e si sviluppano per una lunghezza di 14 metri. Le pareti sono costruite in materiale refrattario mentre la volta in INCONEL, una lega nichel-cromo con buona resistenza all'ossidazione ad alte temperature e alla corrosione. La sezione in cui si passa tra un canale radiante e l'altro (giro fumi) è progettato in modo da evitare bruschi cambiamenti di direzione, favorire il deposito delle polveri e ad assicurare un flusso omogeneo in ingresso alla sezione convettiva. I fumi raggiungono la sezione convettiva dopo un tempo di 10 secondi, percorrendo i canali con una velocità di circa 5 m/s. La velocità ridotta all'interno dei canali minimizza il problema dovuto alla corrosione ed inoltre permette l'eliminazione di una buona parte delle polveri prodotte durante la combustione. Le pareti del secondo e terzo passo radiante sono raffreddate attraverso l'uso di superfici evaporative.

#### **4.1.2 Sezione convettiva e recupero del calore**

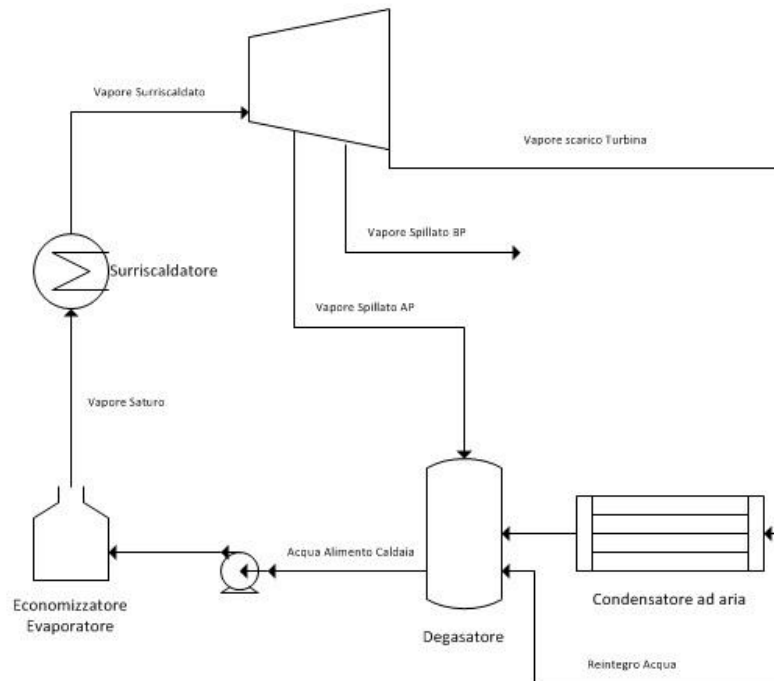
Le superfici di scambio termico a disposizione dei banchi evaporativi, dei surriscaldatori e degli economizzatori sono posizionate nel tratto convettivo come più fasci tubieri in linea. Dato l'elevato contenuto di polvere e altri materiali sporcanti la sezione convettiva è provvista di un sistema per la pulizia delle superfici di scambio. Il sistema di pulizia consiste in un sistema a percussione meccanica. La velocità dei fumi all'interno della zona convettiva è sempre inferiore a 5m/s. Il primo evaporatore è posto all'ingresso della sezione convettiva in prossimità del surriscaldatore. L'evaporatore ha diverse funzioni, innanzi tutto protegge il surriscaldatore dall'erosione dovuta al flusso di fumi, e blocca le ceneri fuse che vetrificano sulle sue superfici di scambio. La sezione di surriscaldamento del vapore comprende 5 banchi diversi dotati di attemperamenti intermedi del vapore. L'azione del attemperamento della temperatura consiste nel controllo della temperatura stessa del vapore per renderla compatibile con i materiali di costruzione della caldaia e della turbina. L'attemperamento



avviene mediante l'immissione di una quantità predefinita di liquido saturo nella corrente di vapore. Gli economizzatori sono posti in prossimità dell'uscita della zona convettiva la loro funzione è quella di scaldare l'acqua dalla temperatura di carico caldaia di circa 20°C alla pressione di saturazione di 240-250°C. È presente infine un corpo cilindrico dove avviene la separazione del vapore saturo prodotto. Il vapore viene trasferito mediante una collettore alla sezione di surriscaldamento. Il vapore generato nel corpo cilindrico passa prima per una trappola dove si esegue la rimozione dell'acqua, successivamente le frazioni di liquido residue vengono eliminate mediante il passaggio in un deminster.

## 4.2 Ciclo termico per la produzione di energia elettrica

Il vapore generato attraverso lo scambio termico con i fumi di combustione viene utilizzato come fluido motore in un ciclo termico per la produzione di energia elettrica. Il ciclo utilizzato è il ciclo di Hirn o di Rankine a vapore surriscaldato. Il ciclo di Hirn corrisponde al ciclo di Rankine in cui il vapore utilizzato è vapore surriscaldato e non saturo. In tale ciclo il liquido caricato viene portato in pressione ( 52 bar ) e successivamente viene vaporizzato a pressione costante mediante i 3 stadi sopra descritti ( preriscaldamento, evaporazione e surriscaldamento) le prime due fasi sono comuni anche al ciclo semplice di Rankine mentre la terza avviene solo nel ciclo di Hirn. Il surriscaldamento ha un effetto positivo sul ciclo aumentando notevolmente il rendimento termico e diminuendo il consumo di vapore netto, cioè a parità di fluido motore si ottiene una potenza netta maggiore. Il beneficio economico del surriscaldamento del vapore ha un limite economico che giustifica il surriscaldamento fino alla temperatura di 520°C. Nell'impianto il vapore viene surriscaldato fino alla temperatura di 450°C. Successivamente il vapore viene inviato ad una turbina dove avviene l'espansione del fluido motore e la trasformazione dell'entalpia in energia meccanica. Il rotore della turbina è calettato mediante l'albero motore ad un generatore. Il generatore trasforma l'energia meccanica in energia elettrica. Nell'impianto in esame il vapore viene espanso fino ad una pressione assoluta di 0,1 bar. Sono presenti inoltre 2 spillamenti intermedi. Il vapore estratto dalla valvola di alta pressione ( alle condizioni di 6 bar ) viene utilizzato per portare l'acqua della caldaia alle temperatura di alimento. Un'altra parte di vapore a bassa pressione viene invece prelevata per altre utenze. Il vapore in uscita dalla turbina alla pressione assoluta di 1 bar viene fatto condensare in condensatori raffreddati ad aria. Il condensatore consiste in moduli multipli di fasci tubieri disposti al di sopra di ventilatori che mediante azione meccanica delle eliche movimentate da un motore. Le eliche generano una movimentazione dell'aria ambiente che esegue le funzioni di fluido rigenerante. Nella figura viene rappresentato il ciclo termico completo.



**Figura 4.1** Schema a blocchi rappresentante il ciclo termico

### 4.3 Bilanci alla caldaia e produzione del vapore

I flussi in ingresso alla caldaia sono riportati nello schema in figura 4.1. I fumi in uscita dalla camera di post-combustione dopo aver passato i passi radianti entrano al surriscaldatore alla temperatura di  $900^{\circ}\text{C}$  dove avviene lo scambio termico e la generazione del vapore surriscaldato. La temperatura dei fumi in uscita dalla caldaia è di  $180^{\circ}\text{C}$ . La generazione del vapore si divide in 3 stadi: economizzazione, vaporizzazione e surriscaldamento, le condizioni caratteristiche sono riportate in tabella 4.1

**Tabella 4.1** Condizioni in ingresso e in uscita alle varie sezioni che compongono la caldaia

		T(°C)	P(bar)
<b>Economizzatore</b>	IN	130	52
	OUT	267	52
<b>Vaporizzatore</b>	IN	267	52
	OUT	267	52
<b>Surriscaldatore</b>	IN	267	52
	OUT	450	52

#### 4.3.1. Bilancio totale di massa ed energia

Dai bilanci effettuati e riportati in appendice A.2 si sono ottenuti i risultati riassunti in tabella

**Tabella 4.2** Risultati ottenuti dai bilanci di massa ed energia

	T (°C)	H (Kcal/Kg)	M (Kg)	Qtot (MW)
<b>Fumi In</b>	1150		77756	39,4
<b>Fumi Out</b>	180		77756	4,5
<b>Acqua In</b>	130	105	28042	3,4
<b>Vapore Saturo</b>	267	667,2486	1329	1
<b>Vapore Surriscaldato</b>	450	791,7592	37798	34.7

Dai fumi caldi generati dalla combustione dei rifiuti si ottengono 37798 kg di vapore surriscaldato alla temperatura di 450°C e alla pressione di 52 bar e 1329 kg di vapore saturo alla pressione di 52 bar.

#### 4.3.2 Bilancio al surriscaldatore

Quando si utilizza il vapore saturo per la generazione di energia mediante l'espansione in turbina risultano delle perdite di lavoro dovute alla condensazione di una parte del vapore stesso. E possibile aumentare il lavoro recuperato mediante l'utilizzo di turbine a 2 stadi con eliminazione della condensa mediante riscaldamento intermedio. La soluzione proposta è costosa dal punto di vista impiantistico, in quanto richiede apparati particolari. Risulta quindi conveniente inviare alla turbina del vapore surriscaldato. L'espansione in turbina di vapore surriscaldato non genera perdite di lavoro a causa della condensa. I surriscaldatori eseguono il surriscaldamento del vapore saturo. Il vapore saturo inviato lato tubi ad una pressione di 52

bar e alla temperatura di 267°C. I fumi caldi alla temperatura di 900°C cedono carico entalpico attraverso le superfici di scambio surriscaldando il vapore alla temperatura di 450°C. La posizione dei surriscaldatori nella caldaia fa in modo che essi incontrano siano quelli più caldi in modo da ottenere un differenza di temperatura elevata tra i fumi e quindi favorire il processo. I risultati dei bilanci ai surriscaldatori sono riportati in tabella 4.3

**Tabella 4.3** Dati riguardanti i valori di temperatura in ingresso ed in uscita dai surriscaldatori

	<b>M (Kg/h)</b>	<b>T (°C)</b>
<b>Fumi In</b>	77756	900
<b>Fumi Out</b>	77756	779
<b>Vapore Saturo</b>	39127	267
<b>Vapore Surr.</b>	39127	450

### 4.3.3. Bilancio agli evaporatori

Gli evaporatori consentono il passaggio di stato da liquido a vapore. L' acqua alla pressione di 52 bar e alla temperatura di saturazione di 267°C viene inviata lato tubi. All'esterno dei tubi scorrono i fumi caldi in uscita dal banco di surriscaldatori alla temperatura di 779°C.

I risultati ottenuti dai bilanci sono riportati in tabella 4.4.

**Tabella 4.4** Dati riguardanti i valori di temperatura in ingresso ed in uscita dai banchi evaporativi

	<b>M (Kg/h)</b>	<b>T (°C)</b>
<b>Fumi In</b>	77756	779
<b>Fumi Out</b>	77756	464
<b>Acqua Saturata</b>	39127	267
<b>Vapore saturo</b>	39127	267

#### 4.3.3.1 Estrazione di una porzione del vapore saturo dal corpo cilindrico

Una parte del vapore saturo viene estratta dal corpo cilindrico, tale parte di vapore viene utilizzata in uno scambiatore fumi-vapore. Tale scambiatore posto in coda al sistema di filtrazione dei fumi ha il compito di portare i fumi da una temperatura di 160°C a 190°C. Tale preriscaldamento viene effettuato per effettuare il successivo trattamento di rimozione degli NOx mediante sistema di reazione catalitico (SCR) . I fumi vengono scaldati attraverso la condensazione del vapore saturo. La quantità di vapore estratta è stata calcolata mediante il bilancio energetico allo scambiatore, i risultati vengono riportati in tabella 4.5. Un'altra parte

di vapore può essere prelevata per un ulteriore preriscaldamento dell'aria quando il potere calorifico si abbassa e si necessita quindi di aria a temperatura maggiore. In tale modo si compensa la mancanza di contenuto energetico del rifiuto. Il caso di studio è stato condotto comunque condotto alle condizioni nominali.

**Tabella 4.5** Dati riguardanti il bilancio energetico per la determinazione della frazione di vapore saturo da prelevarsi

	T (°C)	M (Kg)	H (kcal/kg)	Qtot (MW)
<b>Fumi In</b>	160	77756		3,1
<b>Fumi Out</b>	190	77756		3,7
<b>Vapore Saturo</b>	267	1329	667	1
<b>Acqua satura</b>	267	1329	278	0,4

#### 4.3.4 Bilancio all'economizzatore

Gli economizzatori rivestono un ruolo chiave per l'efficienza termica della caldaia, essi infatti provvedono a recuperare il calore dai gas di combustione a bassa temperatura. Gli economizzatori sono scambiatori a fasci tubieri utilizzati per il preriscaldamento dell'acqua da inviare agli evaporatori, evitando così l'utilizzo di combustibili fossili. L'acqua viene alimentata alla caldaia alla pressione di 52 bar e alla temperatura di 130°C ed in seguito viene portata alla temperatura di saturazione, pari a 267°C, mediante scambio termico nell'economizzatore sito nella caldaia. La temperatura in ingresso dell'acqua lato tubi è di 130°C, i fumi esterno tubi entrano invece alla temperatura di 363°C. L'acqua assorbendo il carico entalpico dei fumi caldi esce ad una temperatura di 267°C pari a quella di saturazione.

I risultati dei bilanci sono riportati in tabella

**Tabella 4.6** Dati riguardanti i valori di temperatura in ingresso ed in uscita dagli economizzatori

	M (Kg/h)	T (°C)
<b>Fumi In</b>	77756	779
<b>Fumi Out</b>	77756	180
<b>Acqua</b>	39127	130
<b>Acqua satura</b>	39127	267

#### 4.4 Considerazioni sul dimensionamento della caldaia

In base ai dati ottenuti si sono effettuati dei calcoli di verifica al fine di valutare i parametri utilizzati nella progettazione degli scambiatori presenti nella sezione di generazione del vapore. Partendo dai dati ottenuti mediante le stesure dei bilanci, si sono calcolati i calori scambiati in ogni singola sezione del generatore di vapore. Dalla conoscenza dei calori e delle temperature di ingresso e di uscita dei flussi si sono valutati i valori delle superfici disponibili attraverso la determinazione dei coefficienti di scambio termico usati in fase di progettazione, i risultati ottenuti sono riportati in tabella

**Tabella 4.7** Risultati riguardanti i parametri di dimensionamento utilizzati per la progettazione della caldaia

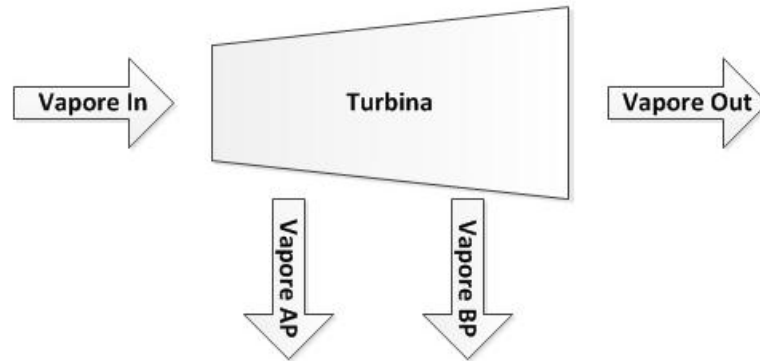
	<b>Q scambiato (Kcal/h)</b>	<b><math>\Delta t_{ml}</math> (°C)</b>	<b>Superficie (m<sup>2</sup>)</b>	<b>U (Kcal/m<sup>2</sup>°C)</b>
<b>Surriscaldatori</b>	3366263	612	4500	3,4
<b>Evaporatori</b>	11020068	249	1600	14,2
<b>Economizzatori</b>	4198034	64	3200	12,6

I coefficienti di scambio termico riportati nella tabella 4.7 risultano sensibilmente inferiori a quelli utilizzati solitamente per il dimensionamento di scambiatori in campo industriale, tale precauzione viene giustificata dall'elevato carico di sostanze sporcanti presenti nei fumi di combustione che comportano uno scambio meno efficiente. L'impianto deve infatti essere in grado di produrre il vapore richiesto anche in condizioni massime di sporcamento. Si ritiene quindi necessario utilizzare dei coefficienti di scambio termico bassi per il dimensionamento di scambiatori in applicazioni in cui vengono utilizzati fumi di combustione grezzi.

#### 4.5 Bilanci alla turbina

La parte centrale del ciclo termico consiste nell'espansione del fluido motore nella turbine con la conseguente generazione di energia elettrica. Non tutto il vapore viene espanso fino alla pressione di scarico della turbina, una frazione di vapore viene infatti spillata ed utilizzata per degasare e riscaldare l'acqua alla temperatura di ingresso della caldaia. Una frazione di vapore viene infatti spillata dalla valvola di alta pressione (AP) ed utilizzata per degasare e riscaldare l'acqua alla temperatura di ingresso della caldaia. Un'ulteriore frazione viene prelevata da un'altra sezione della turbina (BP) e viene utilizzata per il preriscaldamento dell'aria in caso di emergenza, tale frazione non viene considerata nei calcoli in quanto rappresenta una condizione di marcia non nominale dell'impianto. In figura si riportano i flussi in ingresso e

in uscita alla turbina. I dati ottenuti tengono anche conto del fatto che una porzione di calore per il riscaldamento del condensato è ottenuto mediante l'utilizzo del recupero termico finale dei fumi in uscita.



**Figura 4.2** Flussi in ingresso ed in uscita della turbina

Nella tabella 4.8 sono invece riportate le condizioni in ingresso ed in uscita dei vari flussi tenendo conto del rendimento isoentropico della turbina calcolato a partire dai dati dichiarati dall'azienda proponente pari a 0,84.

**Tabella 4.8** Entalpie delle correnti in ingresso ed in uscita alla turbina considerando un rendimento pari a 0,84

	<b>P (bar)</b>	<b>T (°C)</b>	<b>H (Kcal/Kg)</b>
<b>Vapore Ingresso</b>	52	450	792
<b>Vapore AP</b>	6	190	651
<b>Vapore BP</b>	1	100	621
<b>Scarico Vapore</b>	0,1	45	559

La turbina presente nell'impianto è comune alle 2 linee di incenerimento, vengono quindi inviato ad espansione il vapore prodotto da entrambe le linee. Mediante la stesura dei bilanci sono stati ottenuti i risultati riportati in tabella

**Tabella 4.9** Risultati dei bilanci di energia alla turbina utilizzando un rendimento isoentropico pari a 0,84

	<b>M (Kg/h)</b>	<b>H (Kcal/Kg)</b>	<b>H tot (MW/h)</b>
<b>Vapore In</b>	75596	791	69,49
<b>Vapore AP</b>	8444	651	4,66
<b>Vapore BP</b>		621	0
<b>Scarico Vapore</b>			
<b>Vapore</b>	69430	559	45,11
<b>Lavoro</b>			19,7

La massa di vapore spillato dalla valvola di alta pressione è stata calcolata mediante la stesura del bilancio al degasatore, imponendo l'uscita dell'acqua da esso alla temperatura di 130°C. Il lavoro ottenuto è pari a 19,2 MW. Considerando che il rendimento del generatore dichiarato dal costruttore e di 0,98 l'energia elettrica prodotta dal ciclo è di 18,4 MW.

#### 4.5.1 Considerazioni sul rendimento isoentropico della turbina utilizzato per i calcoli di progetto

Non essendo presente nel progetto il dato riguardante al rendimento isoentropico della turbina esso è stato ricavato mediante l'utilizzo del diagramma di Mollier (H-S) note le entalpie dichiarate dall'azienda proponente. Rapportando tali entalpie rispetto a quelle ideali ottenibili si è risaliti al rendimento isoentropico della turbina. Nella tabella 4.9 sono riportati le condizioni entalpiche ottenute da trasformazioni ideali e quelle dichiarate nel progetto.

**Tabella 4.9** Entalpie in uscita dalla turbina ipotizzate in fase di progetto in relazione a quelle ideali

	<b>Trasf. Ideali</b> <b>H (Kcal/Kg)</b>	<b>Trasf. Reali</b> <b>H reale ( Kcal/Kg)</b>
<b>Vapore In</b>	792	792
<b>Vapore AP</b>	655	651
<b>Vapore BP</b>	621	621
<b>Scarico Vapore</b>	515	559

Il rendimento isoentropico è stato ricavato mediante il rapporto tra i salti entalpici reali ed ideali. Si è ottenuto un valore di rendimento pari a 0,84. Per la tipologia e la dimensione della turbina non si ritiene che il valore proposto non sia adeguato. In tabella 4.10 vengono riportati i valori commerciali del rendimento isoentropico per le turbine a vapore in relazione alla taglia.

**Tabella 4.10** Valori tipo di rendimenti isoentropici di turbine a vapore (Meherwan & Boyce, 2002)

<b>Dimensione Turbina</b>	
<b>Sopra 150 MW</b>	0,82-0,83
<b>Da 5 a 50 MW</b>	0,76-0,82
<b>Da 1 a 5 MW</b>	0,70-0,76
<b>Minore di 1 MW</b>	<0,72

Per l'applicazione in questione un valore di 0,8 può essere ritenuto rappresentativo della realtà, inoltre essendo la turbina a servizio di entrambe le linee di incenerimento è soggetta a continue variazioni di portata di vapore. Per tale motivo è molto difficile progettare una



turbina ad hoc che abbia rendimenti isoentropici elevati in ogni condizione di carico. Attraverso l'applicazione di un valore di rendimento isoentropico pari a 0,8 si ottengono in uscita dalla turbina vapori con carichi entalpici riportati in tabella 4.11

**Tabella 4.11** Entalpie dei flussi in ingresso ed in uscita dalla turbina con rendimento isoentropico pari a 0,8

	<b>P (bar)</b>	<b>T (°C)</b>	<b>H (Kcal/Kg)</b>
<b>Vapore Ingresso</b>	52	450	792
<b>Vapore AP</b>	6	200	682
<b>Vapore BP</b>	1	110	630
<b>Scarico Vapore</b>	0,1	45	570

In tali condizioni sono state ricalcolate le portate di vapore spillate mediante il bilancio al degasatore e alla turbina per il calcolo dell' lavoro ottenuto dall'espansione del vapore. I risultati ottenuti sono riportati in tabella 4.12.

**Tabella 4.12** Risultati dei bilanci di energia alla turbina con rendimento isoentropico pari a 0,8

	<b>M (Kg/h)</b>	<b>H (Kcal/Kg)</b>	<b>H tot (KW)</b>
<b>Vapore In</b>	75596	792	69,5
<b>Vapore AP</b>	8377	682	6,6
<b>Vapore BP</b>		630	0
<b>Scarico Vapore</b>	67218	570	44,5
<b>Lavoro</b>			18,4

Dall'espansione del vapore si ottiene un lavoro pari a 18,4 MW . La produzione netta di energia è invece pari a 18 MW. Si ritengono in conclusione più significativi i dati ottenuti utilizzando come rendimento isoentropico della turbina il valore di 0,8. I dati ottenuti con tale valore saranno quindi quelli utilizzati nelle successive valutazioni prestazionali.

## 4.6. Calcolo del rendimento dell'impianto

Attraverso i dati ottenuti è stato valutato il rendimento totale dell'impianto di incenerimento. Il valore è stato calcolato come il rapporto tra il carico termico alimentato nella griglia combustione e l'energia elettrica ottenuta. Il carico termico considerato rappresenta il carico

su entrambe le griglie. In ogni griglia vengono alimentate 41,4 MW, il rendimento termico totale dell'impianto di incenerimento Ca del Bue con la tecnologia proposta è pari a 21,7%. Tale dato risulta in linea con il rendimento di impianti già esistenti ed avviati che effettuano il recupero termico e producono energia elettrica.

#### 4.6.2 Effetto della condensazione sul rendimento termico

La pressione di condensazione influenza in modo diretto il lavoro prodotto dalla turbina. A tela scopo e conveniente espandere il vapore alla pressione minore possibile. L'impianto preso in esame non avendo a disposizione bacini idrici per attingere acqua di raffreddamento per effettuare la condensa utilizza un sistema raffreddato ad aria. Tale metodo permette di condensare a pressioni maggiori rispetto al metodo ad acqua. La pressione a cui avviene il processo di condensa è di 0,1 bar assolute. Nell'impianto di incenerimento San Lazzaro di Padova, dove è stato adottato un sistema di condensazione ad acqua la pressione del vapore in uscita dalla turbina è di 0,052 bar assoluti. Per verificare quanto tale processo incida nel rendimento del ciclo termico si è ipotizzato un raffreddamento ad acqua e si sono svolti i calcoli impostando come 0,052 bar assolute come pressione di scarico turbina. I valori di entalpia allo scarico sono riportati in tabella 4.13.

**Tabella 4.13** Entalpie dei flussi in ingresso ed in uscita dalla turbina con pressione di condensazione di 0,052 bar

	<b>P (bar abs)</b>	<b>T (°C)</b>	<b>H (Kcal/Kg)</b>
<b>Vapore Ingresso</b>	52	450	792
<b>Vapore AP</b>	6	190	651
<b>Vapore BP</b>	1	100	621
<b>Scarico Vapore</b>	0,052	35	550

I risultati ottenuti dai bilanci sono riportati in tabella 4.14.

**Tabella 4.14** Risultati dei bilanci alla turbina con scarico a 0,052 bar

	<b>M (Kg/h)</b>	<b>H (Kcal/Kg)</b>	<b>H tot (MW)</b>
<b>Vapore In</b>	75596	792	69,5
<b>Vapore AP</b>	8377	682	6,7
<b>Vapore BP</b>		640	0
<b>Scarico Vapore</b>	67218	550	42,9
<b>Lavoro</b>			19,9

Il lavoro ottenuto dall'espansione del vapore fino alla pressione assoluta di 0,052 bar assolute e pari a 19,9 MW corrispondenti alla generazione di 19,5 MW di energia elettrica. In queste condizioni il rendimento termico dell'impianto è pari al 23,5%.L'abbassamento della pressione di condensazione consente di aumentare di 1,8 punti percentuale il rendimento d'impianto. L'utilizzo di pressioni così basse allo scarico è legato però alla disponibilità di un bacino idrico nelle vicinanze e all'utilizzo di acqua fredda per la condensazione. Mediante la condensazione ad aria è impossibile lavorare a pressioni così ridotte, a causa del basso coefficiente di scambio termico che richiederebbe superfici di scambio troppo elevate. Il problema si presenterebbe soprattutto nella stagione estiva dove la temperatura dell'aria ambiente è maggiore.

## **4.7 Problemi dovuti all'utilizzo di un'unica turbina a servizio di entrambe le linee**

La scelta di utilizzare un singolo sistema turbo-generatore per entrambe le linee di incenerimento comporta un duplice vantaggio sia la diminuzione dei costi d'impianto sia l'aumento del rendimento della turbina stessa. La diminuzione del costo d'impianto è da imputare al costo materiale della turbina, risulta economicamente più conveniente infatti l'acquisto di una turbina di taglia maggiore rispetto all'acquisto di due turbine di pari potenzialità totale. Il rendimento della turbina diminuisce al diminuire della taglia della stessa e al diminuire delle portate di vapore trattate, anche quest'aspetto è quindi favorito dall'adozione di un'unica turbina. La scelta effettuata dall'azienda risulta favorevole ed economicamente sostenibile rispetto a questi due fattori, tuttavia è necessario analizzare anche eventuali risvolti negativi. Il rendimento della turbina ipotizzato in fase di progetto è il rendimento ottenuto con condizioni di carico nominale. Nell'eventualità che una delle 2 linee sia fuori servizio il carico di vapore inviato alla turbina verrebbe dimezzato causando un brusco abbassamento del rendimento della turbina. Tale condizione di carico risulta sporadica, nel caso di stop dovuti a guasti e consecutive opere di riparazione, essa rappresenta quindi un problema temporaneo e di importanza relativamente bassa. Ben più gravosa sull'economia dell'impianto potrebbe essere invece la condizione caratterizzata da lunghi stop di una delle due linee dovuti alla mancanza di rifiuti. Tale possibilità non è così remota in quanto l'incertezza attuale del mercato e gli sviluppi imprevedibili della normativa europea e locale potrebbe portare a situazioni di tal tipo. In tale condizione il rendimento della turbina e dell'impianto precipiterebbe a valori molto bassi per lunghi periodi rendendo non sostenibile il processo di termovalorizzazione. A fronte di tali fatti nonostante l'aumento dei costi d'impianto e una lieve diminuzione del rendimento si ritiene più cautelativo l'utilizzo di due turbine separate al servizio della singola linea di trattamento.

# Capitolo 5

## Dimensionamento e bilanci della linea di depurazione dei fumi di combustione

I fumi generati durante la combustione presentano un elevato carico inquinante si rende quindi necessario effettuare un trattamento prima di immetterli in atmosfera. I trattamenti a cui sono sottoposti i fumi sono atti all'eliminazione degli inquinanti presenti. Attraverso tali trattamenti si ottengono quindi dei fumi compatibili con la normativa per l'emissione in atmosfera. Nel capitolo sarà per prima cosa descritta la linea di depurazione fumi proposta. In seguito sarà analizzato il dimensionamento effettuato dalla ditta proponente valutando i parametri utilizzati. Saranno infine avanzate proposte a scopo migliorativo. La portata di fumi prodotta dalla combustione e inviata all'impianto di trattamento è riportata in tabella 5.1.

**Tabella 5.1** Dati riguardanti le portate in uscita dalla camera di combustione

	Nm3/h	m3/h	Kg/h
<b>Fumi Ingresso</b>	81153	120640	89872

Mediante la composizione molare dei fumi riportata in tabella 5.2.

**Tabella 5.2** Frazione molare dei fumi grezzi di combustione

	Frazione molare
<b>N2</b>	0,58
<b>CO2</b>	0,10
<b>H2O</b>	0,25
<b>SO2</b>	0,00024
<b>O2</b>	0,073
<b>HCl</b>	0,0013

Si sono calcolate le concentrazioni dei singoli inquinanti riportate in tabella 5.3.

**Tabella 5.3** Concentrazione degli inquinanti nei fumi grezzi

	<b>Concentrazione (mg/Nm<sup>3</sup>)</b>
<b>HCl</b>	1835
<b>SO<sub>2</sub></b>	587
<b>Polveri</b>	2070
<b>Nox</b>	350
<b>HF</b>	6,7

Il dato riguardante la concentrazione degli ossidi di azoto non è stato calcolato, ma si è utilizzato un valore ormai assodato di produzione per tali tipologie di impianti, dove la combustione di rifiuti viene condotta su forni a griglia con temperatura di postcombustione minori di 1200°C e con tenore di ossigeno maggiore al 6% volumetrico.

## 5.1 Descrizione e funzionamento della linea di depurazione fumi

Lo stato dell'arte nella depurazione degli effluenti gassosi consente un'ampia scelta di soluzioni tecniche per l'ottenimento di migliori prestazioni. Gli obiettivi primari che le tecniche adottate devono raggiungere sono:

- Affidabilità dell'impianto rispetto al raggiungimento di emissioni entro i limiti di legge
- Minimizzazione del consumo di reagenti e della produzione di rifiuti solidi
- Affidabilità dell'impianto nei confronti della continuità di funzionamento, attraverso la minimizzazione di soste impreviste dovute a intasamenti, sporcamenti con conseguenti perdite di efficienza.

La soluzione proposta nel progetto si basa sull'adozione di un doppio stadio di filtrazione mediante filtri a maniche preceduti da due stadi di neutralizzazione dei fumi acidi con iniezione a secco di reagenti chimici e di adsorbimento di microinquinanti su carboni attivi. Per il raggiungimento dei limiti normativi riguardanti l'emissione degli ossidi di azoto è adottata la riduzione di questi ultimi mediante l'utilizzo di un reattore catalitico (SCR).

La filiera di depurazione è costituita da:

- Un reattore primario a due passaggi dotato di miscelatore statico a monte del quale viene dosato reattivo alla temperatura di 180°C (Calce e carbone attivo) La reazione avviene nel reattore stesso i gas acidi reagiscono con la calce, mentre diossine furani e inquinanti complessi vengono adsorbiti. Il tempo di residenza necessario alla reazione è assicurato dalle dimensioni del reattore stesso, ma in realtà la reazione continua nelle condutture fino al raggiungimento del primo filtro a maniche.

- Un primo filtro a maniche dove prosegue la reazione iniziata nel reattore. Attraverso tale filtro si rimuovono le ceneri provenienti dalla caldaia e i prodotti della prima reazione.
- Un secondo reattore, contenente un miscelatore statico, dove avviene la seconda addizione di reattivo (bicarbonato di sodio e carbone attivo). Il bicarbonato completa la deacidificazione mediante reazione chimica. Il carbone attivo provvede invece all'adsorbimento dei microinquinanti rimasti nella miscela gassosa.
- Un secondo filtro a maniche atto a trattenere i residui derivanti dal secondo reattore e la rimozione del particolato più sottile. Oltre che per questione ambientali tale filtro determina un'elevata protezione al catalizzatore del SCR a valle.
- Una batteria a vapore per riscaldare i fumi freddi fino alla temperatura ideale per il funzionamento del reattore SCR con catalizzatore a bassa temperatura. La temperatura in uscita da tale sezione è di 190°C.
- Un reattore catalitico SCR per la riduzione degli ossidi di azoto mediante iniezione di una soluzione ammoniacale evaporata. Oltre alla riduzione degli ossidi di azoto il catalizzatore permette la decomposizione non termica dei microinquinanti. Tale reattore è provvisto di un bruciatore alimentato a metano che permette la rigenerazione del catalizzatore.
- Un recuperatore finale di calore dai fumi, in cui si riscalda un flusso di condensato da inviare al degasatore.
- Un ventilatore di ricircolo fumi che provvede al approvvigionamento dei fumi di ricircolo in camera di combustione.
- Un ventilatore di estrazione fumi atto a fornire la forza motrice per effettuare tutti i trattamenti a monte dello stesso e spingere i fumi attraverso la ciminiera con un'adeguata velocità.
- Una ciminiera di scarico in atmosfera alta 60 m per garantire un'adeguata distribuzione degli inquinanti residui.

Lo schema semplificato della linea di trattamento dei fumi è rappresentato in figura

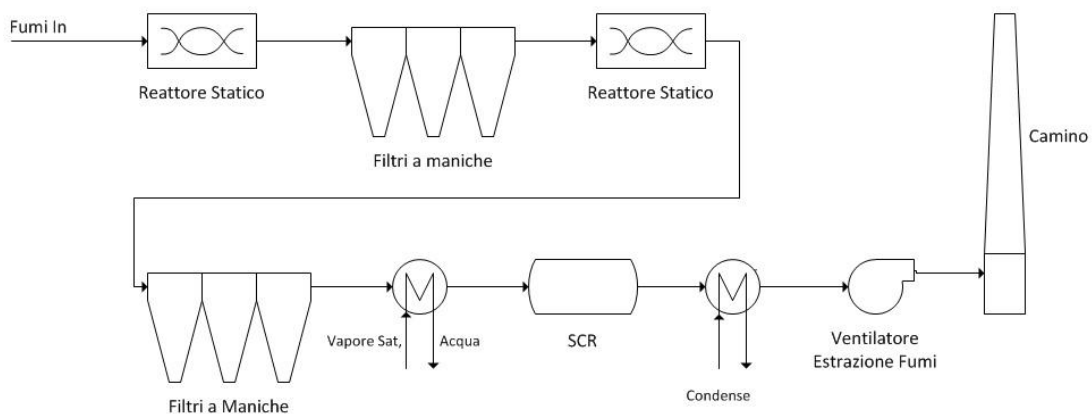
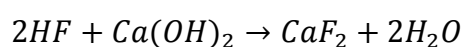
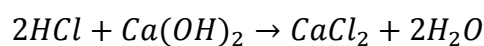
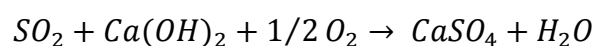


Figura 5.1 Schema a blocchi della linea di depurazione dei fumi proposta

## 5.2 Principi di funzionamento e descrizione del primo reattore a secco

I fumi sporchi ottenuti dalla combustione dopo aver ceduto gran parte del carico entalpico in caldaia per la generazione del vapore vengono inviati al primo reattore. In tale sezione dell'impianto i fumi sono depurati di solo una percentuale di polveri raccolte dalla caldaia.

I fumi quindi inquinati da gas acidi quali  $SO_2$ ,  $HCl$ ,  $HF$ , da polveri dovute alla combustione e da inquinanti organici complessi quali diossine e furani prodotti durante il processo di combustione. La funzione di tale reattore è l'eliminazione dei gas acidi e l'adsorbimento su un substrato solido dei microinquinanti organici. L'eliminazione delle sostanze indesiderate avviene mediante reazione con reagenti solidi. Il vantaggio dovuto all'utilizzo di sostanze solide è dato dal fatto che non si producono reflui liquidi che successivamente obbligano all'utilizzo di un trattamento speciale. Per l'eliminazione dei gas acidi l'impianto utilizza nel primo reattore il dosaggio di calce idrata di qualità SORBACAL<sup>TM</sup> SP. Le reazioni che avvengono al reattore per l'eliminazione dei gas acidi sono:



La calce di tipo SORBACAL<sup>TM</sup>SP è una tipologia di calce molto pura, le differenze tra la calce normale e quella sopraccitata sono riportate nella tabella 5.4.



**Tabella 5.4** Differenze tra la calce standard e la calce micronizzata utilizzata in impianto

	<b>Calce Standard</b>	<b>SORBACAL SP</b>
<b>Purezza</b>	> 90 %	>93%
<b>Superficie specifica (m<sup>2</sup>/g)</b>	<18	> 40
<b>Volume pori (m<sup>3</sup>/g)</b>	<0,10	>0,20
<b>D 50 (um)</b>	5	7

Nonostante tale tipologia di calce abbia un rendimento maggiore rispetto alla calce standard, l'azienda propone dosare il reagente con un rapporto stechiometrico 1,8:1. Oltre agli inquinanti acidi i fumi sono contaminati da micro inquinanti organici, quali furani e diossine. L'efficienza di rimozione di tali inquinanti deve essere molto elevata. Tale fatto è dovuto all'alta pericolosità che essi presentano sia per l'uomo che per l'ambiente anche in concentrazioni molto basse. La rimozione di tali inquinanti avviene mediante l'iniezione in linea di carbone attivo. Il carbone attivo utilizzato è di tipo PAC (*powdered activated carbon*). Il reattore a secco è posto a valle della caldaia per il recupero termico. Il gas entrato attraversa il reattore. Il mix di reagenti solido composto da SORBACAL<sup>TM</sup>SP e carbone attivo viene iniettato a monte del mixer statico presente nel reattore. Il mixer statico, composto da organi che effettuano il mescolamento dei flussi, migliora il contatto tra reagenti ed inquinanti. L'efficienza della reazione di deacidificazione e di adsorbimento è assicurata mediante:

- Rapporto gas/reagente ideale.
- Tempo di permanenza.

Il reattore è diviso in 2 sezioni, una discendente dove è presente il mixer statico e una ascendente che rappresenta la vera e propria camera di reazione.

### ***5.2.1 Dosaggio reagenti solidi al primo reattore ed efficienza di abbattimento***

Attraverso la conoscenza delle concentrazioni di inquinanti presenti nei fumi sono stati calcolate le moli di SORBACAL<sup>TM</sup>SP necessarie all'abbattimento degli inquinanti acidi. Il dosaggio del carbone attivo è stato invece calcolato mediante i dati forniti dal produttore ([http://www.flexibulk.co.uk/flexibulk\\_web/download/46580\\_Diox.pdf](http://www.flexibulk.co.uk/flexibulk_web/download/46580_Diox.pdf)).

Le quantità di reagenti iniettati nel primo reattore sono riportati in tabella 5.5.

**Tabella 5.5** Consumo di reagenti chimici nel primo reattore

	<b>SORBATAL</b>	<b>Carbone Attivo</b>
<b>Portata oraria ( Kg/h)</b>	372	24

L' eccesso di calce assunto dall'azienda proponente pari a 1,8 allo stechiometrico non è giustificato nonostante l'utilizzo di calce micronizzata con elevata efficienza di reazione. Si ritiene che il valore più idoneo ai fini cautelativi per il raggiungimento dell'efficienza di rimozione sia 2,5:1. Il rapporto proposto si ritiene possa essere adeguato ad un'efficienza di rimozione pari al 70% e non al 90% richiesto.

### 5.2.2 Valutazione del dimensionamento del reattore proposto

Il reattore proposto dall'azienda proponente presenta le caratteristiche dimensionali riportata in tabella 5.6.

**Tabella 5.6** Dimensioni del primo reattore di deacidificazione dei fumi

	<b>Larghezza (m)</b>	<b>Lunghezza (m)</b>	<b>Altezza (m)</b>
<b>Condotto discendente</b>	1,3	4,9	7,4
<b>Condotto ascendente</b>	4,4	4,9	7,4
<b>Tramoggia</b>	4,7	4,9	3,1

Con tali dimensioni del reattore il volume totale sviluppato è pari a 86 m<sup>3</sup>. Date le portate in ingresso è stato calcolato il tempo di residenza pari a 2,5 secondi. Si ritiene il valore ottenuto sufficientemente alto anche a fronte del tempo di reazione aggiuntivo dovuto al trasporto nelle condutture fino al filtro a maniche. Per valutare in modo critico il tempo di residenza nel reattore bisogna inoltre considerare il tempo di residenza relativo al secondo reattore.

## 5.3 Descrizione e funzionamento prima batteria di filtri a maniche

La finalità della prima batteria di filtri a maniche è quella di abbattere le ceneri volanti ed i prodotti solidi della reazione avvenuta nel primo reattore e di completare la reazione stessa.

La miscela solida di reagente fresco ed esausto va infatti a depositarsi sulla calza del filtro a maniche formando un cake. Tale cake ha funzione di migliorare il rendimento di filtrazione ma anche migliorare il contatto tra gli inquinanti e il reagente fresco. I gas infatti per uscire dalla sezione di filtrazione devono passare attraverso il cake aumentando così il rendimento

della reazione. Per l'ottimizzazione delle performances delle apparecchiature sono indispensabili alcuni requisiti:

- Basse velocità di filtrazione: una bassa velocità di filtrazione aumenta il tempo di contatto gas/solido e riduce la frequenza di pulizia dei filtri a maniche in modo da lasciare più tempo il reagente sulle maniche
- Accurata distribuzione dei flussi: è fondamentale per garantire omogenea distribuzione dei reagenti sulle maniche e per impedire che il reagente cada direttamente in tramoggia senza investire le maniche.

Il filtro è formato da celle poste in parallelo, il gas entra nella cella con andamento dall'alto verso il basso per favorire lo scarico dei residui verso la tramoggia sita sul fondo della cella.

La pulizia delle maniche del filtro avviene mediante l'utilizzo di aria compressa inviata all'interno della manica. Il sistema di pulizia è temporizzato, ma allo stesso tempo è presente un controller comandato da un misuratore di perdite di carico. Le maniche vengono pulite singolarmente mentre le altre continuano a lavorare. La pulizia non avviene in modo da eliminare tutto il cake formatosi, in questo modo si assicura sempre un rendimento sufficientemente elevato.

I dati costruttivi dei filtri a maniche sono riportati in tabella 5.7.

**Tabella 5.7** Dati descrittivi del primo stadio di filtrazione

<b>Dati costruttivi filtri a maniche</b>	
<b>Numero di maniche</b>	1152
<b>Materiale</b>	PTFE
<b>Grammatura Maniche (g/m<sup>2</sup>)</b>	830
<b>Diametro Nominale Maniche (mm)</b>	126
<b>Lunghezza maniche (mm)</b>	6330

Le tramogge di scarico sono riscaldate mediante l'utilizzo di piastre elettriche per assicurare la discesa delle polveri scaricate. Inoltre tali resistenze evitano le formazioni di condense acide. È presente inoltre un sistema del riciclo dei reagenti scaricati dalle tramogge per aumentare la resa della reazione.

### **5.3.2 Valutazione del dimensionamento del filtro a maniche**

Attraverso l'utilizzo dei dati costruttivi dei filtri utilizzati forniti dall'azienda proponente si è rivisto il dimensionamento. La valutazione è stata effettuata mediante il calcolo della velocità. I risultati ottenuti sono riportati in tabella 5.8.

**Tabella 5.8** Dati riguardanti il dimensionamento del primo stadio di filtrazione

<b>Dimensionamento Filtro</b>	
<b>Diametro filtro (m)</b>	0,13
<b>Altezza filtro (m)</b>	6,33
<b>N filtri</b>	1152
<b>Circonferenza (m)</b>	0,40
<b>Superficie filtrante (m<sup>2</sup>)</b>	2,50
<b>Superficie filtrante totale (m<sup>2</sup>)</b>	2885
<b>A/C (m/s)</b>	0,012
<b>V filtrazione (m/min)</b>	0,71

Altro parametro importante da analizzare per la valutazione del dimensionamento è la velocità interstiziale, essa corrisponde alla velocità dei fumi parallela alle maniche. La velocità interstiziale non può essere troppo elevata perché aumenterebbe le difficoltà di pulizia delle maniche dei filtri. In tabella 5.9 sono riportati i risultati dei calcoli effettuati.

**Tabella 5.9** Risultato del dimensionamento della sezione di filtrazione mediante verifica della velocità ascensionale

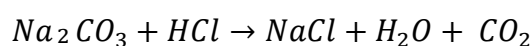
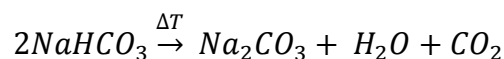
<b>Dimensionamento filtro</b>	
<b>Numero celle</b>	16
<b>Maniche per cella</b>	72
<b>Lunghezza cassone (m)</b>	3,06
<b>Larghezza (m)</b>	11,7
<b>S tot (m<sup>2</sup>)</b>	35,7
<b>S interstiziale (m<sup>2</sup>)</b>	21,4
<b>V interstiziale (m/s)</b>	1,6

I valori delle velocità ottenute sono considerati buoni valori che permettono l'ottenimento di un'ottima efficienza di filtrazione e di pulizia.

## 5.4 Descrizione e funzionamento del secondo reattore

Per la descrizione del secondo reattore posto all'uscita della prima batteria di filtri a maniche, si rimanda al paragrafo 5.2 in quanto i reattori statici proposti sono della stessa tipologia. L'unica differenza è rappresentata dal reagente antiacido utilizzato. A monte del mixer statico viene infatti dosato, oltre al carbone attivo per l'adsorbimento delle diossine furani e metalli pesanti, del bicarbonato di sodio. L'efficienza di rimozione del bicarbonato di sodio è molto

superiore rispetto a quella della calce. La reazione infatti viene utilizzata per raffinare il trattamento precedentemente eseguito. La reazione tra i gas acidi e il bicarbonato è riportata nell'equazione



L'elevata efficienza è dovuta alla prima reazione, il bicarbonato sottoposto a temperature elevate produce acqua e anidride carbonica. La fuoriuscita di questi gas dal materiale in polvere aumenta notevolmente la porosità aumentando la superficie di contatto tra i gas acidi e il reagente. Per il raggiungimento dell'efficienza prevista i reattivi nel reattore vengono dosati con un eccesso pari a 2,5:1 sullo stechiometrico. I fumi recapitati nel secondo reattore presentano la composizione riportata in tabella 5.10

**Tabella 5.10** Composizione dei fumi all'ingresso del secondo reattore statico

<b>Concentrazione (mg/Nm<sup>3</sup>)</b>	
<b>HCl</b>	183,5
<b>SO<sub>2</sub></b>	39,5
<b>Polveri</b>	0,01
<b>Nox</b>	235,4
<b>HF</b>	0,7

Mediante le concentrazioni in ingresso sono stati calcolati i consumi di bicarbonato e di carboni attivi, che sono riportati in tabella 5.11

**Tabella 5.11** Consumo di reagenti nel secondo reattore di deacidificazione

	<b>Bicarbonato di Sodio</b>	<b>Carbone attivo</b>
<b>Portata oraria (Kg/h)</b>	45	24

Per quanto riguarda il calcolo dei tempi di residenza, nonostante le dimensioni identiche a quelle del primo reattore il tempo di ritenzione presenta un valore più alto in quanto a valle del primo sistema di filtrazione si preleva una frazione dei fumi che viene poi inviata in camera di combustione come fumi di riciclo. Il tempo di residenza a fronte di tali variazioni è di 3 secondi. Nella valutazione dei tempi di permanenza nei reattori bisogna tenere conto dei tempi di ritenzione di entrambi i reattori, si ottiene che il tempo di residenza totale nelle due

sezioni di reazione e pari a 5,5 secondi, esso rappresenta un buon tempo per la tipologia di reazioni prese in considerazione.

## 5.5 Descrizione e funzionamento del secondo filtro a maniche.

La seconda batteria di filtri a maniche serve per la rimozione del particolato rimanente nei fumi e le polveri dovute alla reazione avvenuta nel secondo reattore. A differenza del primo filtro non è previsto nessun riciclo di reagenti. La portata in transito diminuita rispetto a quella recapitata al primo filtro implica delle velocità di filtrazione e interstiziali minori. Le velocità risultanti sono riportate in tabella 5.12.

Tabella 5.12 Velocità nel secondo filtro a maniche

Secondo Filtro a maniche	
V filtrazione (m/min)	0,58
V interstiziale (m/s)	1,31

## 5.6 Descrizione e funzionamento del abbattimento degli ossidi di azoto mediante sistema di reazione catalitica SCR

Il reattore SCR ha lo scopo di abbattere gli ossidi di azoto generati dalla combustione mediante reazione con ammoniaca su un letto catalitico. Gli ossidi di azoto sono ridotti a prodotti inerti quali  $N_2$  ed  $H_2O$ . Il reattore oltre a provvedere l'abbattimento degli ossidi di azoto effettua la decomposizione delle diossine e dei furani rimanenti nel flusso gassoso.

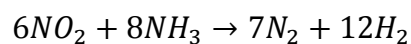
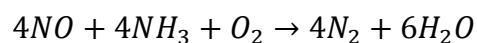
Il processo proposto lavora a temperature di circa  $190^\circ C$ . A tale temperatura sussistono problemi di condensazione di sali di ammonio generati dalla reazione tra ammoniaca e fumi acidi. La condensa di tali sali si deposita quindi sul catalizzatore diminuendone l'efficienza. È quindi necessario effettuare periodicamente la rigenerazione del catalizzatore mediante bruciatori alimentati a metano. Durante il funzionamento dell'impianto in continuo il processo si distingue in 3 diverse fasi successivamente descritte:

- L'iniezione di ammoniaca avviene attraverso il dosaggio di una soluzione ammoniacale. La soluzione viene evaporata mediante l'utilizzo di una apposita griglia. Per avere rendimenti elevati di abbattimento si richiede una buona miscelazione tra i gas e la soluzione ammoniacale. La miscelazione viene assicurata dal sistema di distribuzione del reattivo e dal successivo percorso che porta dal secondo filtro a maniche alla zona catalitica del reattore.
- Il catalizzatore è distribuito in varie celle, i fumi sono recapitati all'interno delle celle mediante collettori che effettuano anche la divisione del flusso. Il collettore a forma

trapezoidale consente una distribuzione uniforme dei gas sul catalizzatore in modo di ottenere rese di abbattimento elevate.

- La reazione sul catalizzatore: l'abbattimento degli ossidi di azoto e dei microinquinanti organici avviene sulla superficie del catalizzatore. I gas vengono distribuiti in modo uniforme sulla superficie penetrando in esso attraverso i vari canali formati dalla struttura a nido d'ape.
- Rigenerazione: la rigenerazione del catalizzatore avviene mediante il controllo dei valori di emissione di  $\text{NO}_x$  e di ammoniaca slip. Quando tali valori superano quelli limite di emissione entra in azione il sistema di rigenerazione. Tale sistema consiste nel portare i fumi alla temperatura di  $350^\circ\text{C}$  in modo da provocare la decomposizione dei Sali di ammonio. I fumi generati in fase di rigenerazione vengono riciclati a monte del sistema di trattamento fumi.

Le reazioni che avvengono sul catalizzatore per la decomposizione degli ossidi di azoto sono:



L'efficienza di conversione della ammoniaca è molto elevata. Data l'elevata conversione i livelli di ammoniaca slip sono molto bassi. L'efficienza di rimozione degli ossidi di azoto è pari a 90% con iniezione di una quantità di ammoniaca stechiometrica.

### **5.6.1 Valutazione della scelta della tipologia e delle condizioni di utilizzo del SCR.**

Il trattamento proposto dall'azienda è un trattamento catalitico di tipo 'low dust'. Il reattore catalitico può essere inserito nella linea di trattamento in due posizioni, a seconda si utilizzi la tecnica 'High dust' o 'Low dust'. La tecnica 'high dust' implica che il trattamento avvenga in una zona in cui siano elevate le concentrazioni di polveri ed inquinanti, solitamente tale processo viene posizionato subito a valle della camera di combustione. I vantaggi di tale tecnica sono dovuti alla non necessità di dover effettuare un preriscaldamento dei fumi, inoltre visto le temperature elevate non sono presenti problemi di condensazione. Gli svantaggi sono invece rappresentati dall'elevata presenza di inquinanti durante il processo, infatti i fumi trattati non subiscono nessun pretrattamento. Il problema di tali reattori è legato alla presenza di gas acidi che in contatto con la soluzione ammoniacale iniettata danno origine a elevate quantità di sali ammoniacali che depositandosi sul catalizzatore abbassano il rendimento. Altro problema è dovuto all'alta concentrazione di polveri che trasportate dal flusso gassoso

causano l'erosione del catalizzatore stesso, determinandone un tempo di vita inferiore. La configurazione 'high dust' è solitamente utilizzata nelle centrali a gas e a carbone. L'assunzione di tale configurazione è giustificata dal fatto che la combustione, più controllabile, non produce diossine e furani e la concentrazione di gas acidi nei fumi è molto minore. La scelta dell'azienda di utilizzare un sistema di abbattimento 'Low Dust' è giustificata dai difetti presentati dalla tecnica sopradescritta. Negli impianti di incenerimento infatti visti i limiti di emissione molto stringenti, si deve assicurare un'efficienza del processo di abbattimento degli ossidi di azoto molto elevato ed inoltre si necessita anche dell'abbattimento delle diossine e dei furani. L'azienda propone inoltre l'utilizzo del sistema catalitico ad una temperatura di 190°C. Tale temperatura risulta essere troppo bassa per assicurare l'efficienza di rimozione desiderata. L'efficienza in tali condizioni può essere mantenuta solo per brevi periodi e implica quindi l'utilizzo di un'elevata quantità di combustibile per la rigenerazione dei catalizzatori. La rigenerazione continua del catalizzatore ne determina una veloce usura e di conseguenza un tempo di vita minore. Nonostante l'abbassamento del rendimento termico dell'impianto per l'utilizzo di una frazione di vapore maggiore per il preriscaldamento dei fumi si può considerare una temperatura di 220°C più idonea al processo.

### 5.5.2 Variazione del rendimento termico in seguito all'innalzamento della temperatura dei fumi trattati dall'SCR da 190°C a 220°C

Il rendimento energetico dell'impianto riportato nei precedenti capitoli è stato calcolato con la temperatura di funzionamento dell'SCR di 190°C. In seguito alle ultime considerazioni effettuate e alla scelta di utilizzare come temperatura dei fumi in ingresso all'SCR una temperatura cautelativa di 220°C il rendimento ipotizzato subirà una diminuzione. Tale diminuzione è da imputarsi al fatto che servirà estrarre una frazione maggiore di vapore saturo dal corpo cilindrico della caldaia per effettuare il preriscaldamento dei fumi. I risultati ottenuti attraverso la modifica dei bilanci in caldaia sono riportati in tabella 5.13.

**Tabella 5.13** Bilanci alla caldaia modificati considerando la temperatura dei fumi all'ingresso del catalizzatore di 220°C

	T (°C)	H (Kcal/Kg)	M (Kg)	Qtot (MW)
<b>Fumi In</b>	900		77756	35,6
<b>Fumi Out</b>	180		77756	4
<b>Acqua In</b>	130	105	29373	3,4
<b>Vapore Saturo</b>	267	667	2660	2,06
<b>Vapore Surriscaldato</b>	450	791	35541	32,6



Dal bilancio alla turbina si ottengono invece i risultati riportati in tabella 5.14.

**Tabella 5.14** Bilanci di materia ed energia alla turbina in seguito all'aumento della temperatura dei fumi in ingresso al SCR

	<b>M (Kg/h)</b>	<b>H (Kcal/Kg)</b>	<b>H tot (MW)</b>
<b>Vapore In</b>	71082,58466	792	65,3
<b>Vapore AP</b>	7940,706035	682	6,3
<b>Vapore BP</b>		640	0
<b>Scarico Vapore</b>	63141,87863	570	41,8
<b>Lavoro</b>			17,2

Il lavoro generato dall'impianto in tali condizioni è pari a 17,2 MW. Che corrispondono alla produzione di 16,9 MW e ad un rendimento energetico dell'impianto pari al 20,3%. Il calcolo è effettuato e riportato in appendice A.3.

## 5.6 Emissioni in atmosfera

Mediante l'applicazione della resa di depurazione ipotizzata precedentemente si sono calcolate le concentrazioni di inquinanti presenti nei fumi di uscita. Le concentrazioni sono state poi normalizzate e riportate alle condizioni di riferimento, in modo da poterle confrontare con i limiti di emissione prescritti dalla normativa.

Sono riportate in tabella le concentrazioni di emissioni calcolate e quella imposte per i nuovi impianti di incenerimento di R.S.U. e R.S. riportati nella normativa Nazionale, Decreto 19/11/1997 n 503 in attuazione delle Direttive 89/396/CE e 84/429/CE, in particolare si riportano i limiti orari in  $\text{mg}/\text{Nm}^3$  riferite al gas secco con tenore di ossigeno di riferimento dell'11%.

**Tabella 5.15** Confronto tra le concentrazioni ottenute e le emissioni limite

	<b>Concentrazioni Calcolate (<math>\text{mg}/\text{Nm}^3</math>)</b>	<b>Valori Limite (<math>\text{mg}/\text{Nm}^3</math>)</b>
<b>Polveri Totali</b>	1,9	30
<b>HCl</b>	17	40
<b>HF</b>	0,55	4
<b>Sox</b>	5,5	200
<b>Nox</b>	32,8	400

Le prestazioni assicurate dall'impianto, come si nota dal confronto dei dati contenuti nella tabella, permettono l'ottenimento di emissioni orarie al di sotto della soglia concessa dalla normativa con dei margini abbastanza elevati.

# Capitolo 6

## Calcolo dell'efficienza di recupero

La direttiva 2008/98/CE ha introdotto interessanti novità in tema di gestione dei rifiuti, in particolare l'inserimento di una formula '*formula RI*' standardizzata che permette la valutazione dell'efficienza energetica di un impianto di incenerimento. In tale capitolo si applicherà la sopracitata formula per il calcolo dell'efficienza di recupero dell'impianto.

### 6.1 La formula

Attraverso l'applicazione della formula si può calcolare il livello di efficienza del recupero energetico dei rifiuti urbani, qualora essi siano destinati alla produzione di energia termica/elettrica. Si tratta in pratica di un bilancio energetico dell'intero impianto su base annua. La formula è:

$$E_{min} = \frac{(E_p - (E_f + E_i))}{(0,97 (E_w + E_f))}$$

Dove si ha che  $E_{min}$  rappresenta l'efficienza minima richiesta perché l'impianto di termovalorizzazione sia definibile come un impianto di recupero.

I valori limite per definire un impianto come impianto di recupero energetico sono:

- $E_{min} > 0,60$  per impianti in esercizio ed autorizzati prima del 1 gennaio 2009
- $E_{min} > 0,65$  per impianti autorizzati dopo il 31 dicembre 2008.

Si ha che :

- $E_p$  (GJ/a) rappresenta l'energia prodotta sotto forma elettrica e termica su base annuale calcolata moltiplicando l'energia elettrica prodotta per il fattore correttivo 2,6 e quella termica per il fattore 1,1
- $E_f$  (GJ/a) rappresenta l'energia in ingresso all'impianto derivante dal consumo di combustibili tradizionali su base annua, destinati alla produzione di vapore
- $E_w$  (GJ/a) rappresenta l'energia contenuta nei rifiuti trattati su base annua, calcolata sulla base del PCI
- $E_i$  (GJ/a) energia importata nell'impianto su base annua con l'esclusione di  $E_w$  ed  $E_f$

Mediante i dati proposti dall'azienda AGSM spa l'efficienza del recupero energetico si attesta al 0,75. L'applicazione di tale formula ai valori ottenuti mediante i bilanci sviluppati permette di individuare un'efficienza del recupero energetico del 0,57 quindi inferiore a quella minima individuata dalla normativa per considerare l'impianto un impianto di recupero energetico.

Per rientrare nella classificazione di impianto di recupero dovrebbe raggiungere il valore minimo di 0,65 in quanto ricadrebbe nella categoria dei nuovi impianti. Per ottenere tali risultati si dovrebbe avere un rendimento energetico minimo del 23,5%.

# Conclusioni

È fondamentale per un progettista utilizzare per lo sviluppo del processo e per il dimensionamento di un impianto assunzioni cautelative al fine di garantire efficacia e continuità di esercizio. Solo in tal modo l'impianto progettato può far fronte a situazioni impreviste che comportano anomalie rispetto alla regolare marcia o, nella peggiore delle ipotesi, il fermo dell'impianto. Lo studio del progetto proposto da AGSM spa ha messo in evidenza alcuni punti deboli della progettazione, sono pertanto state fatte delle considerazioni che consentirebbero il miglioramento dell'impianto. In particolare il potere calorifico del rifiuto trattato è stato sottostimato dal progettista. L'utilizzo di un valore non rappresentativo di tale dato è un errore che si ripercuote sull'esatta progettazione di gran parte dei processi successivi attraverso la variazione di portate e rendimenti. Il dato proposto in fase di progettazione si ritiene comporti la realizzazione di un impianto obsoleto e non idoneo al trattamento degli attuali rifiuti presenti sul mercato che può essere soggetto a maggiore usura e quindi più frequenti arresti per guasti nelle varie sezioni. Sono quindi stati effettuati i bilanci relativi al dimensionamento con il valore di PCI ritenuto più idoneo pari a 12100 KJ/Kg. Altro punto negativo individuato è la scelta di utilizzare una singola turbina per entrambe le linee di combustione. Tale scelta infatti massimizza il rendimento in condizioni nominali di marcia ma espone l'efficienza dell'impianto a notevoli abbassamenti in caso di condizioni diverse da quelle nominali, quali per esempio l'esercizio di una sola linea. Si ritiene quindi più cautelativo l'adozione di una configurazione che prevede l'utilizzo di due turbine. L'applicazione di un sistema di condensa ad aria, come proposto nel progetto, comporta una diminuzione dell'efficienza che è stata stimata essere circa di 1,5 punti percentuali, tale scelta è tuttavia giustificata dall'assenza di bacini idrici in prossimità dell'impianto. Per quanto riguarda la componente ambientale il processo di depurazione proposto indica un'accurata progettazione della linea. I tempi di permanenza nei reattori e le velocità nei filtri risultano adeguati. Tuttavia dai bilanci effettuati il quantitativo di reagenti proposto risulta sottostimato. La temperatura di esercizio del trattamento SCR risulta invece troppo bassa, la rigenerazione continua e il calo di efficienza di abbattimento dimostrano che tale scelta è sconsigliata. In seguito ai calcoli effettuati è stata determinata l'efficienza del recupero energetico del rifiuto, mediante 'formula R1' proposta dalla direttiva 2008/98/CE. Tale efficienza, calcolata con i dati proposti dall'ente AGSM spa risulta pari a 0,75 e quindi consentirebbe la classificazione dell'impianto come impianto di recupero energetico.

Tuttavia ricalcolando tale efficienza con i dati determinati e giustificati in questo lavoro per le varie sezioni dell'impianto, ritenuti più veritieri e in linea con gli attuali standard di rendimento, l'impianto così progettato non risulta rientrare nella categoria degli impianti di

recupero energetico in quanto l'efficienza si attesta ad un valore di 0,57. L'impianto con tali prestazioni non può quindi avvalersi degli incentivi pubblici destinati agli impianti di recupero.



# Appendice





## A.1 Dati e bilanci relativi alla sezione di combustione e post-combustione

Le condizioni di riferimento in cui sono stati stesi i bilanci di energia di massa sono riportate nella tabella

CONDIZIONI STANDARD	
Temperatura	25°C
Pressione	1 atm
R	8,205 E-5 m <sup>3</sup> /K°C mol

Si riportano i risultati dei calcoli per la determinazione dell'aria primaria necessaria alla combustione in tabella

Calcolo aria primaria di combustione					
Frazione	% (Ponderale)	Portata (Kg/h)	Portata (mol/h)	Aria (Kmol/h)	Aria (Nm <sup>3</sup> )
Carbonio	28,7	3415,3	284,6	1355	33137
Idrogeno	3,8	452,2	452,2	538	13163
Ossigeno	17,05	2028,95	126,8	-603	-14764
Azoto	0,7	83,3	5,95	0	0
Zolfo	0,2	23,8	0,743	3,54	86,596
Cloro	0,6	71,4	2,04	0	0
Cont. Cener	14,15	1683,85		0	0
Umidità	34,8	4141,2	230	0	0
tot	100	11900	1102,333	1293	31622

Il bilancio di massa effettuale alla camera di combustione e riportato in tabella

Bilancio di massa combustione	
RSU	11900 Kg/h
Aria primaria	37117 Kg/h
Scorie	1347 Kg/h
Fumi uscita	47670 Kg/h

Nella tabella si riportano i calori specifici dei gas utilizzati nei bilanci di energia:

<b>Calori specifici dei fumi (cal/mol K)</b>	
<b>N2</b>	$6,5+0,001*T$
<b>O2</b>	$8,27+0,000258*T+187700/T^2$
<b>H2O</b>	$8,22+0,00015*T+0,00000134*T^2$
<b>CO2</b>	$10,34+0,00247*T-195500/T^2$
<b>SO2</b>	$7,7+0,0053*T-0,00000083*T^2$
<b>Cl2</b>	$8,28*T+0,00056*T^2$

I risultati del bilancio di massa ed energia è riportato in tabella

<b>Bilancio di Energia camera di combustione e postcombustione</b>				
<b>Ingressi</b>				
	Portata (Kg/h)	T (°C)	Q (Kw)	
<b>RSU</b>	11900	25	37	
<b>Aria Primaria</b>	47670	120	1412	
<b>Aria Secondaria</b>	27545	40	2,4	
<b>Fumi Ricircolo</b>	14430	170	1069	
<b>Calore reazione</b>			39998	
<b>Uscite</b>				
<b>Fumi</b>	89872	1150	39447	
<b>Scorie</b>	1347	700	413	
<b>Dispersione</b>			2072	

I risultati del dimensionamento del reattore sono riportati in tabella

<b>Dimensionamento camera postcombustione</b>		
<b>Altezza</b>	20,5	m
<b>Superficie minima</b>	10,5018751	m
<b>Pareti</b>	300	m <sup>2</sup>
<b>Lato</b>	3,65	m
<b>Superficie reale</b>	13,4	m
<b>Volume</b>	274	m <sup>3</sup>
<b>Portata</b>	107	m <sup>3</sup> /s
<b>Tempo di Residenza</b>	2,54	s

## A.2 Dati e bilanci relativi alla sezione di recupero termico e generazione del vapore

Il calcolo del vapore necessario per portare alla temperatura di 190°C I fumi in ingresso al scr è stato calcolato mediante bilancio allo scambiatore di calore

<b>Calcolo vapore saturo per preriscaldamento</b>	
	<b>Q (KW)</b>
<b>Fumi ingresso</b>	3175
<b>Fumi uscita</b>	3789
<b>Calore Richiesto</b>	614

Il vapore necessario a fornire tale calore considerando l'uscita del vapore come acqua satura è di 1329 Kg

La produzione di vapore saturo è stata calcolate mediante bilancio alla caldaia:

<b>Bilancio di energia alla caldaia</b>				
	<b>T(°C)</b>	<b>Portata (Kg/h)</b>	<b>H (Kcal/Kg)</b>	<b>Q tot (KW)</b>
<b>Ingressi</b>				
<b>Fumi ingresso</b>	1150			39447
<b>Acqua Ing</b>	130	39127	105	3415
<b>Uscite</b>				
<b>Fumi uscita</b>	180			4832
<b>Vapore Saturo</b>	267	1329	667	1028
<b>Vapore surriscaldato</b>	450	37798	792	34725

I coefficienti di scambio dei diversi banchi di evaporazione sono stati calcolati mediante la determinazione delle temperatura in ingresso ed in uscita alle varie sezioni.

<b>surriscaldatore</b>		
<b>H vap surr</b>	791,7592	Kcal/Kg
<b>H vap sat</b>	667,2486649	Kcal/Kg
<b>Delta H</b>	124,5105351	Kcal/Kg
<b>T fumi in</b>	1173	K
<b>T fumi out</b>	1002,512467	K
<b>m</b>	37798,25227	Kg
<b>Q surr</b>	4706280,614	Kcal
<b>Superficie</b>	3200	m <sup>2</sup>
<b>DeltaTml</b>	611,5339105	K
<b>U</b>	2,404956891	kcal/m <sup>2</sup> °C

<b>Vaporizzatore</b>		
<b>H vap sat</b>	667,2486649	Kcal/Kg
<b>HI</b>	278,7405941	Kcal/Kg
<b>deltaH</b>	388,5080709	kcal/kg
<b>T fumi in</b>	1002,512467	K
<b>Tfumi out</b>	737,1158887	K
<b>M</b>	37798,25227	Kg
<b>Qvap</b>	7072275,303	Kcal
<b>Superficie</b>	4500	mq
<b>DeltaTml</b>	98,51067165	K
<b>U</b>	12,61936903	kcal/mq °C

<b>Economizzatore</b>		
<b>H acqua</b>	130	Kcagl/K
<b>Hsat</b>	278	Kcal/Kg
<b>delta H</b>	148	Kcal/Kg
<b>T fumi in</b>	737,1158887	K
<b>Tfumi out</b>	445,87707	K
<b>M</b>	37798,25227	Kg
<b>Qeco</b>	5594141,336	Kcal
<b>Superficie</b>	4500	mq
<b>DeltaTml</b>	98,51067165	K
<b>U</b>	12,61936903	kcal/mq °C

Il vapore estratto dalla valvola di alta pressione della turbina è stato calcolato mediante bilancio al degasatore.

	<b>Portata (Kg/h)</b>	<b>T (°C)</b>	<b>Entalpia (Kcal/Kg)</b>	<b>Q (Kcal)</b>
<b>Condensato</b>	67218,79543	45	25	2839,157
<b>Vapore AP</b>	8444	190	651	6376,571
<b>Acqua</b>				
<b>Uscita</b>	75662,79543	130	105	9215,728

Il calcolo del lavoro generato dall'espansione del vapore nella turbina è stato effettuato mediante applicazione del bilancio alla turbina

	<b>M (Kg/h)</b>	<b>H (Kcal/Kg)</b>	<b>H tot (MW/h)</b>
<b>Vapore In</b>	75596	791	69,49
<b>Vapore AP</b>	8444	651	4,66
<b>Vapore BP</b>		621	0
<b>Scarico</b>			
<b>Vapore</b>	69430	559	45,11
<b>Lavoro</b>			19,7

Per il calcolo del rendimento isoentropico della turbina è stato calcolato mediante l'utilizzo di tali entalpie

	<b>Trasformazioni ideali H (Kcal/Kg)</b>	<b>Trasformazioni Reali H reale ( Kcal/Kg)</b>
<b>Vapore Ingresso</b>	792	792
<b>Vapore AP</b>	655	651
<b>Vapore BP</b>	621	621
<b>Scarico Vapore</b>	515	559

Il rendimento è stato calcolato infine come il rapporto tra l'energia prodotta e il carico termico alimentato.

Per il calcolo delle altre condizioni in cui si è calcolato il rendimento dell'impianto si sono utilizzati i seguenti dati

	<b>n=0,84</b>	<b>n=0,8</b>	<b>n=0,8 con scarico a 0,052 bar</b>
<b>H Vapore Ingresso (Kcal/Kg)</b>	792	792	792
<b>H Vapore AP (Kcal/Kg)</b>	651	682	682
<b>H Vapore BP (Kcal/Kg)</b>	621	630	630
<b>H Scarico Vapore (Kcal/Kg)</b>	559	570	550
<b>Lavoro (MW)</b>	19,2	18,4	19,9
<b>Energia elettrica (Mw)</b>	18,816	18,032	19,502
<b>rendimento</b>	0,226	0,217	0,235

### A.3 Dati e bilanci relativi al calcolo del rendimento termico con temperatura fumi all'SCR

La variazione della temperatura dei fumi in ingresso causa l'aumento di vapore saturo da prelevare.

La quota di vapore da prelevare è stata calcolata mediante bilancio allo scambiatore

Q (KW)	
<b>Fumi In</b>	3175
<b>Fumi Out</b>	4293
<b>Calore richiesto</b>	1118

Il vapore richiesto per fornire tale calore considerando che esso ceda calore mediante condensazione è pari a 2660 Kg.

	T (°C)	H (Kcal/Kg)	M (Kg)	Qtot (MW)
<b>Fumi In</b>	900		77756	35,6
<b>Fumi Out</b>	180		77756	4
<b>Acqua In</b>	130	105	29373	3,4
<b>Vapore Saturo</b>	267	667	2660	2,06
<b>Vapore Surriscaldato</b>	450	791	35541	32,6

	M (Kg/h)	H (Kcal/Kg)	H tot (MW)
<b>Vapore In</b>	71082,58466	792	65,2
<b>Vapore AP</b>	7940	682	6,3
<b>Vapore BP</b>		640	0
<b>Scarico Vapore Lavoro</b>	63141,87863	570	41,8

# Riferimenti bibliografici

Gazzetta Ufficiale Europea. (2008, Novembre 22).

36/2003, D. (n.d.). articolo 6.

D.Lgs 152/06. (n.d.).

<http://eippcb.jrc.es/>. (n.d.). Retrieved from BREF(08/2006) Waste incineration.

[http://www.flexibulk.co.uk/flexibulk\\_web/download/46580\\_Diox.pdf](http://www.flexibulk.co.uk/flexibulk_web/download/46580_Diox.pdf). (n.d.).

<http://www.gruppo.acegas-aps.it/cms/786/termovalorizzatore-san-lazzaro-emissioni-on-line-e-dati-ambientali.html>. (n.d.).

Wiles, C. (1996). Municipal solid waste combustion ash: state of knowledge. *Journal of hazardous materials*.





# Ringraziamenti

Vorrei ringraziare in primo luogo il professore Antonio Mantovani per essersi messo a disposizione per la realizzazione di tale lavoro, lasciandomi la libertà di studiare e approfondire argomenti di mio personale interesse sui quali vorrei che si fondasse il mio futuro professionale.

In secondo luogo vorrei ringraziare la ditta Fortomchimica srl in particolare l'Ing. Angelo Forestan per l'ospitalità, nonostante i non felici sviluppi del progetto studiato, e tutti i dipendenti che mi hanno sostenuto dal punto di vista tecnico ed umano.

Un particolare ringraziamento va ai miei genitori che mi hanno sempre spinto a realizzare i miei sogni dandomi possibilità di realizzarmi in tutti i campi anche attraverso molti sacrifici. I miei fratelli e le loro famiglie per la costante presenza al mio fianco nel momento del bisogno.

Vorrei ringraziare in modo particolare la mia ragazza Rachele che mi ha dato la forza e la soprattutto la voglia di superare tutti gli scogli che mi si sono presentati lungo questo cammino motivandomi, incitandomi e dandomi una mano ad arrivare dove da solo non arrivavo, probabilmente senza di lei non starei scrivendo questi ringraziamenti o li avrei scritti in tempi molto diversi.

Ringrazio inoltre il mio amico Pedro, fidato compagno di banco e di vita che considero quasi come un fratello (qualcuno dice anche ci somigliamo!!).

Ringrazio tutti i miei amici che nel bene e nel male mi sono sempre rimasti vicini.

Un particolare ringraziamento va al Calcio a 5, sport di cui sono innamorato di cui non riesco a farne a meno, ogni anno mi da ulteriori lezioni di vita facendomi crescere come persona.

A tal proposito mi par giusto citare la società Jesolo calcio a 5, squadra in cui ogni giocatore sogna di arrivare quasi una famiglia che non mi ha fatto pesare gli allenamenti saltati a causa di impegni universitari.

Ancor più ringrazio tutti i miei compagni di squadra, dirigenti e il mister, con cui ho condiviso gioie e delusioni, non solo sportive. In particolare vorrei citare i miei amici brasiliani che hanno portato nella mia vita l'allegria del loro paese e il mio compagno di viaggio Federico (anche se a volte non è di molta compagnia).

Vorrei ringraziare altre mille persone, perché ogni persona che ho incontrato in questo cammino di studio lungo 26 anni, ha contribuito in piccola parte a rendermi la persona che sono adesso.