



UNIVERSITÀ DEGLI STUDI DI PADOVA
DIPARTIMENTO DI INGEGNERIA INDUSTRIALE

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

**SISTEMA INNOVATIVO DI ABBATTIMENTO DEGLI
OSSIDI DI AZOTO IN UN IMPIANTO DI
INCENERIMENTO DI RIFIUTI URBANI**

Relatore: Prof. Antonio Mantovani

*Correlatori: Ing. Cristiano Piccinin
Ing. Johannes Ebert*

Laureanda: MICHELA MARIA BIONDARO

ANNO ACCADEMICO 2011 – 2012

Riassunto

In questa Tesi è riportato lo studio sperimentale relativo a un sistema innovativo di abbattimento degli ossidi di azoto, NO_x, in un impianto di incenerimento di rifiuti urbani, applicato per la prima volta su scala industriale, basato sull'utilizzo di filtri a maniche catalizzate, senza apportare modifiche impiantistiche significative.

Allo scopo, sono state messe a punto diverse prove sperimentali su una linea dell'impianto di incenerimento di rifiuti di Padova, per la durata di circa sei mesi. I dati sperimentali d'interesse dall'impianto, in particolare le concentrazioni medie di NO_x nei fumi in uscita, raccolte mediante sistemi di monitoraggio in continuo, sono state elaborate per determinare l'efficienza di abbattimento degli NO_x e i dati di consumi di NH₃, utilizzata come reagente nel processo di riduzione chimica.

Lo studio è stato condotto in due fasi: la prima fase riguarda il funzionamento della linea di trattamento fumi a diverse condizioni operative, per verificare la flessibilità del sistema, la seconda fase aveva come obiettivo la messa a punto di un bilancio di massa per predeterminare e ottimizzare la quantità di ammoniaca necessaria per l'abbattimento degli ossidi di azoto. E' stata inoltre fatta una comparazione tra il sistema innovativo e un tradizionale SCR.

Si sono ottenuti dei risultati molto favorevoli sull'affidabilità di funzionamento di questo sistema di denitrificazione con un basso valore in emissione di NH₃. Il sistema proposto si è dimostrato pienamente rispondente alle attese e in particolare in grado di raggiungere le stesse prestazioni della tecnica BAT (*Best Available Technique*) SCR, prevista per gli impianti di incenerimento di rifiuti.

Indice

INTRODUZIONE	1
CAPITOLO 1 – Vecchia configurazione della Linea 1	3
1.1 STORIA DEL TERMOVALORIZZATORE DI SAN LAZZARO (PADOVA)....	3
1.2 IMPIANTO DI TERMOVALORIZZAZIONE DI SAN LAZZARO.....	4
1.2.1 Schema di impianto di termovalorizzazione Linea 1	4
1.2.2 Vecchio impianto di combustione della Linea 1	7
1.2.3 Ciclo termico – Recupero energetico della vecchia Linea 1.....	9
1.2.4 Impianto di produzione di acqua demineralizzata.....	9
1.2.5 Sistema di abbattimento inquinanti in atmosfera Linea 1.....	10
1.2.5.1 Vecchio abbattimento NOx con sistema non catalitico.....	10
1.2.5.2 Elettrofiltro.....	11
1.2.5.3 Processo “BICAR” (Scrubber a secco).....	11
1.2.5.4 Filtro a maniche.....	11
1.2.5.5 Torte di lavaggio.....	12
1.2.5.6 Riscaldamento ed emissione fumi.....	12
1.2.6 Impianto di depurazione per il servizio acque nel trattamento fumi.....	12
1.3 EMISSIONI IN ATMOSFERA – NORMATIVA ITALIANA.....	13
CAPITOLO 2 – Revamping Linea 1	17
2.1 OBIETTIVI DEGLI INTERVENTI.....	18
2.2 OBIETTIVO N°1 – ADEGUAMENTO COMBUSTIONE ALL’AUMENTO DEL POTERE CALORIFICO	21
2.2.1 Recupero del calore con forni adiabatici dotati di ricircolo dei fumi.....	21
2.2.2 Durata dei materiali refrattari nei forni adiabatici	23
2.2.3 Deposito di polveri sulle pareti.....	23
2.2.4 Riduzione degli ossidi di azoto.....	24
2.2.5 Miglioramento dell’affidabilità dell’impianto.....	24
2.2.6 Effetti benefici sulla depurazione dei fumi.....	24

2.3	OBIETTIVO N°3 – MIGLIORAMENTO DEL RAFFREDDAMENTO FUMI E DEL RECUPERO DEL CALORE.....	25
2.3.1	Eliminazione del quencher	25
2.3.2	Temperatura di esercizio.....	26
2.3.3	Installazione degli economizzatori supplementari.....	26
2.3.4	Installazione di nuovi surriscaldatori.....	27
2.3.5	Pulizia meccanica dei surriscaldatori e degli economizzatori.....	27
2.4	OBIETTIVO N°3 – MIGLIORAMENTO DELLA DEPURAZIONE DEI FUMI	27
2.4.1	Descrizione del processo del nuovo sistema di depurazione fumi	28
2.4.2	Ricircolo delle polveri	29
2.4.3	Polveri provenienti dal sistema di depurazione dei fumi	30
2.4.4	Stoccaggio dei reattivi	30
2.4.5	Stadio finali depurazione fumi	30
2.5	PRINCIPALI BENEFICI AMBIENTALI ATTESI	33
2.5.1	Consumo di acqua	33
2.5.2	Emissioni in atmosfera	33
2.5.3	Consumi di materie prime.....	34
2.6	CONFRONTO VECCHIA E ATTUALE CONFIGURAZIONE DELLA LINEA 1	35
2.6.1	Tecniche di abbattimento dei gas acidi – Vantaggi e svantaggi.....	37
2.6.2	Tecniche di abbattimento delle polveri (Filtri a maniche).....	41
2.6.3	Tecniche di abbattimento del mercurio e di altri metalli pesanti.....	45
2.6.4	Tecniche di abbattimento dei composti organici (diossine, furani, IPA)....	46
2.6.5	Tecniche di abbattimento degli NOx	47
2.7	CARATTERISTICHE TECNICHE E DATI DI PROGETTO DELLE SINGOLE UNITA'.....	49
CAPITOLO 3 – Tecniche di abbattimento tradizionali degli ossidi di azoto		53
3.1	STRATEGIE DI CONTROLLO	54
3.2	RIDUZIONE CATALITICA SELETTIVA (SCR)	54
3.3	RIDUZIONE NON CATALITICA SELETTIVA (SNCR).....	59
3.4	CONFRONTO SCR E SNCR	61
CAPITOLO 4 – Sistema innovativo di abbattimento degli ossidi di azoto.....		63
4.1	ORIGINE E CARATTERISTICHE DEL PTFE.....	63
4.2	FILTRAZIONE INDUSTRIALE A SECCO.....	64
4.3	FILTRO A MANICHE COME SISTEMA DeNOx.....	67

4.4 CARATTERISTICHE TECNICHE DEL FILTRO GORE DeNOx.....	73
4.4.1 Calcoli relativi all'esercizio dei filtri a manica.....	74
4.5 SISTEMA AUTOMATICO DI REGOLAZIONE DIAMMONIACA.....	81
4.6 LIMITI DI FUNZIONAMENTO DEL SISTEMA GORE DeNOx.....	83
CAPITOLO 5 – Prove sperimentali applicate al GORE DeNOx.....	87
5.1 PRIMA SERIE DI PROVE: USO DI UREA DAL SISTEMA SNCR.....	88
5.2 SECONDA SERIE PROVE: USO DI UREA DAL SISTEMA SNCR E INIEZIONE DI AMMONIACA.....	94
5.3 TERZA SERIE DI PROVE: INIEZIONE SOLO DI AMMONIACA COME MEZZO REAGENTE.....	103
5.4 QUARTA PROVA:INIEZIONE DI AMMONIACA SOLO A MONTE DELLE MANICHE CATALITICHE, SENZA RICIRCOLO DEI FUMI (FGR).....	121
5.5 CONSIDERAZIONI FINALI RELATIVE AL FILTRO A MANICHE CATALITICHE.....	127
CAPITOLO 6 – GORE DeNOx e SCR: risultati conclusivi.....	131
6.1 TRATTAMENTO FUMI LINEA 1 E 2.....	131
6.2 CARATTERISTICHE OPERATIVE.....	138
6.3 EMISSIONI DALLO START-UP DELLA LINEA 1.....	139
CONCLUSIONI.....	143
APPENDICE.....	145
NOMENCLATURA.....	151
RIFERIMENTI BIBLIOGRAFICI.....	153

Introduzione

L'argomento di studio di questa Tesi trae le proprie origini dall'opportunità di poter studiare l'efficienza e la flessibilità di un innovativo sistema di abbattimento degli ossidi di azoto installato con lo scopo di una specifica sperimentazione nell'impianto di incenerimento di rifiuti urbani di Padova. La sperimentazione costituisce la prima applicazione a livello mondiale. Le prove sperimentali sono iniziate nel mese di Settembre 2011.

L'impianto in questione è la linea 1 del termovalorizzatore di San Lazzaro (Padova). La linea 1 ha subito degli interventi di *revamping* nell'estate 2011 finalizzati all'adeguamento della combustione all'aumento del potere calorifico dei rifiuti mediante parziale ricircolo dei fumi, al miglioramento del sistema di raffreddamento dei fumi e del recupero del calore mediante l'inserimento di economizzatori supplementari e al miglioramento della depurazione dei fumi mediante un sistema di depurazione completamente nuovo. Questo lavoro di tesi approfondisce quest'ultimo aspetto.

L'Autorizzazione Integrata Ambientale (AIA) provvisoria concessa alla linea 1 (la più vecchia tra le tre linee oggi presenti a Padova) pone come obbligo il raggiungimento dei valori di emissione degli ossidi di azoto delle linee 2 e 3 ($60/70 \text{ mg/Nm}^3$, secchi all'11%O₂) entro 5 anni dal rilascio dell'AIA definitiva.

Per raggiungere tali valori è necessario l'utilizzo di un sistema di abbattimento degli ossidi di azoto innovativo rispetto al vecchio SNCR presente in linea. L'unica tecnologia presente sul mercato che consente di raggiungere tale risultato è il sistema catalitico DeNO_x-SCR, la quale però per operare richiederebbe l'installazione anche di scambiatori di calore sui fumi, a monte per innalzare la temperatura e a valle per il recupero termico.

Questo lavoro di Tesi ha l'intento di verificare se il sistema di denitrificazione proposto da W.L GORE & Associates è in grado di raggiungere le performance richieste, nonché di stabilire i vantaggi e gli svantaggi correlati.

In particolare, si pone come obiettivo la determinazione dell'efficienza del sistema, in termini di abbattimento degli ossidi di azoto, portando la linea a lavorare a diverse condizioni operative: con l'utilizzo di entrambi i sistemi di denitrificazione (SNCR, il

GORE DeNO_x e il ricircolo dei fumi), con il GORE DeNO_x e il ricircolo dei fumi, oppure solamente con il GORE DeNO_x.

Si è inoltre impostato un bilancio di materia dell'ammoniaca per stabilirne il consumo richiesto e l'emissione a camino, per individuare un rapporto ottimale tra ammoniaca iniettata nel sistema catalitico e ossidi di azoto reagiti.

Viene affrontata inoltre una comparazione tra questo innovativo sistema, implementato per la prima volta su scala industriale, e un tradizionale SCR. Infine, si riportano dati storici di emissione prima della sperimentazione e dati ottenuti a seguito di tali interventi.

Capitolo 1

Vecchia configurazione della Linea 1

In questo capitolo sarà descritta la vecchia configurazione della linea 1 del termovalorizzatore di San Lazzaro (Padova).

Si spiegherà nel dettaglio di quali unità era costituita e in che modo operava. Tutto questo per poter meglio comprendere, nel Capitolo 2, gli interventi di *revamping* che sono stati affrontati e conclusi nell'estate 2011, il motivo per cui sono stati affrontati e i benefici che hanno apportato sia in termini di combustione che di emissioni in atmosfera, adottando le migliori tecniche disponibili.

1.1 STORIA DEL “TERMOVALORIZZATORE” DI SAN LAZZARO

Il sito dove sorge l'impianto di termovalorizzazione è localizzato in Via Navigazione Interna 34, a Padova, in area destinata ad uso prevalentemente industriale, ad un'altitudine media di 12 m sul livello del mare. La sede del sito si trova a poche decine di metri dall'argine sinistro del canale Piovego, nelle vicinanze del punto di immissione del canale San Gregorio nel Piovego stesso.

L'impianto di termovalorizzazione di Padova fu realizzato nel quartiere San Lazzaro negli anni '50 e messo in funzione nel 1962. Fu il primo impianto italiano a provvedere anche al recupero energetico.

La potenzialità nominale del forno era di 140 t/giorno e la caldaia con relativo termogruppo generava 1,4 MW elettrici.

Sul finire degli anni '60 fu costruita la seconda linea di combustione da 150 t/giorno, dotata di un forno nuovo, che operò fino al 3 aprile 1986 producendo vapore e bruciando mediamente 110-120 t/giorno di rifiuti.

L'impianto, nel corso degli anni, ha subito costanti lavori, sia per l'adeguamento a normative sempre più restrittive riguardanti la riduzione delle emissioni inquinanti che per il potenziamento, l'ultimo dei quali ha riguardato il *revamping* della linea 1 che ha comportato la sostituzione dell'elettrofiltro con un filtro a maniche, effettuata nell'agosto del 2005.

Nel dicembre 2003 è stato approvato il progetto definitivo per la realizzazione della terza linea di termovalorizzazione.

Attualmente l'impianto è costituito da tre linee di trattamento per una capacità effettiva di rifiuti smaltiti di 600 t/giorno.

1.2 IMPIANTO DI TERMOVALORIZZAZIONE DI SAN LAZZARO

1.2.1 Schema impianto di termovalorizzazione Linea 1

In Figura 1.1 si riporta lo schema della vecchia configurazione dell'impianto di termovalorizzazione in riferimento alla Linea 1 e alla Linea 2 con indicate le fasi del processo di termodistruzione.

Le sezioni principali del vecchio impianto erano così identificate:

- CONFERIMENTO - Una sezione di accumulo dei rifiuti in ingresso (fossa);
- COMBUSTIONE - Una sezione di combustione e recupero di energia termica tramite produzione di vapore surriscaldato, costituita da due linee operanti in parallelo;
- RECUPERO ENERGETICO - Una sezione di produzione di energia elettrica costituita da una turbina a vapore accoppiata ad un generatore per ogni linea;
- DEPURAZIONE E MONITORAGGIO FUMI - Una sezione di depurazione fumi per ogni linea (le due sezioni di depurazione potevano funzionare in serie o in parallelo così come approfondito di seguito). Un'unica condotta di scarico dei fumi depurati in atmosfera in cui confluiscono le due linee. Sistemi di monitoraggio e controllo della combustione, delle concentrazioni degli inquinanti a monte delle apparecchiature per la depurazione dei fumi (utilizzato per il dosaggio dei reagenti), dei fumi in uscita al camino. La depurazione dei fumi nella linea 1 (Figura 1.1) avveniva con:
 - un sistema SNCR per l'abbattimento degli NO_x;
 - un elettrofiltro per la depolverazione;
 - un quencher e scrubber a secco per l'abbattimento dei gas acidi;
 - un filtro a maniche per la depolverazione;
 - una torre di lavaggio per i gas acidi e metalli pesanti.

La linea 2 invece aveva:

- un sistema SNCR per l'abbattimento degli NOx;
- un elettrofiltro per la depolverazione;
- un reattore a bicarbonato e carboni attivi per l'abbattimento dei gas acidi;
- un filtro a maniche.

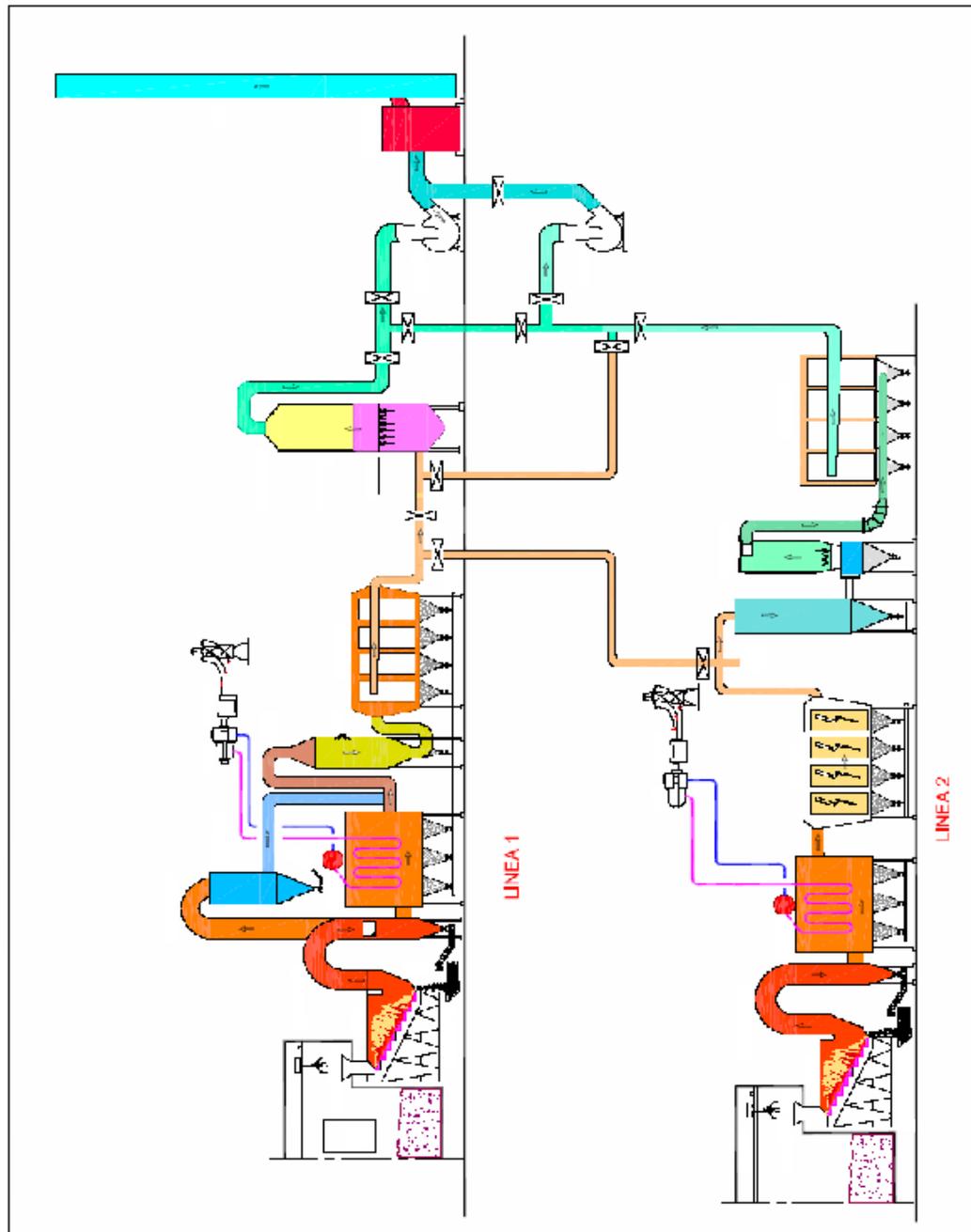


Figura 1.1 Schema rappresentativo della Linea 1 e della Linea 2 del vecchio impianto di termovalorizzazione di San Lazzaro (Padova).

Al momento del conferimento i rifiuti sono pesati e registrati nel Registro di Carico/Scarico. Gli addetti alla pesa registrano mediante software dedicato la targa del mezzo, il produttore e la quantità di rifiuti conferiti.

L'impianto di termovalorizzazione di San Lazzaro incenerisce i rifiuti considerati dall'allora vigente art.1 del D.M.503 del 19/11/97 e cioè:

- rifiuti urbani: provenienti prevalentemente dalla città di Padova, conferiti nell'impianto dagli automezzi di raccolta di AcegasAps;
- rifiuti speciali non pericolosi: provenienti da attività produttive e commerciali, conferiti nell'impianto dagli stessi produttori;
- rifiuti sanitari pericolosi a rischio infettivo: provenienti da attività ospedaliere e che non presentino tra i costituenti le sostanze pericolose elencate nell'allegato 2 della Direttiva 91/689/CEE;
- farmaci: provenienti da raccolta differenziata e da attività commerciale previa classificazione.

Il Laboratorio di analisi chimiche, secondo le modalità definite dalle procedure del sistema, verifica la compatibilità del rifiuto in base ai seguenti criteri:

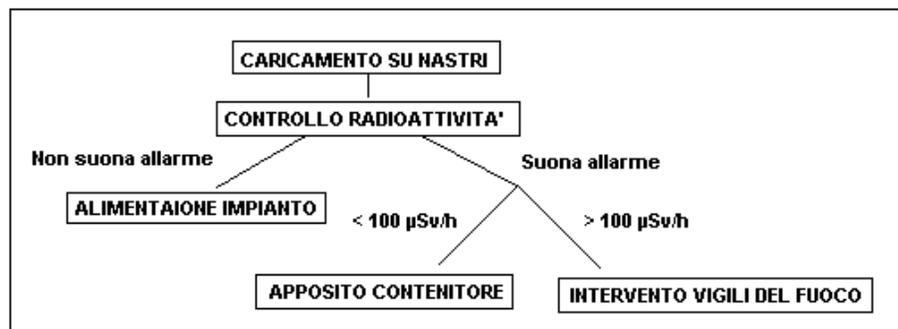
- contenuto di metalli pesanti e cloro organico;
- rischio di tipo biologico (per rifiuti infetti) o legato alla radioattività del rifiuto;
- combustibilità del rifiuto.

Le modalità di trattamento dei rifiuti sono dunque le seguenti:

- rifiuti urbani o rifiuti speciali non pericolosi:



- rifiuti sanitari a solo rischio infettivo:



Ciascuna linea è costituita da un forno, una caldaia e un sistema di trattamento dei fumi di combustione.

1.2.2 Vecchio impianto di combustione della Linea 1

La sezione riguardante la termodistruzione aveva potenzialità di 100 t/giorno con PCI di riferimento di 2800 kcal/kg. I rifiuti prelevati dalla fossa con la benna, comandata a distanza da un gruista, erano introdotti nella tramoggia di carico e quindi nella camera di combustione tramite alimentatore.

Le benne, una di riserva all'altra, scorrevano lungo tutta l'area di stoccaggio tramite apposito carro-ponte. La tramoggia aveva una forma studiata per evitare accumuli di materiale ed era rivestita da una lamiera di elevato spessore. Caricati nella tramoggia, i rifiuti tramite un condotto verticale entravano nel forno a griglia. Importante era che tale pozzo fosse sempre pieno di rifiuti che fungevano da tenuta tra l'esterno e la camera di combustione che doveva essere in depressione. Una serranda di chiusura, alimentata mediante cilindro oleodinamico, regolava il flusso dei rifiuti.

Camera di combustione

La camera di combustione, non modificata a seguito degli interventi di *revamping*, ha un volume di 104 m³. I tempi di residenza dei rifiuti variano tra i 30 ed i 60 minuti. A seconda dell'umidità e del potere calorifico del rifiuto varia la velocità della griglia e l'aria primaria e secondaria sotto griglia. Date le caratteristiche del combustibile, dopo una prima fase di essiccazione avviene la prima accensione e la combustione procede senza l'apporto di energia dall'esterno, infatti, trattandosi di una reazione di ossidazione, essa è esotermica. Nella zona di fine combustione sono bruciati i residui delle zone precedenti (per esempio carbonio non ancora bruciato, carta pressata, ecc.); in quest'area, per una combustione ottimale, non deve esserci più fiamma ed il materiale deve risultare spento.

Il movimento del rifiuto all'interno della camera di combustione è determinato dalla griglia mobile. Per regolare l'avanzamento iniziale dei rifiuti sulla griglia è stato realizzato un alimentatore che spinge il materiale presente nel pozzo grazie ad un pistone oleodinamico.

Le dimensioni della griglia sono di 24 m².

La griglia è composta da gradini ognuno dei quali è costituito da elementi affiancati detti barrotti. I barrotti hanno la parte superiore (barrotto per cassetta) fissa e la parte inferiore (barrotto a ginocchio) mobile a scomparsa completa; in questo modo la parte mobile con la traslazione orizzontale, sposta il materiale al gradino successivo scorrendo su un piano realizzato anch'esso da elementi affiancati. Ogni elemento mobile della griglia è dotato di un proprio pistone di avanzamento e può essere quindi regolato indipendentemente dagli altri.

E' conveniente che le griglie siano sempre coperte dal materiale, con uno spessore decrescente fino ai 10 ÷ 20 cm finali. Alla velocità di movimentazione delle griglie è legata la completa combustione del materiale, variando quantità e qualità dell'aria è

possibile regolare l'andamento della combustione. L'aria di combustione immessa nel forno si divide in aria primaria e secondaria.

Per evitare la dispersione di polveri e odori, l'aria primaria, prelevata dalla fossa rifiuti, è insufflata sotto griglia in quantità prossima alla stechiometrica per ottenere la combustione del rifiuto.

Sopra la griglia è immessa l'aria secondaria in eccesso tra il 60% e il 100%, necessaria per la combustione del materiale volatile, per un maggior controllo della temperatura e per creare, assieme all'aria primaria, una buona turbolenza a garanzia di una efficace miscelazione tra combustibile e comburente. L'eccesso d'aria dipende principalmente dallo stato fisico del combustibile e secondariamente dalla sua composizione. Il tasso di ossigeno nei fumi quantifica l'effettivo eccesso d'aria utilizzato ed è un indice dell'andamento della combustione. Per tenori di ossigeno superiori al 6% è garantita la combustione efficace di tutta la parte organica. Nella gestione dell'impianto l'eccesso d'aria va comunque contenuto al minimo per non ridurre la temperatura di combustione e contenere la quantità di fumi da trattare (raffreddare, depurare ed emettere in atmosfera). Alla fine della griglia, il materiale combusto (scorie) è allontanato con un sistema continuo di trasporto (nastri) ed inviato ad un vascone per lo spegnimento e il trattamento con tetrasolfuro di sodio (Na_2S_4); questo trattamento consente di stabilizzare i metalli contenuti nelle scorie. All'uscita dal forno, l'impianto era costituito dalle seguenti unità:

- Postcombustione: all'uscita dalla camera di combustione i gas vengono convogliati nella camera di post-combustione dove avviene il completamento delle reazioni di ossidazione eventualmente non concluse nella camera di combustione. I fumi, secondo la normativa vigente, vengono mantenuti per un tempo superiore ai due secondi, con una percentuale di ossigeno superiore al 6% e ad una temperatura superiore ai 850°C, che assicura la termodistruzione dei microinquinanti organici (es. PCDD e PCDF).
- Bruciatori: l'impianto è dotato di bruciatori ausiliari a gasolio che entrano in funzione automaticamente quando la temperatura dei gas di combustione, dopo l'ultima immissione d'aria, scende al di sotto della temperatura minima. Tali bruciatori vengono utilizzati nelle fasi di avviamento e arresto dell'impianto per garantire in permanenza la temperatura minima stabilita fintanto che vi siano rifiuti nella camera di combustione.

Prima di passare alla sezione di recupero energetico i fumi possono essere parzialmente raffreddati mediante l'immissione di aria esterna, regolata da una serranda motorizzata, in funzione della temperatura dei fumi stessi per garantire la temperatura dei fumi in ingresso caldaia secondo i parametri funzionali della stessa.

1.2.3 Ciclo termico – Recupero Energetico della vecchia Linea 1

La linea 1 è dotata di un ciclo termico composto da generatore di vapore, turbina, alternatore e condensatore.

I fumi provenienti dal post-combustore ad una temperatura di 950°C, entrano nel generatore di vapore. Tale generatore è uno scambiatore di calore a fascio tubiero a circolazione naturale e disposizione verticale in cui il fluido di scambio è acqua demineralizzata.

In base al percorso dei fumi, si possono individuare tre sezioni:

- vaporizzazione: dove l'acqua di alimento diviene vapore saturo,
- surriscaldamento: il vapore saturo viene surriscaldato,
- economizzazione: recupero di una parte dell'energia termica dei fumi per il preriscaldamento dell'acqua di alimentazione prima di entrare nel corpo cilindrico.

L'acqua è surriscaldata a 400°C con una pressione di 40 kg/cm² fornendo una portata di vapore pari a 15 ton/h. Nel contempo, la temperatura dei fumi si abbassa fino a 200-250°C. Il vapore prodotto alimenta una turbina che permette il funzionamento di un alternatore sincrono trifase per la produzione di energia elettrica con una potenzialità massima di 3 MW e un funzionamento medio a 2 MW con una produzione giornaliera di circa 50 MWh. L'energia prodotta è in parte utilizzata per il funzionamento dell'impianto e la rimanente è ceduta alla rete GRTN.

Il vapore di scarico della turbina (a circa 60 °C) è condensato in uno scambiatore a fascio tubiero che utilizza l'acqua del vicino canale Piovego quale fluido refrigerante; l'acqua è prelevata mediante pompe verticali che garantiscono la portata di 1000 m³/h. L'acqua condensata è riutilizzata rientrando nel degasatore.

1.2.4 Impianto di produzione di acqua demineralizzata

L'acqua in uso nella caldaia è prodotta in un impianto di demineralizzazione che, alimentato con acqua di acquedotto, fornisce una portata di acqua deionizzata di 8 m³/h. L'impianto è costituito da due colonne con resine a scambio ionico: la prima cationica forte, e la seconda anionica forte, rigenerate ogni giorno rispettivamente con acido cloridrico (HCl) e idrossido di sodio (NaOH) in controcorrente al fine di portare la conducibilità dell'acqua ad un valore massimo di 5 microS/cm.

1.2.5 Sistemi di abbattimento inquinanti in atmosfera Linea 1

La Linea 1 aveva un sistema di abbattimento fumi come quello riportato nella Tabella 1.1.

Tabella 1.1 Sistema di abbattimento fumi della vecchia Linea 1 del termovalorizzatore di San Lazzaro (Padova). Per ogni inquinante si riporta il rispettivo sistema di abbattimento.

INQUINANTE	LINEA 1
Ossidi di azoto / Particolato	DeNOx non catalitico
Polveri fumi grezzi	Elettrofiltro
Gas acidi	Quencher + Scrubber a secco integrati (raffreddamento + bicarbonato + carboni attivi)
Composti polverosi	Filtro a maniche
Gas acidi e metalli pesanti	Torre di lavaggio
Anti-pennacchio	Riscaldamento ed emissione fumi

La depurazione dei fumi veniva attuata attraverso diversi stadi.

Il trattamento dei fumi era articolato nelle seguenti fasi, nell'ordine:

- denitrificazione tramite DeNOx SNCR ad urea;
- trattamento dei gas acidi con iniezione di bicarbonato di sodio in un reattore a secco, il bicarbonato era iniettato per mezzo di trasporto pneumatico;
- iniezione nello stesso reattore a secco di carboni attivi per l'abbattimento dei microinquinanti. La portata minima era di 3 kg/h;
- depolverazione attraverso un filtro a maniche;
- colonna di lavaggio a doppio stadio per la rimozione delle tracce di gas acidi e metalli pesanti ancora presenti nei fumi (1° stadio acido, 2° stadio neutro-alcalino);
- post-riscaldamento fumi ad una temperatura di circa 120°C con fumi caldi prodotti da un bruciatore con funzione anti pennacchio;
- espulsione dei fumi in atmosfera mediante ventilatori di estrazione (ID-fan) e camino (altezza 60 m).

1.2.5.1 Abbattimento NO_x con sistema non catalitico

La formazione di NO_x nei processi di combustione può avere due origini: dall'azoto contenuto nel combustibile e dall'azoto presente nell'aria. Alle condizioni di esercizio di un inceneritore alimentato con rifiuti urbani, la formazione di NO_x proviene prevalentemente dall'azoto del comburente.

La riduzione degli NO_x può essere effettuata in due condizioni diverse:

- ad alta temperatura secondo il processo *SNCR* (*Selective Non Catalytic Reduction*);
- a temperatura più bassa ma con l'utilizzo di un catalizzatore, secondo il processo *SCR* (*Selective Catalytic Reduction*). La vecchia linea si avvaleva dell'utilizzo di sistema non catalitico, in cui i gas in uscita dalla post-combustione erano additivati con urea mediante un sistema di dosaggio automatico.

1.2.5.2 Elettrofiltro

I gas, provenienti dalla caldaia ad una temperatura di circa 210°C, venivano convogliati in un filtro elettrostatico da cui fuoriescono ad una temperatura di circa 180°C. Agli elettrodi dell'elettrofiltro veniva applicata una tensione di circa 40-50 kV che realizzava la captazione del particolato (ceneri volanti, o leggere).

Gli elettrodi dell'elettrofiltro venivano periodicamente scossi per permettere alla polvere depositatasi di cadere e raccogliersi in una tramoggia. Successivamente, le polveri venivano evacuate da una coclea e scaricate su un nastro trasportatore chiuso che le trasferisce nel silo di raccolta, evitando ogni emissione diffusa in atmosfera.

1.2.5.3 Processo "BICAR" (Scrubber a secco)

I gas provenienti dalla caldaia subivano nei due scrubber a secco in parallelo un primo abbattimento degli inquinanti acidi usando quale mezzo assorbente il bicarbonato di sodio. Il dosaggio del bicarbonato di sodio avveniva in automatico mentre il carbone attivo in polvere veniva dosato in manuale dagli operatori secondo quantità prefissate e comunque al di sopra del valore minimo autorizzato (3 kg/h per linea). Questo sistema di depurazione provvedeva all'abbattimento dell'acido cloridrico e fluoridrico con efficacia su gran parte dei composti dello zolfo. Nel Reattore Venturi erano iniettati il bicarbonato di sodio e il carbone attivo per l'assorbimento dei microinquinanti organici e del mercurio.

1.2.5.4 Filtro a maniche

Il filtro a maniche era costituito da uno speciale tessuto molto resistente, il "GORETEX" teflon, avente elevate caratteristiche termo-meccaniche e fisico-chimiche. Le maniche di tessuto provvedevano alla captazione dei composti polverosi. Il filtro era dotato di celle affiancate e indipendenti, ognuna delle quali conteneva le maniche allineate su più file. I fumi, nel loro percorso, attraversavano le maniche dall'esterno verso l'interno. Le polveri che si depositavano erano rimosse nella fase di funzionamento mediante aria compressa ad alta pressione, che scuotendo il tessuto faceva cadere le polveri in apposite tramogge.

La superficie filtrante complessiva era di circa 1100 m².

1.2.5.5 Torre di lavaggio

In uscita dal filtro a maniche i fumi passavano alla torre di lavaggio a doppio stadio (stadio acido inferiore e stadio basico superiore) che provvedeva all'abbattimento dei gas acidi residui e dei metalli pesanti (in particolare il mercurio, per il quale veniva addizionato il tetrasolfuro di sodio).

1.2.5.6 Riscaldamento ed emissione fumi

All'uscita dalla torre di lavaggio i gas avevano una temperatura di circa 60 °C: per evitare fenomeni di condensazione, per favorire la dispersione degli inquinanti residui e per ridurre la visibilità del pennacchio era necessario innalzarne la temperatura a circa 140 °C. Così facendo, i gas erano emessi in atmosfera attraverso un camino alto 60 metri, ad una temperatura di circa 120 °C, per favorirne la dispersione (miglior "galleggiamento", plume rise).

1.2.6 Impianto di depurazione per il servizio acque nel trattamento fumi

I reflui della torre di lavaggio sono soggetti ad un trattamento specifico per l'eliminazione del mercurio ed altri inquinanti nel rispetto del D. Lgs. 133/05, prima di essere canalizzati e uniti ai reflui provenienti dalle altre sezioni dell'impianto (acque di spegnimento scorie, acque dai dilavamenti dei piazzali e reflui della rigenerazione delle resine) e subire un ulteriore trattamento depurativo.

I reflui dalla torre di lavaggio erano trattati secondo le seguenti fasi per l'eliminazione del mercurio e altri metalli pesanti:

- neutralizzazione tramite soda
- addizione di Na_2S per far precipitare il mercurio ionico
- sedimentazione
- accumulo fanghi
- filtrazione su sabbia
- filtrazione su resine a scambio ionico
- disidratazione dei fanghi mediante filtro pressa.

Le acque provenienti dalla torre di lavaggio e quelle provenienti dalle altre sezioni dell'impianto di termovalorizzazione erano soggette a due processi depurativi differenti.

Per le acque della torre di lavaggio il trattamento era quello sopra descritto.

Le acque di scarico delle altre sezioni e le acque in uscita dal depuratore dedicato alle acque delle torri adducevano a questo secondo depuratore dove erano sottoposte ai seguenti trattamenti:

- di sabbiatura in apposita vasca;
- omogeneizzazione;
- chiari flocculazione;
- dosaggio NaOH per innalzare il pH (al fine di arrestare la proliferazione di batteri);
- sedimentazione;
- neutralizzazione con H₂SO₄;
- filtrazione su quarzite;
- filtrazione su carboni attivi;
- accumulo fanghi;
- disidratazione dei fanghi su filtro pressa a nastro.

Al termine dei trattamenti depurativi le acque erano scaricate nella rete fognaria municipale, come da autorizzazione allo scarico di acque industriali con protocollo n. 39068 del 16/09/2003. I fanghi filtro pressati erano inviati alle opportune operazioni di recupero e/o smaltimento. I parametri degli scarichi, monitorati in continuo, erano: pH, temperatura, portata e conducibilità. Mensilmente avvenivano controlli dal laboratorio della divisione ambiente dell'area territoriale di Padova per tutti gli altri parametri previsti dal D.Lgs. 152/06 "Norme in materia ambiente".

1.3 EMISSIONI IN ATMOSFERA – NORMATIVA ITALIANA

L'impianto di termovalorizzazione presentava un solo punto di emissione autorizzato. L'attuale riferimento normativo riguardante il controllo delle emissioni degli impianti di incenerimento di rifiuti, nonché la sua costruzione e gestione, è il D.Lgs. 11 maggio 2005, n.133 "Attuazione della direttiva 2000/76/CE, in materia di incenerimento dei rifiuti". L'art.9, comma 1 stabilisce i valori limite di emissione in atmosfera per gli effluenti gassosi in uscita dagli impianti di incenerimento, elencati all'allegato 1, paragrafo A.

In Tabella 1.2 e 1.3 sono riportati i limiti degli inquinanti ai sensi del D.Lgs. 133/05 (tutti i dati sono normalizzati a gas secco, 11% O₂, 273 K, 1,0 atm).

Come sistema di monitoraggio era presente uno SME al camino che provvedeva a misurare, acquisire, elaborare e registrare i dati relativi alle emissioni di COT, HCl, NO, NO₂, NH₃, SO₂, O₂, CO, CO₂, HF e polveri. Per una efficace azione di controllo del processo, Acegas-Aps installò inoltre un sistema di analisi delle concentrazioni di gas

inquinanti con caratteristiche simili allo SME a camino.

Tabella 1.2 Limiti emissioni in atmosfera ai sensi del D.Lgs 133/05.

Punti di emissione	Origine dell'emissione	Portata	Inquinanti	Limiti medi giornalieri (D.Lgs.133/05)
E1	Forno 1	32000 Nm ³ /h		
			Polveri totali	10 mg/Nm ³
			Composti inorganici del cloro sotto forma di gas o vapore, espressi come acido cloridrico (HCl)	10 mg/Nm ³
			Composti inorganici del fluoro sotto forma di gas o vapore, espressi come acido fluoridrico (HF)	1 mg/Nm ³
			Ossidi di zolfo espressi come biossido di zolfo (SO ₂)	50 mg/Nm ³
			Ossidi di azoto espressi come biossido di azoto (NO ₂)	200 mg/Nm ³
			Monossido di carbonio (CO)	50 mg/Nm ³

Tale sistema asserviva la funzione di dosaggio, regolazione ed ottimizzazione dei reagenti per l'abbattimento delle sostanze inquinanti. Entrambi gli SME erano conformi alla normativa in vigore.

Tabella 1.3 Valori limite di emissioni medi ottenuti con diverso campionamento – D.Lgs. 133/05.

Periodo di campionamento di 1 ora	Cadmio (Cd)+ tallio (Tl)	0,05 mg/Nm ³ in totale
	Mercurio (Hg)	0,05 mg/Nm ³
	Antimonio (Sb) + Arsenico (As) + Piombo (Pb) + Cromo (Cr) + Cobalto (Co) + Rame (Cu) + Manganese (Mn) + Nichel (Ni) + Vanadio (V)	0,5 mg/Nm ³
Periodo di campionamento di 8 ore	Diossine e furani (PCDD + PCDF)	0,1 ng/Nm ³
	Idrocarburi Policiclici Aromatici (IPA)	0,01 mg/Nm ³

In caso di malfunzionamento del sistema principale a camino potevano essere utilizzati come sistemi sostitutivi secondo idonea procedura. In Figura 1.2 è riportato il vecchio sistema di monitoraggio delle emissioni in atmosfera per la Linea 1.

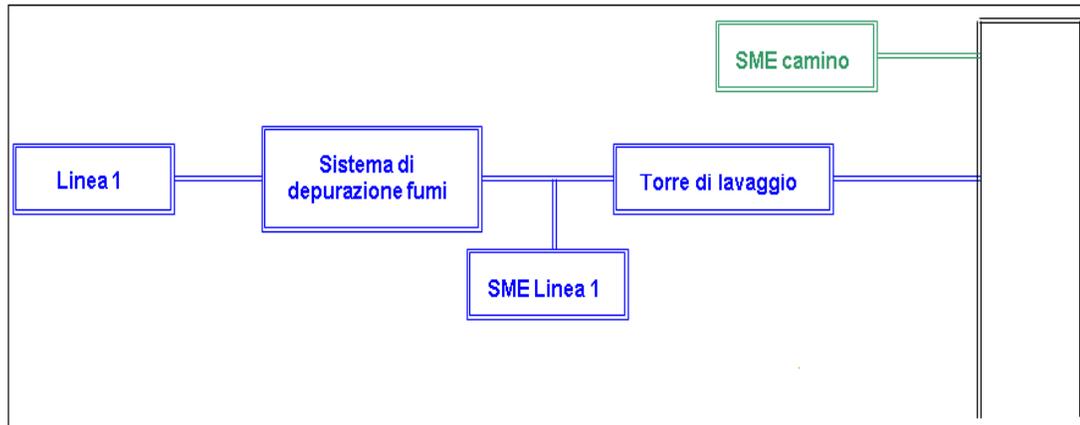


Figura 1.2 Vecchio sistema di monitoraggio delle emissioni in atmosfera per la Linea 1.

Capitolo 2

Revamping Linea 1

L'impatto derivante dalla combustione di rifiuti è costituito principalmente dall'emissione di polveri e sostanze inquinanti nell'atmosfera, in fase gassosa o sotto forma di vapore, classificabili come macro e microinquinanti. Con "macroinquinanti" si intendono le sostanze presenti nei fumi in concentrazioni dell'ordine dei mg/Nm^3 , quali polveri, gli ossidi di zolfo (principalmente anidride solforosa, SO_2) e di azoto (NO_x), il monossido di carbonio (CO), il carbonio organico totale (COT e TOC) e gli acidi alogenidrici (essenzialmente acido cloridrico, HCl e acido fluoridrico, HF). Con "microinquinanti" si individuano, invece, quelle sostanze, presenti nelle emissioni in concentrazioni di molto inferiori, che includono sia specie inorganiche come i metalli pesanti (cadmio, cromo, mercurio, piombo, nichel, ecc.) sia organiche come le policlorodibenzodiossine (PCDD), i policlorodibenzofurani (PCDF) e gli idrocarburi poli ciclici aromatici (IPA). I valori limite di emissione di microinquinanti si collocano nell'ordine dei $\mu\text{g}/\text{Nm}^3$, o addirittura dei ng/Nm^3 per alcuni composti (tipicamente le diossine) di particolare pericolosità per la salute dell'uomo. Le norme in materia di inquinamento atmosferico impongono limiti di emissione sempre più bassi e ciò ha reso necessario lo sviluppo di tecniche di abbattimento sempre più spinte, parallelamente all'attuazione di misure di contenimento preventivo della produzione degli inquinanti, attraverso sia il miglioramento delle caratteristiche costruttive dei forni sia l'ottimizzazione dei parametri del processo di incenerimento stesso, tra cui ad esempio un utilizzo di più alte temperature di combustione, maggiori tempi di permanenza, mantenimento di regimi di alta turbolenza ed adeguati eccessi d'aria tali da garantire la presenza del quantitativo di ossigeno necessario all'ossidazione completa dei prodotti di combustione. Nel seguente capitolo verranno illustrati una serie di interventi di *revamping* operati sulla linea 1 dell'impianto di termovalorizzazione di Padova, finalizzati all'ottimizzazione del suo funzionamento.

2.1 OBIETTIVI DEGLI INTERVENTI

Gli obiettivi degli interventi sostenuti per la linea 1 sono molteplici. In particolare, lo scopo è, oltre al miglioramento prestazionale in termini di depurazione fumi, recupero del calore e produzione di energia elettrica, di migliorare l'affidabilità generale dell'impianto, riducendo così il numero annuale di transitori per fermata ed avviamento.

La potenzialità di combustione dei RSU (rifiuti solidi urbani) e la portata dei fumi scaricata in atmosfera, a seguito degli interventi sopra citati, non aumentano minimamente rispetto all'autorizzazione in essere (Provvedimento Provinciale n. 4931/EC/2004).

La linea 1 ha una potenzialità nominale di 150 ton/g con potere calorifico di 2500 kcal/kg. Con poteri calorifici diversi la potenzialità dell'impianto varia come rappresentato nel diagramma riportato in Figura 2.1 e diminuisce all'aumentare del potere calorifico dei rifiuti.

Gli interventi sono mirati al raggiungimento dei seguenti obiettivi fondamentali:

1. Adeguamento della combustione all'aumento del potere calorifico dei rifiuti mediante parziale ricircolo dei fumi.
2. Miglioramento del sistema di raffreddamento dei fumi e del recupero del calore mediante l'inserimento di economizzatori supplementari e di sistemi di pulizia meccanica per le superfici di scambio dei surriscaldatori e degli economizzatori.
3. Miglioramento della depurazione dei fumi mediante un sistema di depurazione completamente nuovo ad alto livello di affidabilità prestazionale.

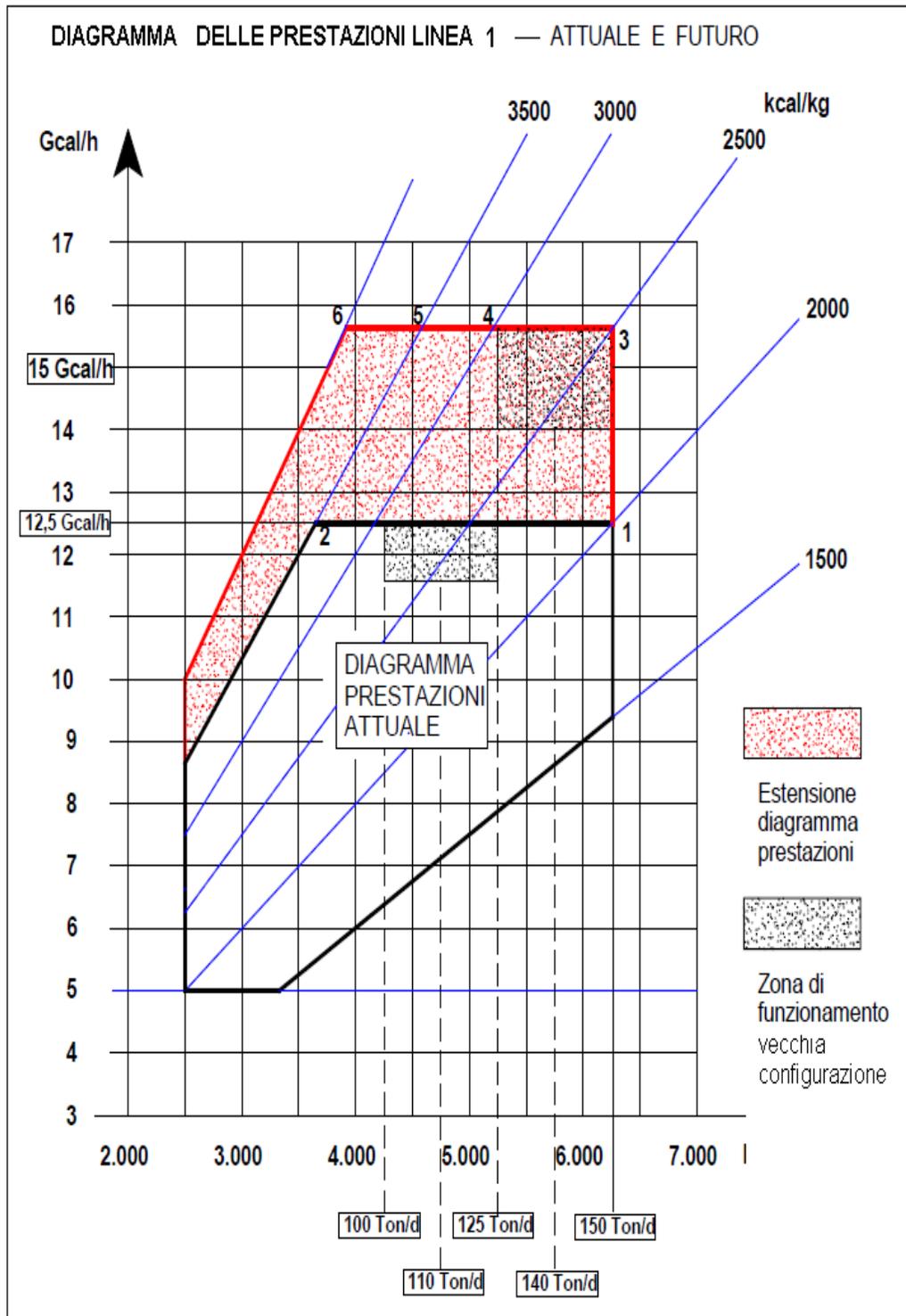


Figura 2.1 Diagramma riportante il miglioramento delle prestazioni della linea 1 previsto a seguito delle modifiche di revamping.

In Figura 2.2 è possibile osservare gli interventi di *revamping* che sono stati ultimati nell'estate 2011.

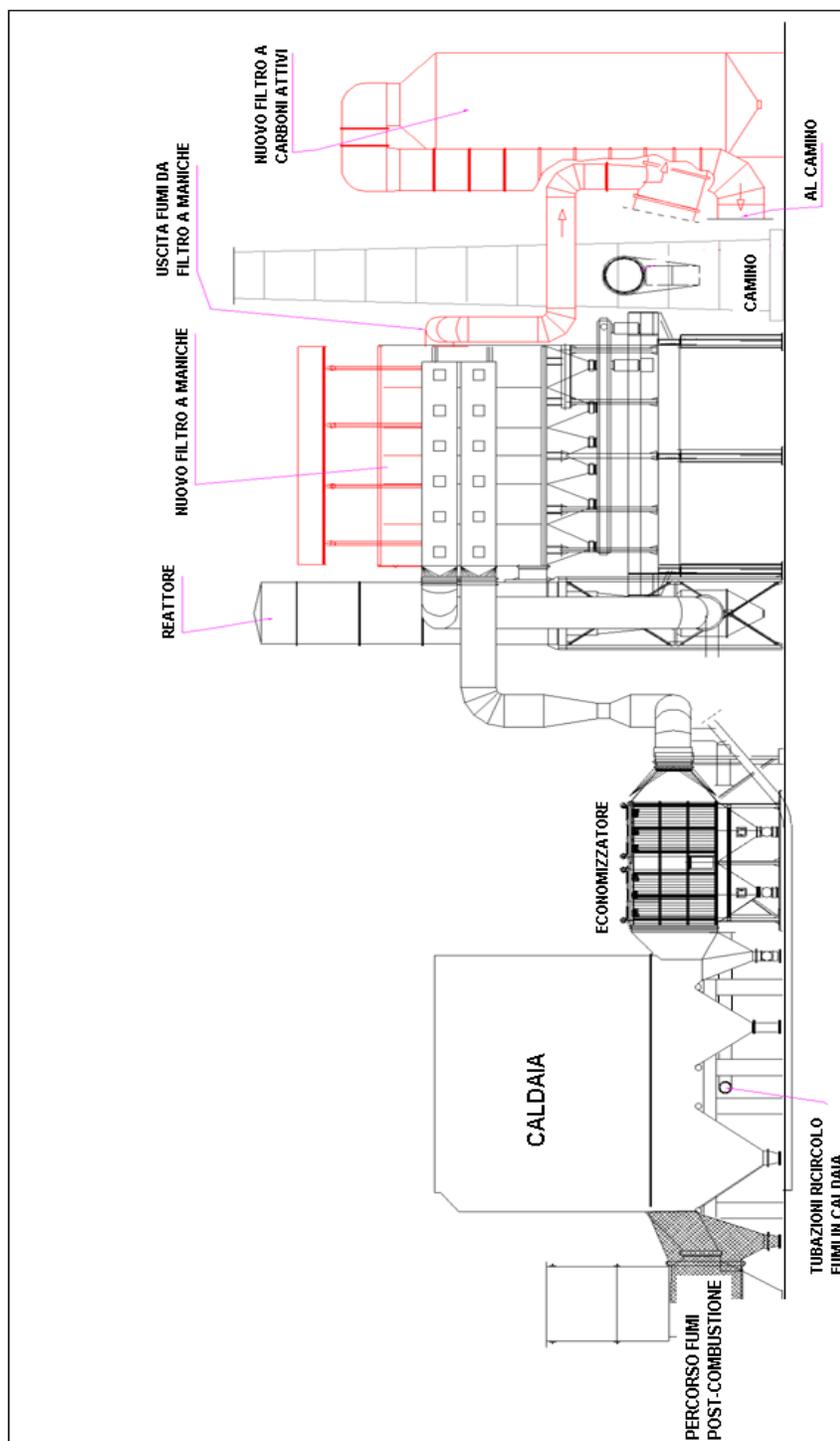


Figura 2.2 Interventi di *revamping* ultimati nell'estate 2011 per la linea 1 del termovalorizzatore di San Lazzaro.

Dalla vecchia configurazione della linea 1 si è tolto:

- l'elettrofiltro per l'abbattimento delle polveri;
- la torre di lavaggio a umido per l'abbattimento dei gas acidi.

Sono state invece aggiunte le seguenti parti:

- all'uscita del DeNO_x non catalitico un'iniezione in linea di calce idrata e carboni attivi per l'abbattimento dei gas acidi;
- un primo filtro a maniche (ora in totale sono due);
- al posto della torre di lavaggio, un filtro a carboni attivi per l'abbattimento dei metalli pesanti;
- il secondo filtro a maniche, già esistente, è stato modificato per renderlo un innovativo sistema di abbattimento degli NO_x. Verrà trattato nel capitolo 4.

2.2 OBIETTIVO N°1 - ADEGUAMENTO COMBUSTIONE ALL'AUMENTO DEL POTERE CALORIFICO

L'adeguamento della combustione all'aumento del potere calorifico dei rifiuti viene eseguito mediante il ricircolo dei fumi. Il ricircolo dei fumi ha molteplici effetti sul funzionamento della camera di combustione, sul recupero del calore e sulla qualità dei fumi. La sua funzione, inoltre, è quella di termostatare la camera di combustione a valori di temperatura ottimali, sia per quanto riguarda la durata dei refrattari che l'ossidazione dei fumi. Il ricircolo dei fumi è realizzato quasi completamente in maniera indipendente dal funzionamento del forno. In merito al ricircolo, l'opera che maggiormente impatta con il funzionamento del forno è la foratura del refrattario per l'iniezione dei fumi riciclati, che è stata eseguita a forno spento. Il ricircolo dei fumi è particolarmente importante nei forni adiabatici funzionanti con rifiuti ad alto potere calorifico, come nel caso dell'inceneritore di San Lazzaro.

2.2.1 Recupero del calore con forni adiabatici dotati di ricircolo dei fumi

Negli impianti di termovalorizzazione la combustione può avvenire in *camere di combustione adiabatiche* oppure nelle *caldaie a irraggiamento*. Nelle prime la combustione avviene in un sistema termicamente isolato le cui perdite di calore sono costituite solo dagli incombusti nelle scorie, dal calore sensibile delle stesse e dalle dispersioni termiche nell'ambiente. Nelle caldaie a irraggiamento la combustione avviene all'interno delle pareti di una caldaia che assorbono calore dalla zona di combustione

(25 - 30 % del calore sviluppato dalla combustione del materiale) che si aggiunge alle perdite relative agli incombusti, al calore sensibile delle scorie e alle dispersioni (all'incirca uguali a quelle dei forni adiabatici). In entrambi i forni il calore all'uscita della combustione è pari al calore sensibile dei gas (che è il prodotto del loro calore specifico moltiplicato per la temperatura e per la portata dei gas di combustione) per cui nei forni adiabatici tale calore sensibile è maggiore del 25 - 30 % del corrispondente calore sensibile delle unità con caldaia ad irraggiamento.

In entrambi i casi la temperatura dei fumi all'uscita della combustione viene mantenuta dai sistemi di regolazione della temperatura all'incirca uguale; i calori specifici dei gas hanno solo leggere differenze dovute alla composizione del gas per cui la portata dei gas nei forni adiabatici è molto maggiore che nelle caldaie ad irraggiamento. Nell'effettuare il recupero del calore con una caldaia le perdite per calore sensibile a camino, che sono proporzionali alla portata dei fumi, sono molto maggiori nel caso dei forni adiabatici; questo determina un maggior rendimento di recupero del calore in caldaia per le caldaie ad irraggiamento rispetto a quello dei forni adiabatici con caldaia esterna.

Esiste il modo di far sì che i forni adiabatici abbiano gli stessi rendimenti delle caldaie ad irraggiamento mediante l'utilizzo del ricircolo dei fumi.

Con la tecnica del ricircolo una parte dei fumi viene rimessa nella camera di combustione, in modo tale che la portata di fumi inviati a camino sia la stessa di quella che si avrebbe con una caldaia ad irraggiamento.

Questo si ottiene facendo in modo che la portata di fumi riciccolati sia tale che l'ossigeno nei fumi del forno adiabatico con ricircolo abbia lo stesso valore che si avrebbe con la caldaia ad irraggiamento (nella pratica 7 - 8 % in volume); si dimostra facilmente che a parità di ossigeno nei fumi si ha parità anche nella portata di fumi inviata al camino e quindi del calore sensibile perso a camino.

Da quanto sopra, ne risulta la regola fondamentale secondo la quale, a parità di ossigeno nei fumi, la portata di fumi inviata a camino ed il recupero di calore fra forni adiabatici e caldaie ad irraggiamento sono i medesimi.

In Italia la maggioranza dei forni è di tipo adiabatico, a causa del fatto che essi sono stati costruiti in epoca di poteri calorifici bassi. Recentemente i poteri calorifici, anche in Italia, sono aumentati e sono state realizzate caldaie a irraggiamento, ma permane una situazione pregressa di forni adiabatici che devono essere adattati all'aumento del potere calorifico tramite il ricircolo dei fumi.

Come già detto, nei forni adiabatici con ricircolo si ha una relevantissima riduzione di portata di fumi a camino; se l'impianto, come nel caso di San Lazzaro, è già dimensionato per le condizioni di non ricircolo, si ha un elevatissimo margine sul ventilatore fumi e sull'impianto di depurazione.

Il ricircolo dei fumi dà la possibilità di adeguare l'impianto all'aumento del potere calorifico, impedendo il suo degrado in termini di potenzialità di incenerimento; per cui, considerata la sua importanza, è ciò che si è realizzato nella linea 1.

Al di sotto di poteri calorifici di 2.000 kcal/kg, il ricircolo dei fumi perde importanza perché il tenore di ossigeno è già sufficientemente basso per cui, in tale situazione, la portata di fumi, spingendo il forno al massimo, risulta essere quella del vecchio dimensionamento impiantistico.

I fumi ricircolati sono prelevati a valle del primo filtro a maniche per non avere problemi di polvere sul circuito di ricircolo ed in special modo sugli ugelli di iniezione dei fumi ricircolati.

La portata di fumo a valle del punto di prelievo dei fumi ricircolati diminuisce e ne traggono beneficio tutte le apparecchiature poste a valle del suddetto punto di prelievo.

2.2.2 Durata dei materiali refrattari nei forni adiabatici.

Nei forni adiabatici, quando si brucia materiale con potere calorifico elevato, i refrattari vengono sollecitati al punto tale che spesso (ogni 3 – 4 mesi) si è costretti a fermare un impianto per intervenire con manutenzione straordinaria di sostituzione di parti più o meno rilevanti di murature e di pulizia dai depositi di polvere. Il consumo dei refrattari è correlato alle alte temperature che si sviluppano nel forno in ambiente fortemente ossidato.

Il ricircolo ha un'azione di riduzione e di livellamento della temperatura, in particolare con eliminazione di zone con gas ad altissima temperatura che fanno fondere i refrattari. Il ricircolo migliora anche la turbolenza dei fumi, in quanto quest'ultima è incrementata non solo per merito dei getti dell'aria secondaria, ma anche per l'azione del getto dei fumi ricircolati, favorendo la miscelazione dei gas e l'eliminazione dei picchi di temperatura.

Con getti opportunamente indirizzati nelle zone di maggior usura dei refrattari e di maggior deposito di polvere si ottiene anche una sorta di barriera dinamica che allontana i gas dalle pareti, facendo sì che la combustione avvenga verso il centro del forno, preservando così le murature dall'aggressione della fiamma.

2.2.3 Deposito di polvere sulle pareti del forno

Nella combustione una frazione di materiale solido è sollevata in forma di polvere, costituita da materiali incombustibili, con o senza presenza di carbonio fisso.

Queste polveri, quando si trovano a contatto con gas ad alta temperatura, fondono e si attaccano alle pareti, oppure interagiscono allo stato solido con il refrattario delle pareti in maniera tanto più sensibile quanto più elevata è la temperatura del refrattario. La temperatura di fusione di queste polveri si trova fra 1.050 °C e 1.150 °C.

Il ricircolo dei fumi permette di mantenere una temperatura di fiamma in camera di combustione al di sotto della temperatura di fusione delle polveri riducendo così il loro impatto sui refrattari con depositi di polvere ridotti e soffici.

2.2.4 Riduzione degli ossidi di azoto

Un forno adiabatico senza ricircolo produce una maggior quantità di ossidi di azoto a causa della maggior temperatura e della maggior quantità di ossigeno nei fumi; il ricircolo dei fumi determina una riduzione significativa degli ossidi di azoto, con conseguente diminuzione dei consumi di reattivo nei processi SNCR oppure SCR di abbattimento degli ossidi di azoto.

2.2.5 Miglioramento dell'affidabilità dell'impianto.

Con il ricircolo dei fumi, riducendosi le sovratemperature nella camera di combustione, si ottiene una diminuzione nel consumo dei refrattari e nel deposito di polveri sulle pareti, con la possibilità di poter marciare in continuo per un periodo di tempo maggiore rispetto alla vecchia configurazione: dai 6 mesi, all'intero anno.

2.2.6 Effetti benefici sulla depurazione dei fumi.

Il ricircolo dei fumi, fra le altre cose, determina:

- a parità di produzione vapore, diminuzione della portata di fumi inviata a camino con conseguente riduzione dell'impatto ambientale sia in termini di portata fumi che della portata di inquinanti scaricata in atmosfera.
- aumento dell'umidità nei fumi con conseguente miglioramento, nei trattamenti a secco, della cinetica della reazione chimica fra inquinanti e reattivi.

2.3 OBIETTIVO N° 2 – MIGLIORAMENTO DEL RAFFREDDAMENTO FUMI E DEL RECUPERO DEL CALORE

L'abbassamento della temperatura dei fumi che escono dalla caldaia si rende necessario per:

- il recupero termico con conseguente produzione dell'energia elettrica (turbina a vapore),
- eliminare il quencher della vecchia configurazione in modo da effettuare un trattamento completamente a secco,
- raggiungere le temperature di esercizio compatibili con un corretto funzionamento del sistema di depurazione dei fumi.

2.3.1 Eliminazione del quencher

Nella vecchia configurazione dell'impianto i fumi venivano raffreddati mediante iniezione di acqua nebulizzata in un'apposita apparecchiatura chiamata *quencher*.

Siccome l'evaporazione dell'acqua nebulizzata avviene in bassa temperatura, essa è un'operazione difficoltosa che si traduce in umidificazione delle pareti metalliche del *quencher*, con conseguente pericolo di corrosione ed impaccamento delle polveri che si depositano sul fondo del *quencher*.

I problemi venivano accentuati dal fatto che i nebulizzatori peggiorano nel tempo, facendo sì che l'acqua, invece che uscire in forma nebulizzata, esca dalle lance di iniezione a schizzo, per cui tali lance richiedevano una rilevante ed assidua manutenzione.

In caso di malfunzionamento della nebulizzazione si verificavano trascinali di goccioline nei fumi, che determinavano impaccamenti delle maniche, con conseguente aumento della perdita di carico del filtro a maniche e riduzione della potenzialità del forno. Per questi motivi è stato deciso di eliminare il quencher, potenziando opportunamente l'economizzatore della caldaia per cui, oltre all'economizzatore che era presente in caldaia, ne sono stati installati altri due, direttamente a valle della caldaia.

In tal modo i fumi entrano nel reattore alla giusta temperatura, compatibile con il processo di depurazione dei fumi, senza che sia stata alterata la composizione che i fumi medesimi hanno all'uscita dalla camera di combustione e senza incorrere negli inconvenienti rappresentati dall'utilizzo dell'acqua di raffreddamento.

2.3.2 *Temperature di esercizio nella linea fumi*

La reazione degli inquinanti con la calce avviene meglio a temperature basse (140-150 °C); quella con il bicarbonato avviene meglio a temperature alte (250 °C), ma ha un campo di lavoro ancora valido fino a circa 150 °C; il DeNO_x catalitico (sistema innovativo di abbattimento degli NO_x) richiede una temperatura non inferiore ai 190 °C; i carboni attivi funzionano meglio a temperature non troppo alte (150 – 200 °C).

Si ricorda la sequenza di trattamento fumi all'uscita dalla caldaia:

Iniezione calce in linea → 1° FM → iniezione bicarbonato in reattore → 2° FM con maniche catalitiche come sistema DeNO_x → scambiatore di calore (per diminuire la temperatura) → torre a carboni attivi → camino multi canne per le tre linee (altezza 80 m).

Per considerare quanto sopra, è stata adottata una soluzione di compromesso, così articolata:

- temperatura in entrata alla depurazione con calce intorno a 180-190 °C (in tali condizioni la reazione con calce non è ottimale ma soddisfacente);
- temperatura in entrata alla depurazione a bicarbonato: qualche grado in meno e la reazione avviene ancora in maniera soddisfacente;
- anche per il DeNO_x catalitico questa temperatura va bene;
- per non sprecare il calore, a monte del camino sarà installato un recuperatore che abbasserà la temperatura dei fumi sui 145 °C preriscaldando le condense provenienti dal pozzo caldo della turbina.

2.3.3 *Installazione degli economizzatori supplementari*

Il miglioramento nel recupero del calore comporta una serie di interventi spiegati di seguito.

E' stato eliminato il raffreddamento dei fumi con iniezione di acqua nebulizzata, sostituendolo con l'installazione di due banchi supplementari.

I fumi che escono dalle caldaie, con il ricircolo, hanno una temperatura di 250-280 °C; con gli economizzatori supplementari la temperatura dei fumi si abbassa a 180-200 °C, con conseguente maggior recupero di calore.

Il maggior recupero di calore si traduce in una maggiore produzione di vapore e conseguente aumento di produzione di energia elettrica.

Sulla linea 1 gli economizzatori supplementari (entrambi a tubi verticali) sono installati direttamente a valle della caldaia .

2.3.4 Installazione di nuovi surriscaldatori

I vecchi surriscaldatori erano del tipo a flussi paralleli, con movimento dei fumi dall'alto verso il basso e tubazioni in verticale; questa geometria comportava bassi coefficienti di scambio e difficoltà con la pulizia meccanica dei tubi. I nuovi surriscaldatori, sono composti da tre banchi a tubi orizzontali in modo da avere flussi incrociati e due attemperatori intermedi, per un miglior controllo della temperatura del vapore surriscaldato.

2.3.5 Pulizia meccanica dei surriscaldatori e degli economizzatori

I nuovi surriscaldatori, i nuovi economizzatori e gli economizzatori esistenti sono dotati di sistemi di pulizia meccanica che non comportano consumo di vapore, non interferiscono sulla depurazione dei fumi, non comportano abrasione dei fasci tuberi e sono più efficaci di quelli a vapore.

2.4 OBIETTIVO N°3 – MIGLIORAMENTO DELLA DEPURAZIONE DEI FUMI

Il vecchio sistema di depurazione fumi era costituito da: sistema di abbattimento NOx non catalitico, torre di raffreddamento dei fumi mediante iniezione di acqua nebulizzata (*quencher*), reattore di contatto a bicarbonato, filtro a maniche e ventilatore dei fumi.

Dopo il *revamping* la configurazione del sistema di depurazione dei fumi è stata definita sulla base delle prescrizioni autorizzative in essere, delle caratteristiche dell'impianto esistente e delle migliori tecniche disponibili per la depurazione dei fumi, allo scopo di raggiungere i seguenti obiettivi:

- massima efficienza in termini di riduzione delle emissioni in atmosfera;
- affidabilità e continuità di esercizio;
- depurazione completamente a secco per eliminare l'impatto ambientale dovuto all'utilizzo dell'acqua sia come scarico liquido che come scarico in atmosfera.
- utilizzo di un sistema catalitico innovativo finale per il trattamento degli NOx come vera e propria garanzia di corretto funzionamento di tutta la filiera di depurazione fumi. Questo innovativo sistema di abbattimento catalitico degli NOx è stato installato in via sperimentale per la prima volta su scala industriale proprio nel Termovalorizzatore di Padova ed è proprio su questa sezione dell'impianto che si focalizza il lavoro della presente Tesi. Nei seguenti Capitoli verrà spiegato in dettaglio questo innovativo sistema di abbattimento degli NOx con i risultati ottenuti.

2.4.1 Descrizione del processo del nuovo sistema di depurazione fumi

Nella linea 1 manca l'elettrofiltro e la depurazione inizia direttamente con la depurazione chimica dei fumi; la depolverazione avviene nel filtro a maniche del 1° stadio a secco funzionante a calce assieme alla prima fase di depurazione chimico-fisica dei fumi.

Il primo stadio funziona a calce idrata e carbone attivo già premiscelati a costituire una miscela commercialmente nota come "sorbalite". Questo sistema scarica polveri costituite dai PCR (Prodotti Calcici di Reazione) e calce idrata in eccesso.

Il secondo stadio funziona a bicarbonato di sodio e carbone attivo e scarica polveri costituite dai PSR (Prodotti Sodici di Reazione) ed Na_2CO_3 (carbonato di sodio) proveniente dalla decomposizione del bicarbonato in eccesso.

Esiste poi un sistema di ricircolo dei PCR nello stadio a calce assieme ai PSR provenienti dallo stadio a bicarbonato in modo da sfruttare interamente questo reagente. Entrambi i filtri a maniche esplicano la funzione di depolveratori e la funzione, altrettanto importante, di veri e propri reattori chimici, permettendo la neutralizzazione degli inquinanti acidi, in virtù del contatto che si verifica quando il gas attraversa lo strato di polvere depositato sul tessuto delle maniche.

Il secondo filtro a maniche oltre che avere la funzione di depolveratore, rappresenta il sistema innovativo di abbattimento degli NO_x , questa sezione dell'impianto verrà però meglio spiegata nei Capitoli successivi. L'obiettivo di questo Capitolo è invece di fornire un'indicazione generale, ma comunque dettagliata della nuova Linea 1 dopo l'intervento di *revamping*.

Si ritorna alla spiegazione del processo di depurazione fumi.

Il sistema a calce lavora in serie con quello a bicarbonato in quanto l'esperienza di esercizio dimostra che con un solo stadio di reazione si corre il rischio di non rispettare le prescrizioni di Legge nei casi di punte di inquinanti oppure di danni alle maniche. Con un unico stadio si è costretti ad avere efficienze di depurazione elevatissime (superiori al 99%), mentre operando con 2 stadi, ciascuno di essi lavora in condizioni molto meno critiche. In particolare è da notare che, essendo il bicarbonato molto costoso (tre volte circa il costo della calce), esso viene utilizzato con eccessi di reattivo molto ridotti (normalmente 25 – 30%) per cui, qualora si verificassero delle punte di inquinanti, si possono superare i limiti di Legge, anche prevedendo dosaggio in automatico del reattivo. La calce viene normalmente dosata con il 100% di eccesso ed a causa di questo elevato eccesso viene effettuato un intenso ricircolo della calce (cinque volte l'alimentazione fresca) nel reattore di contatto.

Il ricircolo, unitamente all'eccesso di calce, determina un volano di reattivo molto elevato,

in grado di contrastare qualunque punta di inquinamento. La quantità di inquinante che giunge allo stadio funzionante a bicarbonato viene ridotta al 10 – 20% del totale, per cui ci si può permettere di avere anche sul 2° stadio il 100% di eccesso di reattivo (considerati i modesti quantitativi in gioco) ed in tal modo, l'unico punto debole del funzionamento a bicarbonato, il scarso eccesso di reattivo, viene eliminato. La calce idrata effettua una prima neutralizzazione degli inquinanti acidi (HCl, HF, HBr, SO₂) sino all'80 – 90% del totale. Il carbone attivo consente l'abbattimento degli inquinanti volatili (quali, ad esempio, metalli pesanti in genere e mercurio), degli inquinanti organici quali IPA e COT e dei microinquinanti organo-clorurati fra i quali, in particolare, diossine (PCDD) e furani (PCDF).

Le reazioni fra gli acidi e la calce idrata avvengono in fase gas-solido e portano alla formazione di sali di calcio; analogamente avviene con il bicarbonato con formazione di sali di sodio. Il carbone attivo nello stadio a calce è introdotto nella corrente dei fumi già miscelato con la calce (funzionamento più semplice) utilizzando un prodotto denominato "sorbalite" costituito da calce addizionata del 5% circa di carbone attivo. Nello stadio a bicarbonato non esiste l'analogo della sorbalite per cui il carbone attivo sarà alimentato separatamente in trasporto pneumatico veicolato con aria.

2.4.2 Ricircolo delle polveri

Nello stadio funzionante a calce, per migliorare l'efficienza della reazione, si effettua il ricircolo delle polveri in quantità cinque-otto volte superiore a quella dell'idrato di calcio fresco alimentato nel sistema. Le polveri del primo filtro a maniche sono scaricate in un serbatoio di servizio, dal quale vengono estratte mediante coclea e riciclate in trasporto pneumatico nella gola a venturi del reattore di contatto. La quantità di calce costituita da alimentazione fresca e da PCR riciclati, fa sì che avvenga un contatto molto elevato fra gas e reattivi, con frequente rinnovo dello strato di polvere sul filtro a maniche, con conseguente miglioramento del rendimento di captazione degli inquinanti acidi. Nel serbatoio di ricircolo delle polveri sono scaricate anche le polveri provenienti dalla sezione a bicarbonato, in tal modo il carbonato di sodio non reagito, mischiandosi con i PCR, può reagire con gli acidi presenti nei fumi. In questo modo si avrà un utilizzo intensivo del bicarbonato ed un unico tipo di polvere nel quale sono presenti in miscela PCR e PSR.

2.4.3 Polveri provenienti dal sistema di depurazione dei fumi

Dal processo di depurazione dei fumi si generano due tipi di polveri:

- polveri provenienti dalla camera di combustione raccolte dalle tramogge della caldaia costituite da ossidi e silicati di calcio, magnesio e metalli alcalini;
- polveri provenienti dalla sezione a calce, costituite, come sopra spiegato, da PCR, PSR e reattivi in eccesso, con l'aggiunta del carbone attivo iniettato nei reattori a calce ed a bicarbonato. Entrambe le polveri sono convogliate nei due attuali serbatoi di stoccaggio, funzionanti uno di riserva all'altro.

2.4.4 Stoccaggio dei reattivi

Esistono due sistemi di stoccaggio: uno per la sorbalite e uno per il bicarbonato.

2.4.5 Stadio finale di depurazione fumi

Per la linea 1 lo stadio finale è costituito da un filtro statico a carboni attivi a monte del camino. La linea 1 è la più vecchia dell'impianto, la sua costruzione risale agli anni '70, per cui può essere soggetta a transitori più numerosi per necessità di una maggiore manutenzione. Nei transitori esiste il maggiore pericolo di inquinamento, per cui si è pensato di installare come elemento finale un reattore a carboni attivi su letto fisso, che elimina le sostanze inquinanti residue, come ad esempio i microinquinanti organici ed organo-clorurati (diossine, furani, aromatici, ecc.). La depurazione avviene per adsorbimento, in maniera perfettamente analoga a quanto si verifica con i carboni attivi (iniettati in trasporto pneumatico nella corrente dei fumi) che si depositano sul tessuto dei filtri a maniche. Questo reattore è costituito da una serie di strati di carbone attivo in forma granulare, dello spessore di circa 20 cm, attraverso il quale viene fatto fluire il fumo da depurare. Trattasi quindi di un sistema a sicurezza passiva, nel senso che non richiede intervento alcuno da parte degli operatori. Questo sistema si presenta come unità fortemente innovativa nel settore degli impianti di termovalorizzazione e dovrebbe essere in grado di garantire la perfetta depurazione dei fumi, anche in caso di rottura delle maniche oppure di bypass di qualche apparecchiatura. Il sistema a letto fisso dei carboni attivi è realizzato all'interno della vecchia torre di depurazione ad umido, opportunamente modificata. In Figura 2.3 è possibile osservare i corpi cilindrici in cui è contenuto il carbone attivo. Il filtro è costituito da quattro corpi cilindrici ad anello, l'aria da depurare entra dal basso del cilindro e attraversa radialmente lo strato di carbone attivo. Alla sommità del cilindro è stato installato un tappo alto 500mm pieno di carbone attivo con lo scopo di funzionare appunto da tappo per i fumi e consentire la loro dispersione e una depurazione di tipo radiale come mostrato in Figura 2.3. La superficie interna ed

esterna del cilindro è di rete metallica e nell'intercapedine è contenuto il carbone attivo. Ogni cilindro ha un'altezza di 2000mm. Lavora con una portata effettiva di fumi di circa 32000 Nm³/h, circa 55000 m³/h e con una temperatura di circa 140°C.

Conoscendo il diametro esterno del cilindro di 1000 mm e il diametro interno di 600 mm si è calcolata la superficie esterna, S_e , ed interna, S_i , del cilindro con la seguente formula:

$$S_e = \pi \frac{d_e^2}{4} \cdot \quad S_i = \pi \frac{d_i^2}{4} \quad (2.1)$$

dove d_e [m] è il diametro esterno di ogni cilindro e d_i [m] è il diametro interno. La superficie esterna è risultata di 0,785 m² e quella interna di 0,283 m². la differenza tra queste due superfici è di 4,96 m² ed è la superficie in cui passa il fumo da depurare.

La superficie filtrante, S_f , dell'intercapedine in cui è contenuto il carbone attivo è:

$$S_f = d_e \cdot h \quad (2.2)$$

dove d_e [m] è il diametro esterno del cilindro e h [m] è l'altezza del cilindro. La superficie filtrante è risultata di 6,284 m². considerando che i cilindri sono quattro, in totale la superficie filtrante è di 25,136 m².

La velocità di filtrazione, v [m/s], del gas è:

$$v = \frac{Q}{S} \quad (2.3)$$

dove Q [m³/h] è la portata dei fumi e S [m²] è la superficie filtrante totale, cioè dei quattro cilindri. La velocità di filtrazione è di 0,6 m/s.

Il volume del carbone attivi, V [m³], cioè della zona filtrante è:

$$V = (S_e - S_i) \cdot h \cdot 4 \quad (2.4)$$

ed è risultato pari a 4,016 m³.

Quindi il tempo di permanenza del gas sul carbone è:

$$\tau = \frac{V}{Q} \quad (2.5)$$

ed è pari a 0,26 s.

Dalla letteratura, per velocità dei fumi di 0,5 m/s, le perdite di carico sono di 420 mmH₂O/m. Si è calcolato le perdite di carico sul filtro con la seguente equazione:

$$\Delta P_2 = \Delta P_1 \left(\frac{v_2}{v_1} \right)^2 = 420 \left(\frac{0,6}{0,5} \right)^2 \quad (2.6)$$

e sono risultate di 604,8 mmH₂O/m, e conoscendo che lo spessore del carbone è di 200 mm, le perdite di carico effettive sono di 120 mmH₂O. Per il tappo presente sopra il cilindro, la superficie filtrante, dalla (2.2), è di 5m³ per cilindro, essendo i tappi quattro, in totale sono 20 m³. la velocità di filtrazione, dalla (2.3), è di 0,76 m/s, e il tempo di permanenza dei fumi, dalla (2.5) è di 1,3 s.

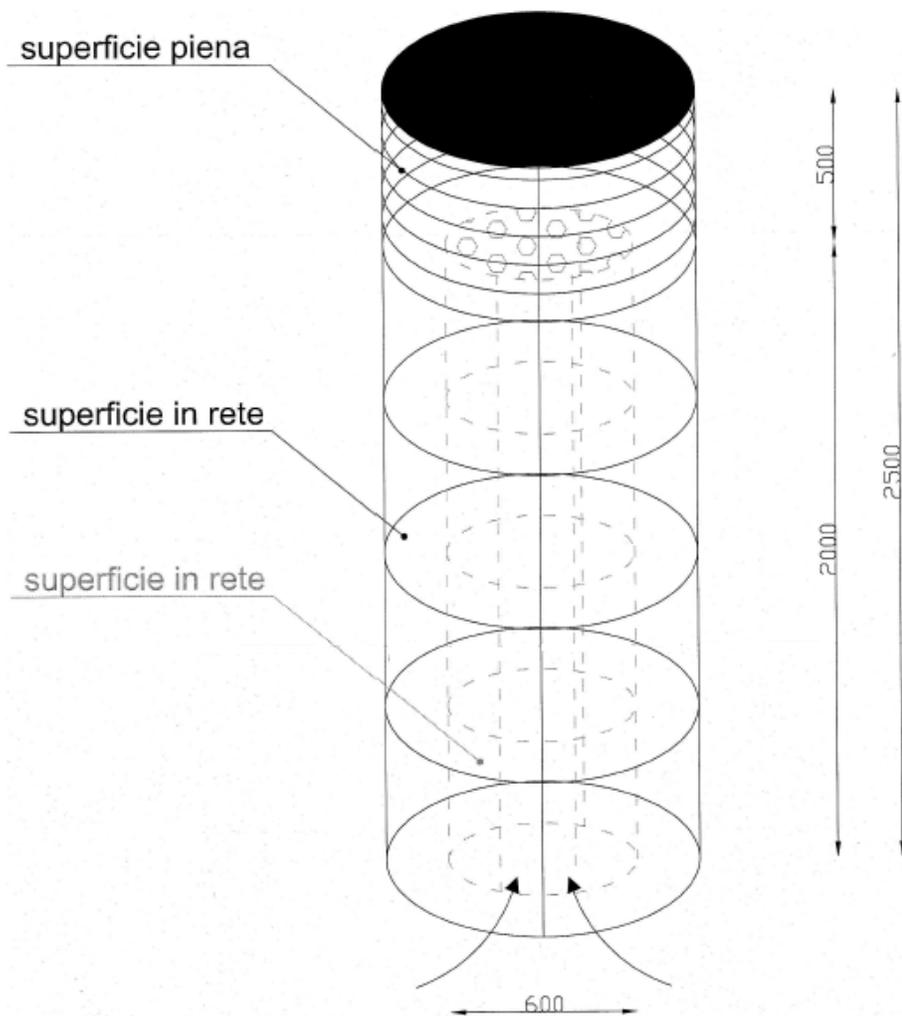


Figura 2.3 Rappresentazione grafica di uno dei quattro cilindri presenti all'interno del filtro statico a carboni attivi installato a monte del camino per la linea 1.

2.5 PRINCIPALI BENEFICI AMBIENTALI ATTESI

Gli interventi di *revamping* oltre ad essere finalizzati ad una maggior efficienza nel sistema di combustione e di produzione di vapore, garantiscono delle migliori prestazioni in termini ambientali. In particolare le principali modifiche riguarderanno i consumi di acqua che, eliminando la fase di depurazione ad umido subiscono un importante decremento, oltre ad un miglioramento generale nelle emissioni a camino. In generale quindi, questo nuovo sistema è equivalente o superiore al precedente.

2.5.1 Consumo di acqua

L'utilizzo della depurazione dei fumi a secco permette di eliminare gli scarichi liquidi di processo (torre di lavaggio), evitando tale impatto ambientale. Si stima che il 99% degli scarichi liquidi siano costituiti dall'acqua proveniente dai condensatori delle turbine che viene restituita al torrente Piovego, senza aver subito alcuna alterazione chimico fisica. L'acqua scaricata dallo spurgo caldaia e quella di rigenerazione delle resine dell'impianto di demineralizzazione sono consumate nello spegnimento delle scorie.

Il vecchio trattamento acque è comunque mantenuto in esercizio, seppure a carico ridotto, per trattare acque inquinate per contatto con scorie o polveri (piazzali, pulizia apparecchi o camion, ecc), oppure per svuotamento, per manutenzione degli estrattori delle scorie e per emergenza.

I consumi d'acqua con questo nuovo impianto sono diminuiti di circa 40.000 m³/anno.

2.5.2 Emissioni in atmosfera

In Tabella 2.1 si sintetizzano le principali variazioni previste sui dati di progetto nelle emissioni dei fumi al camino per la Linea 1 a seguito delle opere di *revamping* dell'impianto. In particolare si riportano anche i limiti di emissioni in atmosfera imposte dall'art.9, comma 1 per gli effluenti gassosi in uscita dagli impianti di incenerimento, elencati all'allegato 1, paragrafo A del D.Lgs. 11 maggio 2005, n 133 " Attuazione della direttiva 2000/76/CE, in materia di incenerimento dei rifiuti". Tutti i dati sono normalizzati a gas secco, 11% O₂ e 273 K e 1 atm. Questo decreto si applica agli impianti di incenerimento e di coincenerimento dei rifiuti e stabilisce le misure e le procedure finalizzate a prevenire e ridurre per quanto possibile gli effetti negativi dell'incenerimento e del coincenerimento dei rifiuti sull'ambiente, in particolare l'inquinamento atmosferico, del suolo, delle acque superficiali e sotterranee, nonché i rischi per la salute umana.

Tabella 2.1 Valori limite di emissione media giornaliera – D.Lgs 133/05 e valori di emissione previsti a seguito degli interventi di revamping della linea 1.

Inquinanti (gas secchi, 11 % O ₂) medie giorno	Limiti D.Lgs 133/05	Unità di misura	L1 dati vecchio impianto	L1 dati attesi a seguito delle modifiche
HCL	10	mg/Nmc	5,00	3,00
SO ₂	50	mg/Nmc	20,00	10,00
HF	1,00	mg/Nmc	1,00	0,20
NO _x (titolato come NO ₂)	200	mg/Nmc	150,00	63,66
CO	50	mg/Nmc	30,00	20,00
Polveri	10	mg/Nmc	5,00	3,00
CD + TI	0,05	mg/Nmc	0,050	0,030
Hg	0,05	mg/Nmc	0,050	0,030
Sb+As+Pb+Cr+Co+Cu+Mn+Ni+Sn+V	0,50	mg/Nmc	0,50	0,30
COT	10,00	mg/Nmc	10,00	7,00
PCDD + PCDF	0,10	ng/Nmc	0,10	0,050
IPA	0,010	mg/Nmc	0,010	0,0060

2.5.3 Consumi di materie prime

La variazione nel sistema di depurazione e l'aggiunta dello stadio di depurazione con sorbalite comportano inevitabilmente un diverso consumo di reagenti.

In Tabella 2.2 si riportano i dati di consumo delle materie prime del vecchio impianto e quelli a seguito degli interventi di miglioramento.

Tabella 2.2 Dati di consumo delle materie prime relativo al vecchio sistema di depurazione e dati di consumo a seguito degli interventi di revamping della linea 1.

Consumo di reattivi per depurazione fumi	Unità di misura	L1 dati vecchia configurazione	L1 dati a seguito delle modifiche
Calce (consumo specifico)	kg / ton RSU	----	13,92
Calce (consumo specifico)	g / Nmc di fumo	----	1,72
Bicarbonato di sodio (consumo specifico)	kg / ton RSU	27,32	7,85
Bicarbonato di sodio (consumo specifico)	g / Nmc di fumo	2,90	1,24
Carbone attivo (consumo specifico)	kg / ton RSU	0,805	1,292
Carbone attivo (consumo specifico)	mg / Nmc di fumo	85,51	204,92

2.6 LINEA 1: CONFRONTO CONFIGURAZIONE VECCHIA E ATTUALE

Le operazioni di *revamping* della linea hanno influenzato in maggior modo il sistema di trattamento e depurazione dei fumi provenienti dalla combustione dei rifiuti solidi urbani. In particolare si è passati da un tipo di trattamento a umido, ad uno a secco per quanto riguarda la tecnica di abbattimento dei gas acidi, ad un doppio stadio di filtri a maniche per la depolverazione dei fumi, all'introduzione di una torre a carboni attivi per eliminare i micro-inquinanti organici e organo-clorurati e all'utilizzo per la prima volta su scala industriale di un sistema innovativo di abbattimento degli NOx che si differenzia da quelli presenti fino ad ora in commercio (reattore SCR e reattore SNCR). Quest'ultima parte verrà spiegata in maniera più approfondita nei prossimi Capitoli. In Figura 2.4 si possono osservare le differenze impiantistiche della vecchia e attuale configurazione della linea 1.

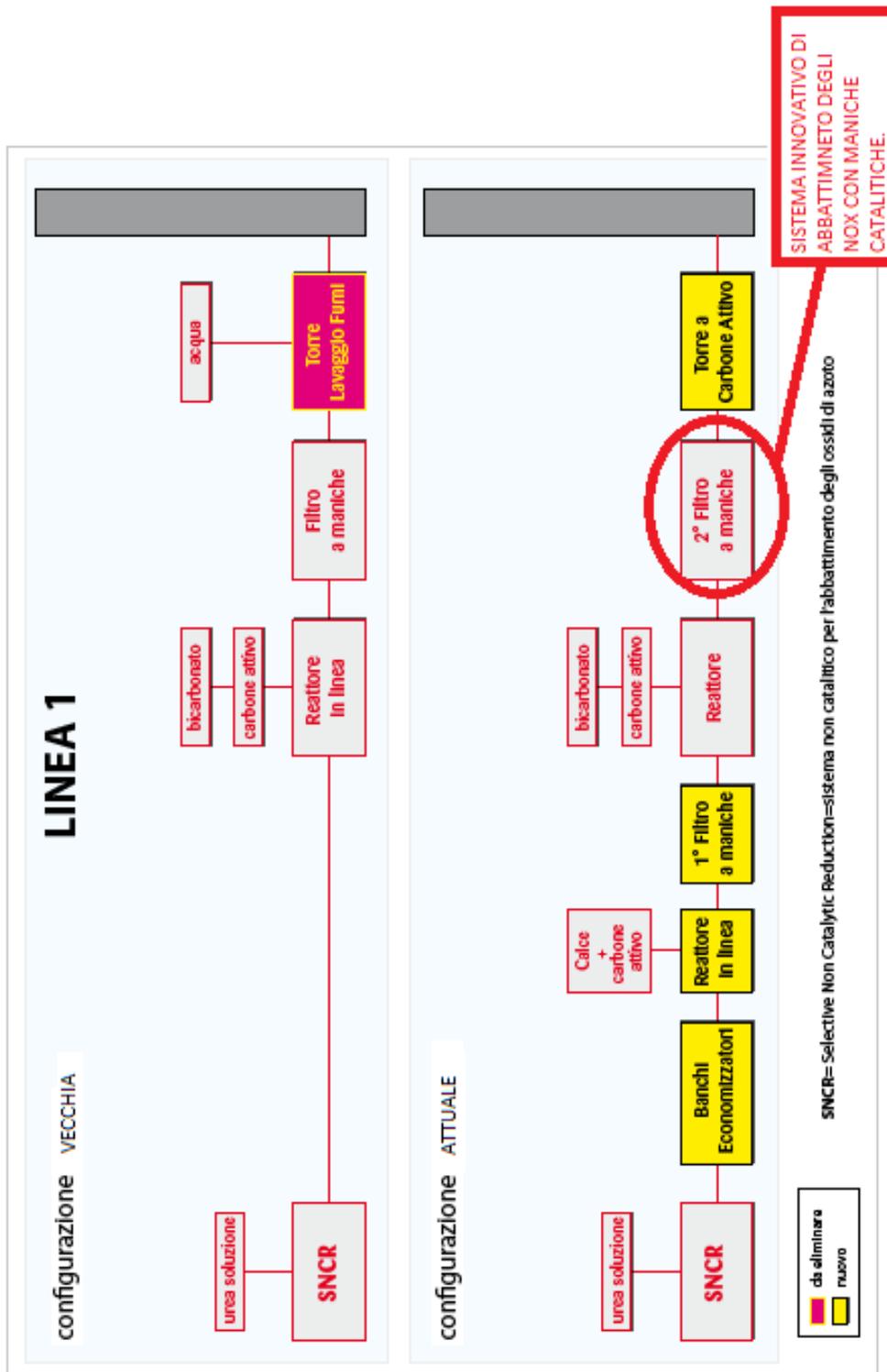


Figura 2.4 Differenze impiantistiche della vecchia e attuale configurazione della linea 1 del termovalorizzatore di San Lazzaro (Padova).

2.6.1 Tecniche di abbattimento dei gas acidi – Vantaggi e svantaggi

I gas acidi presenti nei fumi di combustione degli impianti di incenerimento vengono rimossi tramite l'iniezione di reagenti alcalini nella corrente dei fumi. Le tecnologie comunemente applicate per la rimozione prevedono una fase di assorbimento dei composti gassosi, che può essere realizzata a:

- secco;
- semi-secco;
- umido.

I reagenti sono accomunati dalla natura alcalina e differiscono per lo stato fisico in cui sono impiegati (polvere, sospensione o soluzione acquosa). Un elenco sintetico dei più utilizzati è riportato in Tabella 2.3.

Tabella 2.3 Tipologia di reagenti impiegati nella neutralizzazione dei gas acidi

REAGENTE	VANTAGGI	SVANTAGGI	NOTE
Idrossido di sodio (NaOH)	<ul style="list-style-type: none"> • molto reattivo con i gas • bassi consumi • limitata produzione di residui 	<ul style="list-style-type: none"> • costo unitario elevato • formazione di sali solubili e fanghi • altamente corrosivo 	<ul style="list-style-type: none"> • idoneo solo per sistemi ad umido
Calce (Ca(OH) ₂)	<ul style="list-style-type: none"> • reattività media • costo unitario basso • residui poco lisciviabili • può consentire il recupero dei gessi dai sistemi a umido 	<ul style="list-style-type: none"> • manipolazione e movimentazione difficoltosa • riciclo difficoltoso • produzione elevata di residui • sali insolubili (es. CaCO₃ e CaSO₄) 	<ul style="list-style-type: none"> • ampio campo di applicabilità
Bicarbonato di sodio (NaHCO ₃)	<ul style="list-style-type: none"> • alta reattività (bassi eccessi richiesti) • ampio campo di temperature (140-300°C) • più compatibile con sistemi SCR (temperature più elevate) • non richiede consumi di acqua • possibile recupero dei residui 	<ul style="list-style-type: none"> • sali piuttosto lisciviabili • costo unitario elevato 	<ul style="list-style-type: none"> • di agevole manipolazione (prodotto innocuo)

Nei sistemi a secco, come nella nuova configurazione della linea 1, i fumi sono portati a contatto con l'elemento neutralizzante allo stato secco, solitamente calce o bicarbonato di sodio. In quelli a semi-secco il composto neutralizzante, soda (Na_2CO_3) o calce, è iniettato nei fumi in soluzione o in sospensione acquosa, il veicolo acqua è poi vaporizzato durante il processo. Infine nei sistemi a umido (come la vecchia configurazione della linea 1) l'elemento neutralizzante, in genere soda caustica (NaOH) è posto in soluzione nell'acqua di lavaggio. I primi due sistemi devono essere completati da un sistema di abbattimento delle polveri, mentre il terzo richiede di apparecchiature per il trattamento degli effluenti liquidi. Nella loro configurazione tradizionale, gli impianti a secco e a semi-secco comprendono un reattore di assorbimento dei gas acidi ed una fase di depolverazione.

Nel *revamping* della linea 1, infatti, il trattamento fumi comprende due reattori di assorbimento dei gas acidi (uno a calce + carboni attivi e uno a bicarbonato di sodio + carboni attivi) seguiti entrambi da un filtro a maniche come sistema di depolverazione.

Nella fasi di assorbimento con calce si sfruttano le reazioni seguenti:

- $2\text{HCl} + \text{Ca}(\text{OH})_2 \longrightarrow \text{CaCl}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$
- $2\text{HF} + \text{Ca}(\text{OH})_2 \longrightarrow \text{CaF}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$
- $2\text{SO}_2 + 2 \text{Ca}(\text{OH})_2 \longrightarrow 2\text{CaSO}_3 \cdot \frac{1}{2} \text{H}_2\text{O} + \text{H}_2\text{O}$
- $\text{SO}_3 + \text{Ca}(\text{OH})_2 \longrightarrow \text{CaSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$

Nelle fasi di assorbimento con bicarbonato di sodio, invece, si sfruttano la reazione diretta con il bicarbonato, ad es.:

- $\text{HCl} + \text{NaHCO}_3 \longrightarrow \text{NaCl} + \text{H}_2\text{O} + \text{CO}_2$

oppure, a seguito della decomposizione del bicarbonato in polvere, alla temperatura di esercizio:

- $2\text{NaHCO}_3 \longrightarrow \text{Na}_2\text{CO}_3 + \text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O}$

la reazione può riguardare direttamente il carbonato prodotto, ad es.:

- $2\text{HF} + \text{Na}_2\text{CO}_3 \longrightarrow 2\text{NaF} + \text{H}_2\text{O} + \text{CO}_2$
- $\text{Na}_2\text{CO}_3 + \text{SO}_2 \longrightarrow \text{Na}_2\text{SO}_3 + \text{CO}_2$
- $\text{Na}_2\text{CO}_3 + \text{SO}_2 + \frac{1}{2} \text{O}_2 \longrightarrow \text{Na}_2\text{SO}_4 + \text{CO}_2$

I prodotti della neutralizzazione sono separati allo stato secco nella successive fase di depolverazione, che provvede anche alla rimozione delle ceneri volanti presenti nei gas di combustione.

Negli *impianti a secco* la calce è dosata tal quale, in polvere. Particolarmente diffusi sono i Venturi a secco, in cui l'agente neutralizzante viene iniettato nella zona strozzata sotto forma di polvere.

Negli *impianti a semi-secco* il reagente è costituito da una sospensione di latte di calce. Il sistema più diffuso consiste in un reattore di notevole volume, situato immediatamente a valle della caldaia (e nel quale sono dunque inviati i fumi a temperature dell'ordine di 230°C), alla cui sommità è iniettata la sospensione di calce in acqua, mediante un atomizzatore a spruzzo. La quantità di acqua è regolata in modo che la sua evaporazione sia completa entro uno o due secondi, tuttavia il volume del reattore è calcolato conservativamente assumendo un tempo di permanenza del particolato compreso fra 8 (nel caso di flusso in controcorrente) e 18 secondi (nel caso di flusso equicorrente). I tipi di atomizzatore possono essere vari, uno dei più usati consiste in una piccola turbina rotante (sino a 10-20000 giri/min) al centro della quale è iniettata la sospensione di calce. La forza centrifuga disintegra il flusso in particelle di 30-100 µm di diametro.

I rendimenti di rimozione con entrambi i sistemi, a secco e a semi-secco, sono fortemente influenzati dalla temperatura di esercizio e dal tipo di depolveratore utilizzato a valle.

Nei sistemi a secco, il raffreddamento dei gas sino alle temperature ottimali (110-150°C) è effettuato mediante miscelazione dei fumi con acqua nebulizzata, o anche mediante un'altra fase di recupero termico, compatibilmente con la necessità di evitare corrosioni agli scambiatori di calore.

Nei sistemi a semi-secco i gas sono invece raffreddati adiabaticamente nel reattore di neutralizzazione, a spese dell'evaporazione dell'acqua di sospensione del latte di calce. In ogni caso, occorre rimarcare che l'iniezione di sostanze allo stato di fine suddivisione, come la calce, contribuisce a caricare notevolmente le apparecchiature di depolverazione. Ciò determina ripercussioni di una certa importanza quando si utilizzano sistemi basati sulla captazione elettrostatica. Il vantaggio dei filtri a maniche è in questo caso evidente, poiché il pannello di polvere che si deposita sul filtro possiede caratteristiche di assorbente e continua a rimuovere i gas acidi, incrementando l'efficacia del reagente. I rendimenti di depurazione ottenibili, previo raffreddamento ottimale dei gas, sono comunque sempre abbastanza elevati sia per i macroinquinanti acidi presenti in fase gassosa sia per i metalli tossici associati al particolato submicronico.

In Tabella 2.4 è possibile osservare le prestazioni ottenibili in sistemi a secco e a semi-secco con filtri a maniche e elettrofiltri.

Tabella 2.4 Prestazioni ottenibili in sistemi a secco e semi-secco convenzionali con filtri a maniche ed elettrofiltri.

	Inquinante	Filtro a maniche	Elettrofiltro
Emissioni massime	Particolato totale	10 mg/m ³	20 mg/m ³
Rendimento di rimozione	HCl	98,5	97
	HF	98,5	97
	SO ₂	90	80
	Metalli pesanti tot.	99	97,5
	Pb	99	97,5
	Cd	99	97,5
	Hg	90	70
	TCDD	98	40

Gli impianti a umido, come nel caso della vecchia configurazione della linea 1, hanno rappresentato, prima dell'introduzione dei sistemi a secco, la tecnologia maggiormente consolidata, grazie all'affidabilità ed elevati rendimenti che ne caratterizzano le prestazioni. Ancora oggi del resto essi sono diffusamente utilizzati.

Nella loro configurazione di base, comprendono un depolveratore ed un dispositivo per il lavaggio dei fumi, essendo questi dispositivi generalmente costituiti dalle varie tipologie di scrubber a umido (torri a piatti, torri a riempimento, scrubber a gravità o centrifughi, scrubber Venturi). La scelta del tipo di dispositivo da impiegare influenza a sua volta anche il tipo di spolveratore da utilizzare a monte. Per gli scrubber a gravità o centrifughi, per esempio, i cui rischi di occlusione sono in pratica assenti, viene di norma utilizzato un elettrofiltro; mentre le torri a piatti e quelle di riempimento richiedono un pretrattamento più spinto, ossia l'impiego di un filtro a maniche (come la vecchia configurazione linea 1). I residui del processo di depurazione a umido sono costituiti da una soluzione esausta, spurgata dai sistemi di assorbimento, ad alto contenuto salino, la quale richiede perciò di norma un trattamento di neutralizzazione e precipitazione chimica. Le efficienze ottenibili con i sistemi ad umido nella rimozione di sostanze macroinquinanti gassosi sono sempre molto alte, con valori superiori anche al 99% per HCl ed al 95% per SO₂ in condizioni ottimali.

La rimozione del particolato è strettamente correlata al tipo di depolveratore utilizzato, e raggiunge comunque valori confrontabili con quelli dei sistemi a secco dotati delle medesime apparecchiature. L'abbassamento della temperatura conseguente alla saturazione adiabatica del gas durante il lavaggio, determina inoltre effetti di condensazione assai efficaci anche nella rimozione di microinquinanti volatili.

In Tabella 2.5 si riporta il valore dei rendimenti di metalli volatili ottenuti con diverse, anche articolate, configurazioni impiantistiche (dati di letteratura).

Tabella 2.5 Efficienze di rimozione dei metalli volatili con diverse configurazioni impiantistiche.

Configurazione	Elementi				
	Ba,Be	Ag	Cr	Hg	As, Sb, Cd, Pb, Ti
Lavaggio ad umido	50	50	50	30	40
Venturi bassa pressione (50-75 cmH ₂ O)	90	90	90	20	20
Venturi alta pressione (>150 cmH ₂ O)	98	98	98	40	40
Elettrofiltro 1 stadio	95	95	95	0	80
Elettrofiltro 2 stadi	97	97	97	0	85
Elettrofiltro 4 stadi	99	99	99	0	90
Filtro a maniche	95	95	95	50	90
Ass. semisecco + filtro a maniche	99	99	99	90	95
Ass. secco + filtro a maniche (nuovo impianto)	98	98	98	50	98
Filtro a maniche + lavaggio a umido (vecchio)	95	95	95	50	90
Elettrofiltro 1 stadio + lavaggio a umido	96	96	96	80	90
Elettrofiltro 4 stadi + lavaggio a umido	99	99	99	85	95
Venturi bassa pressione + lavaggio a umido	97	97	97	80	96
Elettrofiltro a umido	97	97	96	60	95
Ass. semisecco + elettrofiltro 1 stadio	99	99	98	90	97
Ciclone + ass. secco + elettrofiltro + filtro a maniche	99	99	99	98	99

Di seguito, in Tabella 2.6, è riportata un'analisi comparativa di sistemi di depurazione fumi da microinquinanti acidi descritti in precedenza. Tutti i processi studiati hanno in comune l'introduzione di uno o più reattivi in grado di neutralizzare i composti inquinanti presenti nella corrente fumi.

2.6.2 Tecniche di abbattimento delle polveri (Filtri a maniche)

Le tecniche di controllo consolidate prevedono che la fase di abbattimento degli inquinanti gassosi sia accompagnata anche ad una fase di depolverazione. Le prime installazioni erano costituite da cicloni pneumatici con i quali era possibile limitare la concentrazione di polveri emesse a livelli dell'ordine di 100 mg/Nm³.

Efficienze superiori sono ottenute con l'introduzione dei filtri elettrostatici (o elettrofiltri) con i quali era possibile il conseguimento di rendimenti di rimozione dell'ordine del 99%.

Tabella 2.6 Analisi di vantaggi e svantaggi delle tecnologie di controllo dei gas acidi.

Processo		Vantaggi	Svantaggi
Secco	Calce	<ul style="list-style-type: none"> realizzazione impiantistica basso costo di investimento assenza di effluenti liquidi manodopera ridotta facilità di inertizzazione dei residui 	<ul style="list-style-type: none"> Gestione poco flessibile: operazione di iniezione calce delicata; regolazione difficile; basso margine di variazione della temperatura alto eccesso stechiometrico e bassa reattività per singolo passaggio: necessità di eseguire ricircoli in caso di norme più severe, non offre margini di evoluzione notevole produzione di residui solidi da conferire in discarica (previa inertizzazione)
	Bicarbonato di sodio	<ul style="list-style-type: none"> Realizzazione impiantistica e gestione dell'impianto semplici costi di investimento e di gestione ridotti manodopera ridotta assenza di effluenti liquidi possibilità di recupero dei residui sodici (minore richiesta di discarica) ampio campo di temperature operative 	<ul style="list-style-type: none"> Apprezzabile consumo di reattivo (anche se si utilizza un debole eccesso in confronto allo stechiometrico: $K \sim 1,2$) costo del reattivo elevato (anche se l'insieme delle voci del costo di gestione è ridotto) residui solidi più solubili: in assenza di valorizzazione, la stabilizzazione diventa più difficile (se si usano leganti idraulici tradizionali)
Semi-secco		<ul style="list-style-type: none"> Costi di investimenti limitati (intermedi tra il processo a secco e quello a umido) assenza di effluenti liquidi 	<ul style="list-style-type: none"> Consumo d'acqua produzione significativa di residui (anche se inferiore ai processi a secco) consumo significativo di reagente (anche se inferiore ai processi a secco); possibilità di ricircolo gestione delicata dovuta alla fase di preparazione del reagente
Umido		<ul style="list-style-type: none"> Basso consumo di reattivi (soda) bassa produzione di residui solidi e residui separati (ceneri volanti ecc.) lisciviazione dei metalli pesanti minimizzata possibilità di evoluzione facile (basta aggiungere una seconda torre) grande flessibilità di funzionamento 	<ul style="list-style-type: none"> Necessità di un trattamento acque grande produzione di effluenti liquidi costi di investimenti elevati (legati al trattamento delle acque) consumi di acqua e di elettricità manodopera supplementare in rapporto agli altri processi (sorveglianza e mantenimento della catena di condizionamento degli effluenti)

Un successivo miglioramento nella depolverazione dei fumi è stato realizzato con l'introduzione dei depolveratori a tessuto (filtri a maniche) e dei depolveratori a umido, i quali realizzano rendimenti di rimozione superiori anche al 99,9% e consentono il rispetto delle più severe normative oggi in vigore, tenuto conto anche dell'ulteriore contributo alla depolverazione determinato in alcune soluzioni impiantistiche dai dispositivi di controllo della concentrazione dei gas acidi.

In tabella 2.7 sono riportate le principali caratteristiche dei vari sistemi di depolverazione.

Tabella 2.7 Sistemi di abbattimento delle polveri. Vantaggi e svantaggi.

Apparecchiatura	Limiti di concentrazione	Vantaggi	Svantaggi
Ciclone e mult ciclone	Cycloni: 200-300 mg/Nm ³ Multi cycloni: 100-150 mg/Nm ³	<ul style="list-style-type: none"> • Robusti, semplici ed affidabili • Impiegati da sempre come depolveratori 	<ul style="list-style-type: none"> • Utilizzabili solo nella fase di pre-depurazione delle polveri, non sufficienti da soli a rispettare i limiti vigenti • consumi relativamente elevati (rispetto ESP)
Precipitatore elettrostatico (ESP)	A secco: < 5-25 mg/Nm ³ A umido: < 5-20 mg/Nm ³	<ul style="list-style-type: none"> • Consumi ridotti • possibilità di trattare fumi in ampio campo di temperature (150-350°C) • numerose applicazioni nel campo dell'incenerimento • bassi livelli di concentrazione in uscita 	<ul style="list-style-type: none"> • Non sufficiente da solo a rispettare i limiti di legge vigenti • Limitate applicazioni per l'incenerimento dei rifiuti • produzione di acque di scarico
Filtro a maniche	< 5 mg/Nm ³	<ul style="list-style-type: none"> • Largamente applicato per l'incenerimento • bassi livelli di concentrazione in uscita • partecipa anche all'abbattimento degli inquinanti acidi 	<ul style="list-style-type: none"> • Consumi relativamente elevati (rispetto a ESP) • influenzato negativamente dalla condensazione dell'umidità e della corrosione

Come tecnica di depolverazione, nella linea 1, sono utilizzati due filtri a maniche con un'efficienza di abbattimento delle polveri del 99,99%.

La filtrazione dell'aria mediante filtri a tessuti è un processo dedicato al trattamento dei fumi e/o di effluenti gassosi in cui siano presenti inquinanti sotto forma di piccole particelle.

Il processo di filtrazione deve tener conto di numerose variabili:

- con riferimento al tipo di inquinante, deve considerarne la concentrazione e il livello di abbattimento da raggiungere;
- con riferimento alle polveri, la dimensione, la forma, il peso delle particelle e le proprietà elettriche;
- con riferimento al flusso che trasporta le polveri, la sua velocità e la presenza o meno di umidità.

Da questa molteplicità di fattori, l'attuale tendenza è di predisporre in serie più unità, ciascuna destinata a uno o più inquinanti con caratteristiche simili. Inoltre, le soluzioni di abbattimento sono studiate e progettate ad hoc in base al processo industriale inquinante.

I dispositivi industriali a tessuto impiegati sono generalmente formati da un mezzo filtrante e una struttura di supporto, da un involucro esterno a tenuta, da un sistema di pulizia del tessuto dallo strato di polvere accumulatosi e da una serie di tramogge per la raccolta delle polveri.

Il principio di funzionamento è tuttavia analogo, e si articola nei seguenti aspetti:

- il flusso di gas attraverso il tessuto, che blocca e cattura le polveri, polveri che a loro volta formano uno strato di particolato sulla superficie del filtro
- lo strato crescente di polvere sul tessuto determina un aumento dell'efficienza filtrante, ma per contro anche un incremento delle perdite di carico
- sono necessari periodici interventi di pulizia per liberare i tessuti.

In generale, l'aria di carica delle polveri entra dalla parte inferiore, poco sopra le tramogge; risale lungo i filtri attraversandoli dall'esterno all'interno. Il passaggio attraverso il tessuto determina, grazie all'azione congiunta di diversi meccanismi, la depolverazione della corrente gassosa in uscita dagli scarichi posti nella parte superiore dell'apparecchiatura.

I filtri si suddividono in base alla disposizione del tessuto secondo le seguenti principali configurazioni:

- a maniche: si tratta di una serie di tubi di tessuto chiusi ad un'estremità
- a tasche: singoli filtri a forma di busta, con un'estremità aperta
- a pannelli
- pieghettati: filtri a sezione stellare, la cui peculiarità è quella di offrire una maggiore superficie a disposizione per il filtraggio.

La scelta del materiale filtrante è legata alle caratteristiche chimico e fisiche dell'effluente gassoso da trattare; alte temperature, ad esempio, portano ad escludere le fibre naturali e alcune fibre sintetiche.

I principali materiali impiegati sono: naturali (lana, cotone) e sintetici. Questi ultimi danno elevate caratteristiche di resistenza meccanica, chimica e termica a scapito di costi maggiori.

Dal punto di vista della fattura, possono essere tessuti o feltri agugliati: i primi sono strutturati con un ordito e una trama in cui sono inserite le fibre corte, i secondi sono composti da fibre alla rinfusa attorcigliate e pressate.

I tessuti trovano larga applicazione per basse velocità di filtrazione, mentre i feltri per velocità maggiori.

2.6.3 Tecniche di abbattimento del mercurio e degli altri metalli pesanti

Le variabili di processo che influenzano l'emissione di metalli sono numerose. Fra le più importanti si possono citare la temperatura, la concentrazione nei rifiuti da incenerire, la presenza di reagenti chimici durante i processi di abbattimento ecc.

Per quanto riguarda il mercurio, esso è un metallo molto volatile e, se presente nei rifiuti, nel corso dell'incenerimento non si accumula sotto forma di residuo solido ma tende a passare quasi completamente nei fumi. Nelle condizioni operative tipiche dei fumi da incenerimento tende a essere presente sotto forma di cloruro. Oltre che difficile da controllare, rappresenta anche il metallo maggiormente temuto dal punto di vista degli effetti ambientali.

Le tecnologie di controllo del mercurio fanno riferimento sostanzialmente a tre diverse strategie:

- raffreddamento dei fumi in modo da favorire la condensazione e l'adsorbimento sulle ceneri volatili, la cui rimozione controlla l'emissione del metallo
- immissione nei fumi di reattivi chimici capaci di reagire con i vapori di mercurio con formazione di composti insolubili, la cui rimozione avviene ancora in fase di depolverazione
- immissione nei fumi di materiali sui quali si adsorbano i vapori di mercurio e dei composti del mercurio, la cui rimozione si ottiene poi negli apparecchi di abbattimento delle polveri.

Il terzo processo è quello adottato nella nuova configurazione della linea 1 e considera l'iniezione di carbone attivo nei fumi. In particolare la linea è costituita da due stadi di reazione con calce e carbone attivo e bicarbonato di sodio e carbone attivo e prima dell'uscita dei fumi a camino un'ulteriore torre a carboni attivi per adsorbire le piccole tracce di inquinanti rimasti.

I vapori di mercurio si adsorbono fisicamente sul carbone attivo con il risultato che, se la successiva depolverazione è efficiente, sono possibili rendimenti di rimozione dell'ordine

del 95% o superiori. Nella linea 1 dopo ogni stadio di reazione con carboni attivi è presente un filtro a maniche per la depolverazione.

Quest'ultima tecnica è certamente quella maggiormente utilizzata.

Gli altri metalli pesanti sono convertiti con la combustione in ossidi non volatili e, nel corso del raffreddamento, tendono a depositarsi sulle particelle solide. Ne consegue che tanto più è efficiente la depolverazione, tanto maggiore è anche l'abbattimento dei metalli pesanti.

2.6.4 Tecniche di abbattimento dei composti organici (diossine, furani, IPA)

L'analisi dei dati di emissione di diossine e di altri composti organici dimostra chiaramente che il rilascio in traccia di tali inquinanti è fondamentalmente controllato dalla regolazione della temperatura e dalle altre condizioni di combustione e post-combustione con l'obiettivo di distruggere i precursori della formazione di diossine già in quelle fasi.

L'emissione di composti organici può essere contenuta riducendo al massimo la temperatura dei fumi in fase di trattamento (con conseguente condensazione dei composti) e facendo uso di un efficiente sistema di abbattimento delle polveri. In particolare diossine e furani hanno una solubilità in acqua molto bassa e pertanto non è efficace un semplice lavaggio a umido per la loro completa rimozione. Una rimozione spinta delle diossine e furani può essere ottenuta tramite specifici trattamenti di ossidazione opportunamente catalizzati oppure, più semplicemente, tramite adsorbimento su carboni attivi (trattamento questo efficace anche nei confronti del mercurio), di norma iniettati nei fumi a monte del filtro a maniche. Quest'ultima è la tecnica di abbattimento delle diossine adottata per la linea 1. Riassumendo, allo scopo di raggiungere una completa ossidazione delle sostanze organiche e minimizzarne l'emissione in atmosfera, i principali parametri su cui concentrare l'attenzione sono:

- stabilizzazione della portata di alimentazione dei fumi;
- quantità e distribuzione dell'aria di combustione;
- miscelazione;
- trascinarsi del particolato;
- abbattimento del particolato fine;
- temperatura dei fumi all'emissione.

2.6.5 Tecniche di abbattimento degli NOx

Per quanto riguarda le tecniche di abbattimento degli ossidi di azoto, la vecchia configurazione della Linea 1 prevedeva l'installazione di un sistema DeNOx non catalitico all'inizio del sistema di trattamento fumi. Questo sistema di abbattimento funziona iniettando urea per consentire la reazione tra urea e ossidi di azoto nel formare azoto elementare. La tecnica di trattamento SNCR (DeNOx non catalitico) funziona ad alta temperatura (800-900°C).

Il *revamping* della linea 1 invece introduce nel mercato un nuovo sistema di trattamento degli NOx che è stato attuato per la prima volta in via sperimentale su scala industriale. Questa nuova tecnologia si avvale dell'utilizzo dei filtri a manica come luogo nel quale fare avvenire la reazione. Il filtro a manica viene considerato sia come sistema di depolverazione, che come reattore per l'abbattimento degli NOx.

Le diverse tecniche di abbattimento degli ossidi di azoto verranno però descritte nel dettaglio nel Capitolo 3. E nei seguenti Capitoli si focalizzerà l'attenzione su questa nuova tecnologia di sistema DeNOx.

In Figura 2.5 viene rappresentato lo schema del sistema di trattamento fumi dell'attuale linea 1 del Termovalorizzatore di San Lazzaro.

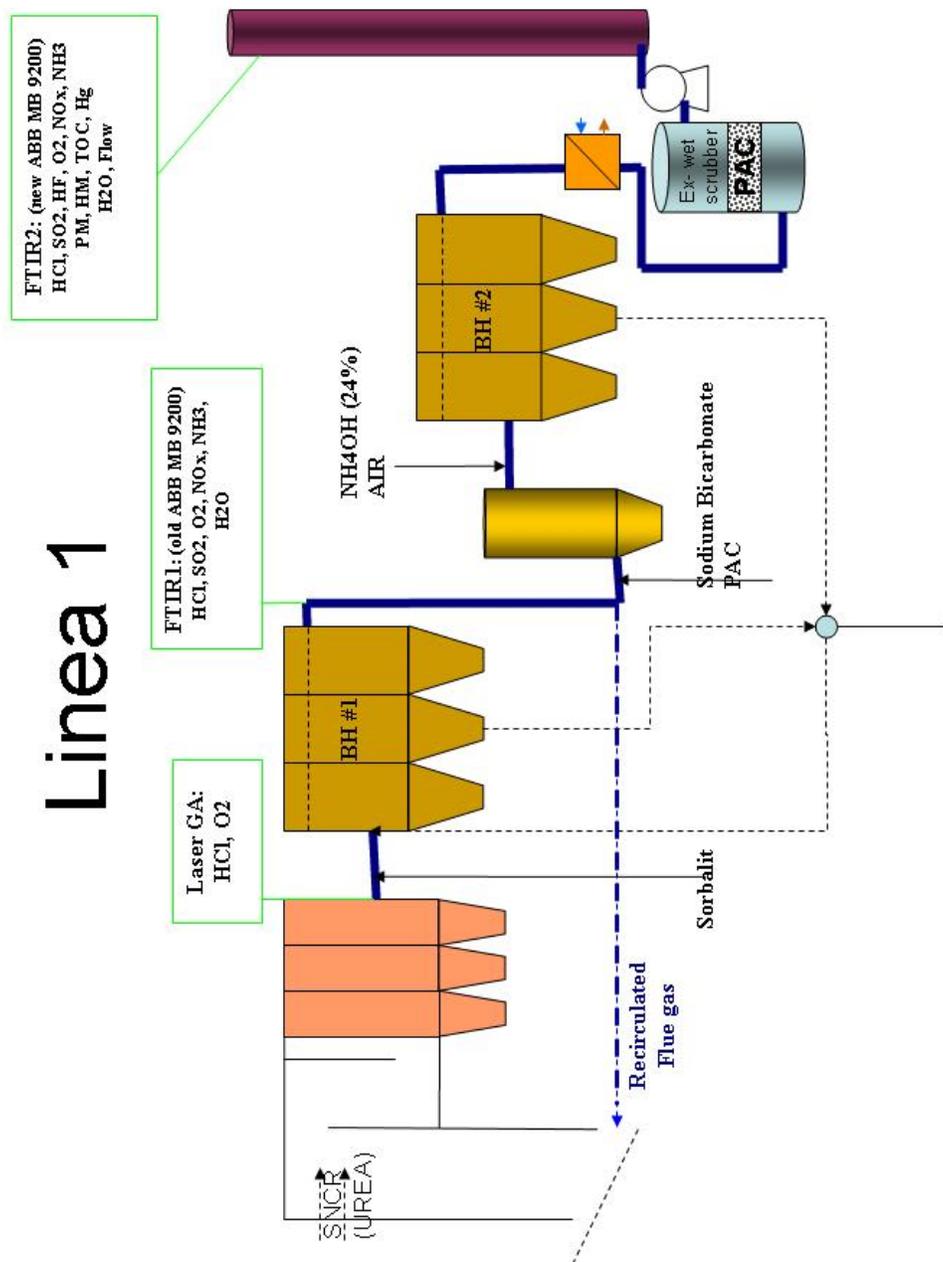


Figura 2.5 Schema del nuovo sistema di trattamento fumi della Linea 1 del termovalorizzatore di Padova dopo gli interventi di revamping della linea.

2.7 CARATTERISTICHE TECNICHE E DATI DI PROGETTO DELLA LINEA 1

La linea 1 lavora con:

- potenzialità giornaliera 150 t/g;
- p.c.i. massimo 2500 kcal/kg;

Il forno a griglia per la combustione dei rifiuti ha le seguenti caratteristiche tecniche:

- modello forno: IM625/2500;
- potenzialità giornaliera a regime: 150 t/g;
- potenzialità oraria a regime: 6250 kg/h;
- p.c.i. massimo: 2500 kcal/kg;
- p.c.i. minimo: 1100 kcal/kg;
- volume della camera di combustione: 104 m³;
- carico termico massimo: 150000 kcal/m²h;
- superficie griglia: 27,2 m²;
- carico specifico della griglia: 230 kg/m²h;
- carico termico massimo: 570000 kcal/m²h;
- temperatura minima in camera di combustione: 850°C;
- temperatura massima in camera di combustione: 1100°C;
- temperatura media di esercizio 900-1000°C;
- eccesso d'aria per p.c.i. nominale: 130%;
- volume totale dell'aria di combustione tenuto conto del 10% di sovraccarico: 45000 Nm³/h;
- portata volumetrica dell'aria primaria: 25000 Nm³/h;
- portata volumetrica dell'aria secondaria: 20000 Nm³/h;
- portata fumi prodotti: 32000 Nm³/h, secchi.

Il reattore a calce idrata lavora a:

- temperatura circa: 180-190°C;
- consumo di calce: 14 kg/ton di RSU
- polveri in uscita dal reattore: 22,3 g/m³;
- adsorbente alimentato: carboni attivi

Il primo filtro a maniche ha le seguenti caratteristiche:

- numero maniche: 576;
- perdite di carico: 150 mmH₂O;
- velocità di filtrazione 1 m/min;

- numero compartimenti: 6;
- superficie totale filtrante: circa 1320 m²;
- diametro manica: 125 mm;
- lunghezza manica: 5800 mm;
- grammatura: 750 g/m²;
- temperatura di esercizio: 180-200°C;
- temperatura massima: 230°C;
- materiale manica: feltro agugliato in PTFE espanso con trattamento superficiale con membrana microporosa in PTFE.

Il reattore a bicarbonato di sodio:

- portata fumi in ingresso: 32000 Nm³/h;
- temperatura esercizio: circa 220°C;
- adsorbente alimentato: carbone attivo;
- pressione di progetto: ± 400 mmH₂O;
- materiale di costruzione: ASTM A 374;
- consumo di bicarbonato: 7,7 kg/ton di RSU;
- polveri in uscita: 1 g/m³;
- consumo carboni attivi: 1,3 kg/ton di RSU
- velocità fumi ingresso al reattore: 19,5 m/s
- volume reattore: 36 m³;
- tempo di contatto fumi: 2 s.

Il secondo filtro a maniche:

- numero maniche: 576;
- perdite di carico: circa 100 mmH₂O;
- velocità di filtrazione: 0,8 m/min;
- numero compartimenti: 6;
- superficie totale filtrante: circa 1320 m²;
- diametro manica: 125 mm;
- lunghezza manica: 5800 mm;
- grammatura: 750 g/m²;
- temperatura di esercizio: ≥ 190°C;
- temperatura massima: 230°C;
- materiale manica esterna: feltro agugliato in PTFE espanso (tessuto GORE-TEX®) con trattamento superficiale con membrana microporosa in PTFE.
- materiale manica interna: feltro in PTFE/PI con inglobato il catalizzatore a base di ossido di vanadio, V₂O₅.

I fumi in uscita dal secondo filtro a manica vengono raffreddati con uno scambiatore di calore fino a circa 140°C, viene prodotto vapore recuperato energeticamente. I fumi passano poi nella torre a carbone attivi e infine liberati a camino. Il camino è a 3 canne separate (una per ogni linea) inserite in un'intelaiatura metallica di supporto fino alla sommità alla quale è affiancata una scala di accesso ai vari piani di servizio. A circa 30 m di altezza è disposto un locale, comune alle tre canne, per la disposizione degli strumenti di misura di controllo degli inquinanti e per l'accesso ai punti di prelievo da parte delle autorità di controllo. Le canne di evacuazione dei fumi sono realizzate in vetroresina speciale resistente alle alte temperature ed hanno un'altezza di 80 m.

Capitolo 3

Tecniche di abbattimento tradizionali degli ossidi di azoto

In questo capitolo saranno descritte le tecniche di abbattimento tradizionali che vengono comunemente adottate in un impianto di incenerimento per rifiuti solidi urbani per abbattere gli ossidi di azoto.

Questa trattazione è fondamentale per riuscire a comprendere nel Capitolo 4 in che cosa consiste, e quali sono i vantaggi e svantaggi, rispetto all'innovativo sistema di abbattimento degli NO_x presente in via sperimentale nella linea 1 del termovalorizzatore di San Lazzaro.

Gli ossidi di azoto sono presenti nei fumi in elevata concentrazione a seguito, soprattutto, dell'ossidazione dell'azoto dell'aria comburente.

Effetti ambientali degli NO_x . Per effetto di reazioni chimiche che hanno luogo nell'atmosfera (in particolare reazioni fotochimiche stimulate dalla radiazione solare ultravioletta) sono i principali precursori della formazione di ozono (O_3) e di una varietà di composti chimici ossigenati associati allo "smog", che causano riduzione di visibilità atmosferica e irritazione agli occhi. La sensazione di bruciore agli occhi è facilmente sperimentabile nelle grandi aree urbane ed è dovuta ad alte concentrazioni di ossidanti, inoltre in persone con difficoltà respiratorie, sostanze ossidanti come gli NO_x , aumentano il rischio di contrarre asma, bronchite e sinusiti.

Secondariamente gli NO_x partecipano, insieme soprattutto agli ossidi di zolfo, a reazioni atmosferiche che portano al fenomeno delle piogge acide, che consistono in un acidificazione dell'acqua piovana (pH inferiore a 5,7), con conseguenze notevoli per

quanto riguarda la corrosione dei metalli, l'erosione dei monumenti e delle costruzioni, lo sviluppo degli ecosistemi acquatici.

3.1 STRATEGIE DI CONTROLLO

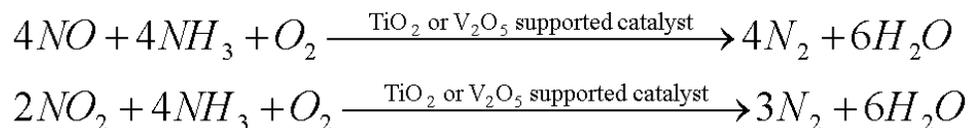
Una prima strategia di controllo consiste nella limitazione della produzione di NO_x durante la fase di combustione, mantenendo condizioni riducenti nella fase iniziale della combustione medesima (condotta, quindi, in difetto di ossigeno).

Un'altra strategia consiste nel ricircolare parzialmente i gas di combustione in camera di combustione, dopo che essi sono stati raffreddati (*tecnica FGR, flue gas recirculation*). Ciò riduce la temperatura (e quindi la produzione di NO_x termico) e la concentrazione media di ossigeno, che influenza sia la produzione di NO_x termico che di NO_x da combustibile). È stato dimostrato che quest'ultima tecnica conduce ad una riduzione di oltre il 50% della produzione di NO_x rispetto alla combustione convenzionale, sebbene essa comporti un aumento dei costi di investimento ed una diminuzione di flessibilità operativa.

Le tecniche di riduzione della concentrazione di NO_x dai fumi fanno riferimento sostanzialmente a due diverse possibilità: la riduzione selettiva non catalitica (SNCR) e la riduzione selettiva catalitica (SCR).

3.2 RIDUZIONE CATALITICA SELETTIVA (SCR)

Il processo SCR è basato sulla riduzione di ammoniaca su un letto di catalizzatori; principalmente ossidi di vanadio e di titanio. Gli ossidi di azoto reagiscono in presenza di ammoniaca su un letto di catalizzatori per formare azoto elementare e vapore acqueo. L'abbattimento degli ossidi di azoto avviene nel catalizzatore, ad una temperatura di circa 200-250 °C, per effetto della reazione tra NO_x e NH_3 . Le reazioni in gioco sono le seguenti:



L'ossigeno necessario è contenuto nei fumi in quantità sufficiente in quanto è sempre di molto superiore al 2 % minimo richiesto dalla reazione di ossidoriduzione.

Il grado di rimozione di NO_x dipende dal catalizzatore utilizzato: a elevati rapporti di NH_3/NO_x , può essere ottenuta un'elevata efficienza di rimozione di NO_x , ma

contemporaneamente la quantità di ammoniaca inutilizzata e dispersa nei fumi puliti aumenta considerevolmente. Un aspetto molto importante da tenere in considerazione durante la reazione sono le concentrazioni di SO₂ presenti nei fumi (< 40 mg/Nm³) che possono essere parzialmente convertite in SO₃ per effetto del catalizzatore secondo la reazione:



Il grado di conversione SO₂/SO₃ stimato per il tipo d'impianto è circa il 5 %.

L'eccesso di ammoniaca, "*ammonia slip*", dovrebbe essere il più basso possibile, al fine di evitare il rischio che l'ammoniaca possa reagire con l'SO₃ presente nei fumi durante il raffreddamento, ed evitare quindi la possibile formazione di incrostazioni e la corrosione delle superfici a causa della formazione di bisolfito e bisolfato di ammonio.

La minima temperatura, al di sotto della quale non viene attivata l'iniezione di ammoniaca (tipicamente nelle fasi di avvio e fermata), è determinata dal massimo contenuto di SO_x dei fumi in quanto a basse temperature la formazione di sali causa il progressivo degrado del catalizzatore.

In genere la temperatura minima per il dosaggio di ammoniaca è superiore a 100 °C, con una temperatura di regime di circa 200 °C, garantisce la non formazione di bisolfato d'ammonio anche in eventuali zone "cold spot"; ciò nonostante, per ogni tipologia di impianto si deve valutare la minima temperatura ammissibile per evitare il degrado del catalizzatore.

La progettazione della zona del reattore dove alloggia il catalizzatore dipende da una serie di parametri, ad esempio dalle modalità di fabbricazione e dalla composizione chimica del catalizzatore, dalla temperatura, dal rapporto molecolare NH₃/NO_x e dalla omogeneità di distribuzione dell'ammoniaca nel flusso dei gas combustibili.

Le temperature di regime dei catalizzatori si aggirano, a seconda del tipo, tra i 160 e i 430 °C a seconda del tipo di impianto.

La concentrazione necessaria di NH₃, riferita alla concentrazione di NO_x a monte del catalizzatore, è proporzionale al grado di conversione richiesto di NO_x. E' comunque inevitabile una piccola emissione di NH₃ all'uscita del reattore ("*slip*" di ammoniaca).

Se i gas combustibili sono perfettamente mescolati e l'aggiunta di NH₃ è esattamente rapportata alla concentrazione di NO_x, si possono raggiungere gradi di conversione di NO_x > 90 %.

Il materiale dei catalizzatori è composto normalmente da ossido di titanio come base e sostanze catalitiche attive che hanno come componenti principali V₂O₅ e ossido di

tungsteno (WO_3). I catalizzatori usati possono avere diversa forma geometrica: catalizzatori a nido d'ape o a piatto come mostrato nella Figura 3.1.

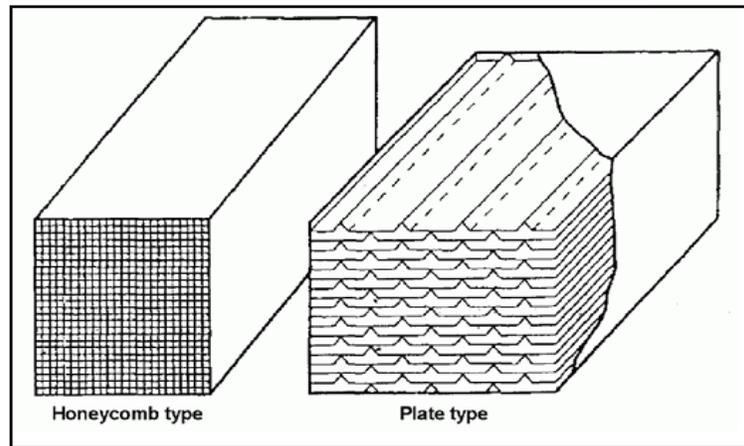


Figura 3.1 Possibili tipologie di catalizzatore: i primi sono a nido d'ape mentre i secondi a piatto.

I catalizzatori, oltre che strutturati, possono essere in forma di pellet di piccole dimensioni. Il volume necessario del catalizzatore dipende dalle caratteristiche del catalizzatore stesso, in particolare dalle sue caratteristiche di attività e dalle condizioni di funzionamento dell'impianto come: il volume di fumi, la necessaria riduzione degli NO_x , la composizione del gas, la temperatura dei fumi e la presenza di veleni per il catalizzatore.

Una stima della vita media di un catalizzatore varia dai 6-10 anni (è bene tuttavia ipotizzare una vita media non superiore a 5 anni) e la sua durata dipende da diversi fattori specifici per la tipologia di impianto come ad esempio: dal tipo di apparecchiatura (reattore), dalle caratteristiche del carburante, dalle condizioni operative dell'impianto, dalla concentrazione di NO_x , dal tasso di riduzione di NO_x che si vuole ottenere, dal rapporto ammoniaca/urea e dalla perdita di ammoniaca nei fumi ammissibile. Negli ultimi anni, sono state commercializzate formulazioni di catalizzatore più resistenti a danni termici, meccanici e di avvelenamento da contaminanti, secondo anche diverse tecniche di rigenerazione.

Ci sono tre configurazioni di base per l'integrazione del reattore SCR nella catena di depurazione dei fumi.

In Figura 3.2 si possono osservare le tre configurazioni di impianto con reattori SCR. Le tre configurazioni sono *high-dust*, *low-dust* e *tail-end*:

- la disposizione *high-dust* è la più comune. Lavora con un'alta temperatura operativa del catalizzatore. La durata del catalizzatore è migliorata così come la sua

resistenza all'abrasione. Tuttavia, sussistono due limiti: in primo luogo, i fumi possono contenere ceneri volanti e veleni per il catalizzatore, che possono provocare la disattivazione del catalizzatore, seguita da una diminuzione dell'efficienza di riduzione di NO_x . In secondo luogo, l'installazione a posteriori di uno SCR nella configurazione *high-dust* comporta la presenza di uno spazio aggiuntivo nei pressi della caldaia. La disposizione *high-dust* è economicamente vantaggiosa per molte installazioni e la più comunemente implementata;

- la disposizione *low-dust* bypassa gli inconvenienti della configurazione *high-dust*. Il suo grande vantaggio è che può estendere la durata del catalizzatore. Il processo opera senza riscaldamento supplementare, per questo motivo è necessaria l'installazione di precipitatori per polveri ad alta temperatura. Pertanto, questa configurazione spesso dimostra di essere antieconomica. Inoltre, il riscaldamento dell'aria è più soggetto alla deposizione di bisolfato di ammonio;
- la disposizione *tail-end* è una variante favorevole per gli impianti esistenti, a causa dell'esposizione del catalizzatore alla disattivazione, all'abrasione e alla corrosione. I fumi in arrivo devono essere riscaldati da bruciatori supplementari che utilizzano principalmente gas naturale per raggiungere la temperatura di esercizio del catalizzatore.

Riassumendo, gli svantaggi nell'utilizzo di un reattore SCR sono:

- slip di ammoniaca: ciò si verifica a causa di una reazione incompleta di NH_3 con NO_x , quando piccole quantità di NH_3 lasciano il reattore con i fumi. Questo effetto aumenta con il crescente rapporto NH_3/NO_x e con la diminuzione di attività del catalizzatore. Come già accennato lo slip di ammoniaca può portare alla formazione di solfati di ammonio, che si depositano sotto forma di polveri su strutture a valle, come ad esempio il catalizzatore. Si ha la presenza di NH_3 nelle acque di rifiuto di desolfurazione dei fumi e nello scambiatore aria-acqua e si ha un aumento della concentrazione NH_3 nelle ceneri;
- relativa complessità impiantistica: la sua installazione può essere difficile come operazione di revamping degli impianti esistenti. Oltre al catalizzatore è necessario installare uno scambiatore di calore a monte per il condizionamento dei gas alla temperatura di esercizio previsto; viene installato anche uno scambiatore a valle per recuperare parte del calore (da circa 200 a circa 150-100 °C).

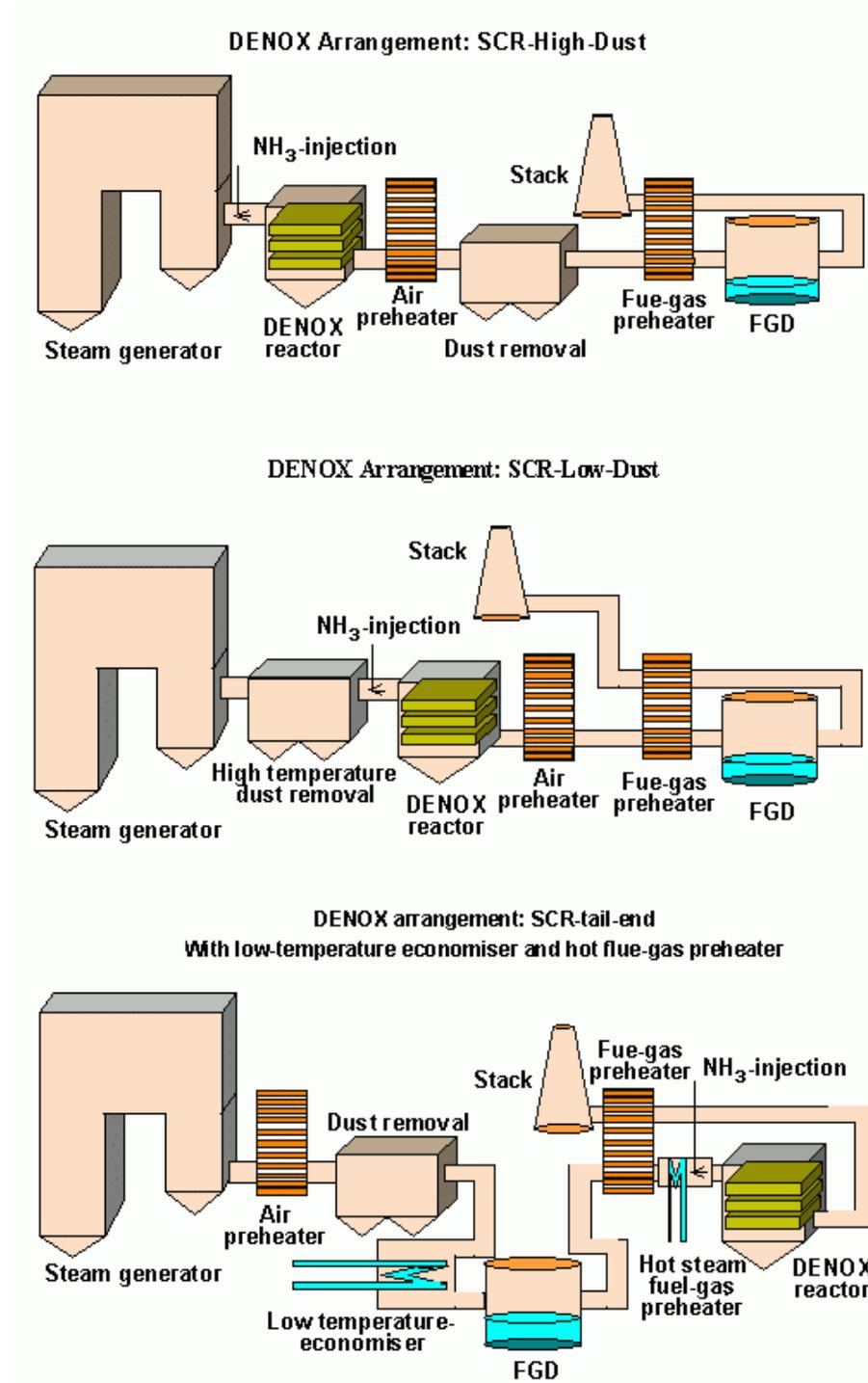


Figura 3.2 Tre diverse configurazioni di depurazione fumi con l'utilizzo di un reattore SCR.

Il principali vantaggi sono invece:

- il processo SCR può essere usato per molti combustibili in grandi impianti di combustione (gas naturale, olio combustibile, gas di processo, carbone, etc.).
- la conversione di NO_x non produce inquinanti secondari,
- l'emissione di NO_x può essere ridotta del 90% o più,
- l'efficienza dell'SCR può essere incrementato con un adattamento in continuo del consumo di ammoniaca per ridurre gli effetti di slittamento di NH_3 e per aumentare la durata di catalizzatore (fissando il set-point degli NO_x che regola il sistema di dosaggio di NH_3 ; tipicamente regolazione in feed-back).

3.3 RIDUZIONE NON CATALITICA SELETTIVA (SNCR)

Il processo di riduzione non catalitica selettiva (SNCR) è un'altra misura secondaria per ridurre gli ossidi di azoto già formati nei fumi di un'unità di combustione. È gestito senza catalizzatore ad una temperatura tra 850 e 1100 °C. La temperatura dipende fortemente dal reattivo utilizzato (ammoniaca o urea). La tecnologia consiste nella trasformazione di NO_x in azoto gassoso molecolare e vapore acqueo mediante iniezione di ammoniaca o urea (in rapporto molecolare rispetto agli NO_x fra 2:1 e 3:1) direttamente nella zona di combustione.

Le principali reazioni sono:



La temperatura a cui far avvenire le reazioni è di notevole importanza. A basse temperature le reazioni sono troppo lente e avviene il rilascio di ammoniaca. Se invece la temperatura eccede i 1100°C, l'obiettivo fallisce poiché anche l'ammoniaca si ossida e viene prodotto NO_x secondo la seguente reazione:



Come già accennato il reagente da utilizzare in un processo SNCR può essere ammoniaca o urea. La scelta del reagente influisce sulla formazione di ossido di azoto (N_2O). L'utilizzo di ammoniaca induce la formazione di quantità trascurabili di N_2O , mentre si rilevano elevate quantità quando si inietta urea direttamente in caldaia. Per ovviare a questo problema ed eliminare quasi completamente la formazione di N_2O , l'urea può essere iniettata nel getto d'aria. Inoltre, l'uso di urea come reagente per la SNCR porta a problemi

di corrosione superiore rispetto all'uso di ammoniaca. Pertanto, i materiali dovrebbero essere scelti con attenzione proprio per i motivi sopra citati. La maggior parte dei problemi legati all'applicazione di un sistema SNCR è la distribuzione non uniforme del reagente all'interno della camera di combustione; per questo motivo è fondamentale l'ottimizzazione del sistema di distribuzione. Esistono sistemi di distribuzione speciali che vengono utilizzati per ottenere una distribuzione ottimale di ammoniaca e dei fumi. In Tabella 3.1 sono sintetizzati i vantaggi e svantaggi nell'utilizzo di ammoniaca o urea per un SNCR.

Tabella 3.1 *Vantaggi e svantaggi nell'uso di ammoniaca o urea per un sistema SNCR.*

Reagente	Vantaggi	Svantaggi
Ammoniaca (NH ₃)	<ul style="list-style-type: none"> • Possibilità di ammortizzare concentrazioni di NO_x di picco • Minori emissioni di N₂O 	<ul style="list-style-type: none"> • Campo di temperature piuttosto ristretto (870-950°C) • Stoccaggio e movimentazione pericolosi • Costi unitari superiori • Slip di ammoniaca
Urea ((NH ₂) ₂ CO)	<ul style="list-style-type: none"> • Campo di temperature ampio (540-1000°C) • Stoccaggio e movimentazione meno pericolosi • Costi unitari inferiori 	<ul style="list-style-type: none"> • Minore capacità a fronteggiare picchi di concentrazione di NO_x • Emissioni di N₂O superiori • Slip ammoniaca

Il tempo di permanenza dei fumi nel reattore varia tra 0,2 a 0,5 secondi in funzione della temperatura. Questo intervallo di tempo di contatto è piuttosto instabile, e quindi il rapporto tra ammoniaca e ossidi di azoto deve essere superiore al rapporto stechiometrico, deve eccedere in ammoniaca. Un'ottimizzazione del rapporto molare NH₃ su NO_x è molto importante. La rimozione dell'NO_x è favorita da un elevato rapporto NH₃/NO_x, questo però comporta un aumento della quantità di ammoniaca che può provocare un aumento dell'inquinamento delle successive unità. Al fine di neutralizzare queste conseguenze negative, è stato trovato un rapporto stechiometrico NH₃/NO_x per un sistema SNCR compreso tra 1,5 e 2,5.

Le attrezzature per il processo SNCR sono abbastanza facile da installare e non occupano troppo spazio, anche se, in quasi tutti i casi, è necessario più di un livello di iniezione.

Il procedimento consente rendimenti di riduzione dell'emissione di ossidi di azoto compresi tra il 40-60%. La reazione degli ossidi di azoto con urea è la seguente:



L'utilizzo di urea presenta un grande vantaggio derivante dal fatto che il reagente può essere immagazzinato sotto forma solida, mentre può essere iniettato in camera di combustione sotto forma di soluzione acquosa (tipicamente al 5%), il che consente una sua migliore distribuzione e miscelazione dei fumi.

3.4 CONFRONTO SCR E SNCR

In Tabella 3.2 sono riportati alcuni tipici valori di un reattore SCR.

Tabella 3.2 *Tipici valori di un reattore SCR*

Secondary measure	General NOx reduction rate	Parameter	Value	
Selective catalytic reduction (SCR)	80 – 95%	Operating temperature	350-450°C (high-dust)	
			170-300°C (tail end)	
			280-510°C (gas turbines)	
			200-510°C (diesel engines)	
		Reducing agent	Ammonia, urea	
			NH ₃ /NO _x ratio	0,8-1
			NH ₃ slip	<5 mg/Nm ³
			Availability	>98%
SO ₂ /SO ₃ conversion rate with catalyst	1-1,5 % (tail end)			
Energy consumption as % of electric capacity	0,5% for all applications			
Pressure drop at the catalyst	4-10(10 ² Pa)			

In Tabella 3.3 sono riportati alcuni tipici valori di un reattore SNCR.

Tabella 3.3 *Tipici valori di un reattore SNCR*

Secondary measure	General NOx reduction rate	Parameter	Value
Selective non catalytic reduction (SNCR)	30 – 50%	Operating temperature	850-1050 °C
		Reducing agent	Ammonia, urea
		NH ₃ /NO _x ratio	1,5-2,5
		NH ₃ slip	<10 mg/Nm ³
		Availability	>97%
		Energy consumption as % of electric capacity	0,1-0,3%
		Resident time within temperature range	0,2-0,5 sec

Slip di ammoniaca: si verifica a causa di una reazione incompleta di NH_3 con NO_x . In Figura 3.3 si possono osservare gli andamenti di efficienza di rimozione degli NO_x nei processi SCR e SNCR in funzione della temperatura di processo. Il parametro α rappresenta il rapporto NH_3/NO_x . Si osservi come questo parametro vari a seconda dell'utilizzo di un processo SCR ($\alpha = 0,9$) o di un processo SNCR ($\alpha = 2,5$) per garantire elevate efficienze di rimozione degli NO_x . Inoltre si nota che la temperatura ha un ruolo fondamentale nell'abbattimento di questi inquinanti e come differisca per i due processi.

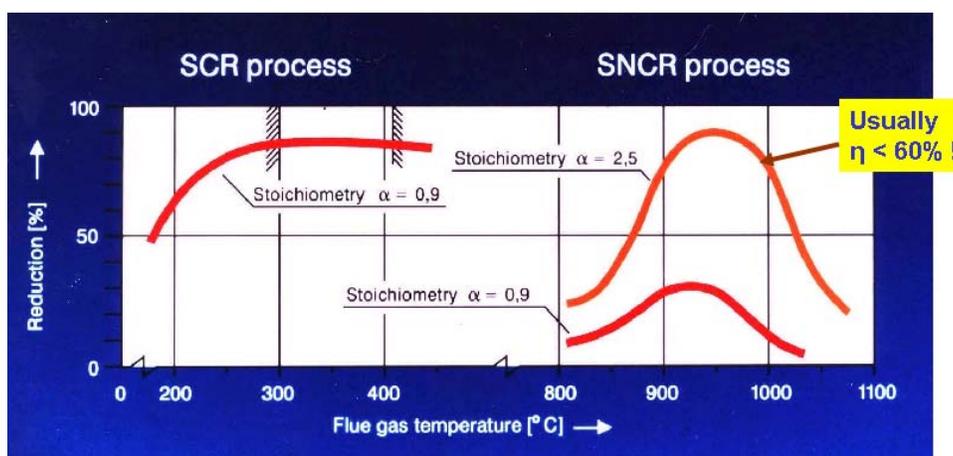


Figura 3.3 Andamenti di efficienza di rimozione degli ossidi di azoto nei processi SCR e SNCR in funzione della temperatura.

In Tabella 3.4 sono riassunti i principali vantaggi e svantaggi nell'utilizzo di una tecnica catalitica per l'abbattimento degli ossidi di azoto rispetto a una tecnica non catalitica.

Tabella 3.4 Vantaggi e svantaggi nell'utilizzo di un reattore SCR e SNCR per l'abbattimento degli NO_x .

Trattamento	Vantaggi	Svantaggi
SNCR	<ul style="list-style-type: none"> • Minor complessità impiantistica • Minor costo di installazione • Minor costo di gestione 	<ul style="list-style-type: none"> • Ridotta efficienza (< 50- 70 %) • Elevato consumo di reagente • Maggiori fughe (slip) di NH_3
SCR	<ul style="list-style-type: none"> • Elevata efficienza (> 90 %) • Efficace anche per altri inquinanti (es. diossine, COT) • Ridotto consumo di reagente 	<ul style="list-style-type: none"> • Maggior complessità impiantistica • Necessità di preriscaldamento fumi in ingresso • Maggior costo di installazione • Maggior costo di gestione (durata catalizzatori)

Capitolo 4

Sistema innovativo di abbattimento degli ossidi di azoto

In questo capitolo si introduce la nuova tecnologia di abbattimento sviluppata in via sperimentale, e introdotta per la prima volta in un impianto, su scala mondiale, per l'abbattimento degli ossidi di azoto.

Questa tecnica è stata sviluppata da W.L GORE & Associates noto produttore di politetrafluoroetilene.

4.1 ORIGINE E CARATTERISTICHE DEL PTFE

Nel 1938 Roy Plunkett scoprì il politetrafluoroetilene, conosciuto come PTFE.

Nel 1958 i fratelli Gore fondarono la W.L.Gore & Associates (semplicemente Gore in questa tesi); e nel 1969 scoprirono come poter espandere il PTFE per ottenere un materiale poroso, resistente, oggi conosciuto come ePTFE (PTFE espanso).

Il PTFE possiede importanti proprietà. Il suo utilizzo in questa tesi è basato su alcune caratteristiche, quali:

- alta resistenza termica (-180°C - + 260°C);
- basso coefficiente d'attrito;
- bassa infiammabilità;
- idrofobo e oleorepellente;
- chimicamente inerte;
- espandibile.

Per le sue caratteristiche trova ampia applicazione nella filtrazione industriale a secco dei fumi (§4.2).

4.2 FILTRAZIONE INDUSTRIALE A SECCO

Tra i tanti settori in cui è utilizzato l'ePTFE e di particolare attenzione per questo lavoro di Tesi è la filtrazione industriale a secco per la depolverazione dei fumi, mediante i filtri a maniche (o filtri a tessuto).

Nel capitolo 2 sono state descritte brevemente le modalità di funzionamento di un filtro a maniche e la sua funzione.

Un filtro a maniche è un sistema di filtrazione usato negli impianti di incenerimento che consente di abbattere le polveri, è un sistema di depolverazione.

In Figura 4.1 è riportato il disegno di un comune filtro a maniche.

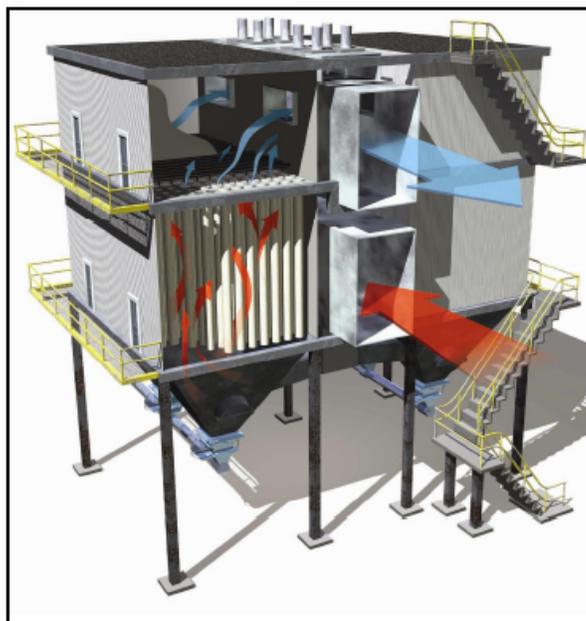


Figura 4.1 Filtro a maniche: la filtrazione avviene dall'esterno verso l'interno.

Il filtro a maniche è costituito da una serie di maniche filtranti in cui solitamente i fumi da depurare passano dall'esterno verso l'interno della manica creando uno strato di polvere (cake) che ha la funzione di sistema filtrante.

Entrambi i filtri a maniche presenti nella linea 1 sono di tipo *Pulse-Jet*, Figura 4.2.

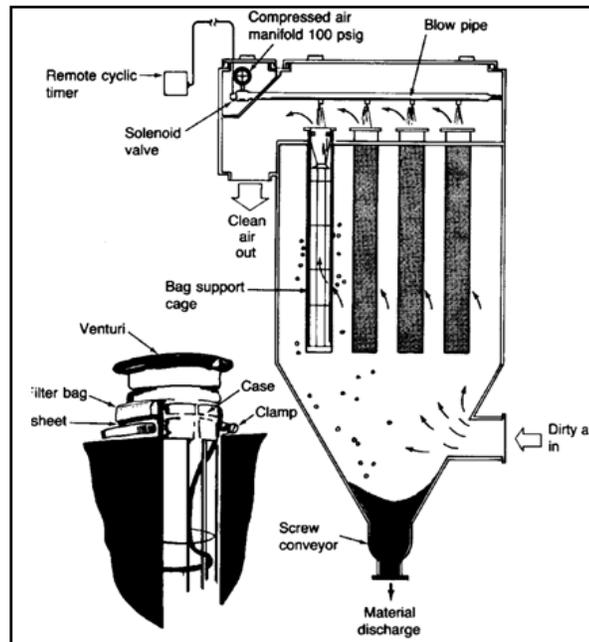


Figura 4.2 Filtro a maniche di tipo Pulse-Jet.

Questa tipologia di filtro utilizza un getto d'aria in pressione per effettuare la pulizia della maniche una volta che il cake di polvere ha raggiunto lo spessore massimo stabilito da un aumento delle perdite di carico sul filtro. Durante l'impulso (jet) per la pulizia, una breve raffica, della durata da 0,03 a 0,1 secondi, di aria ad alta pressione (4-8 kPa) è iniettata nelle maniche. Il ciclo di pulizia è regolato da un timer remoto collegato ad un'elettrovalvola. Il jet di aria compressa è rilasciata attraverso dei tubi, che hanno gli ugelli situati sopra le maniche, come è possibile vedere in Figura 4.2. Le maniche solitamente sono suddivise in più compartimenti e la pulizia è effettuata per un compartimento alla volta, in modo che le restanti maniche continuino a filtrare i fumi. Le polveri sono poi raccolte in una tramoggia posta sotto il filtro a maniche.

In Figura 4.3 si riporta l'immagine di una manica durante la fase di filtrazione, si osservi il cake di polvere di colore giallo che si forma attorno alla manica, e la manica durante la fase di pulizia dove all'interno della manica si libera il getto d'aria (frecche azzurre).

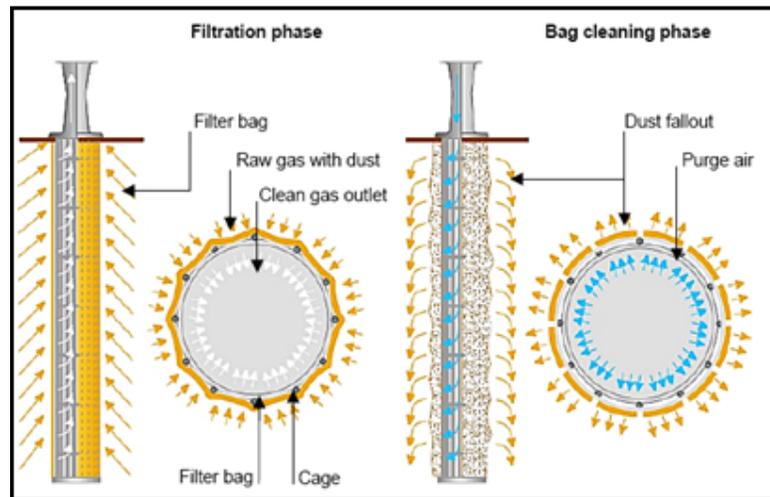


Figura 4.3 Immagine che consente la visualizzazione di una manica durante la fase di filtrazione a sinistra, e una manica durante la fase di pulizia con getto d'aria a destra.

Molte maniche dei filtri di molti impianti di incenerimento per RSU (rifiuti solidi urbani) sono prodotte con un tessuto GORE®. Così è per i filtri a maniche presenti nella linea 1. In particolare, le maniche per i filtri della linea 1 sono in feltro agugliato in PTFE espanso con trattamento superficiale con una membrana microporosa in PTFE. Il PTFE, comunemente conosciuto anche come Teflon, si è rivelato un ottimo materiale filtrante per le sue caratteristiche, che sono confrontate con altri materiali in Tabella 4.1.

Tabella 4.1 Confronto tra materiali sintetici e naturali utilizzati come tessuto per le maniche filtranti.

FIBRA SINTETICA	T [°C]	RESISTENZA	RESISTENZA	RESISTENZA	RESISTENZA
	MAX	ALLA IDROLISI	AGLI ACIDI	AGLI ALCALI	ALLA OSSIDAZIONE
Polipropilene	100	ottima	ottima	ottima	cattiva
Poliolfina per alta T	130	ottima	ottima	ottima	cattiva
Poliammide	115	cattiva	moderata	buona	moderata
Poliacrilonitrile cop.	115	buona	moderata	moderata	buona
Poliacrilonitrile omo	140	buona	cattiva	moderata	buona
Poliestere	150	cattiva	moderata	cattiva	buona
M-aramide	220	moderata	moderata	moderata	buona
Polifenilensolfuro	200	ottima	ottima	ottima	buona
Poliimide	260	buona	buona	buona	buona
Politetrafluoroetilene	280	ottima	ottima	ottima	ottima
FIBRA NATURALE					
Cotone	105	moderata	cattiva	cattiva	cattiva
Lana	120	moderata	moderata	cattiva	cattiva

In occasione del *revamping* operato al Termovalorizzatore di San Lazzaro per la linea 1, nel corso del 2011, a seguito di un accordo con il gestore dell'impianto, Gore ha sperimentato e sta sperimentando una tecnologia innovativa, sviluppata per la prima volta a Padova a livello industriale, che consente l'abbattimento degli ossidi di azoto.

Nel paragrafo seguente si descriverà questo sistema di abbattimento.

4.3 FILTRO A MANICHE COME SISTEMA DeNOx

Gore ha sviluppato un nuovo sistema DeNOx di abbattimento degli ossidi di azoto, che rappresenta una tecnologia supplementare rispetto ai reattori SCR e SNCR utilizzati comunemente negli inceneritori come sistemi di denitrificazione. Essa potrebbe essere sia aggiuntiva, sia sostitutiva, se i risultati saranno soddisfacenti.

Questa tecnologia, dopo numerose prove e collaudi effettuati in laboratorio, è stata implementata in un impianto su scala reale e in via sperimentale, nell'estate 2011, presso la linea 1 del termovalorizzatore di San Lazzaro a Padova.

La tecnologia proposta consiste nell'utilizzare, nella linea di depurazione fumi, il filtro a maniche anche come sistema di abbattimento degli NOx.

Il secondo filtro a maniche della linea 1 è un filtro catalitico in cui le maniche hanno la funzione oltre che di depolverazione anche di abbattimento degli NOx.

In Figura 4.4 è riportato lo schema della linea 1 e si può osservare dove il sistema GORE DeNOx è implementato, a valle del reattore a bicarbonato di sodio e carboni attivi.

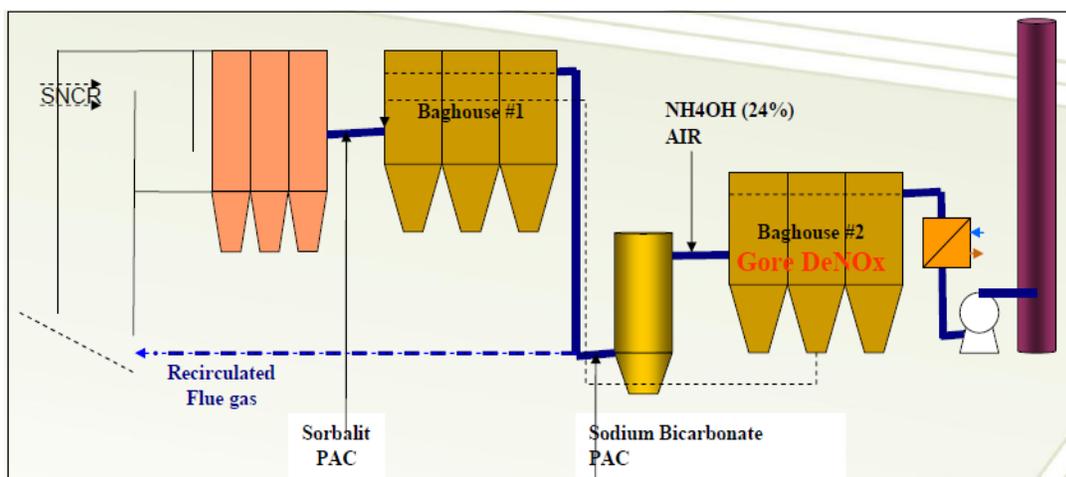


Figura 4.4 Schema di trattamento fumi della Linea 1. Il secondo filtro a maniche è il sistema di abbattimento degli NOx (GORE DeNOx).

Il filtro a maniche è costituito da maniche speciali aventi un doppio inserto. All'esterno si trova la manica convenzionale utilizzata come sistema di depolverazione, è un filtro per l'abbattimento delle polveri. All'interno, invece, è inserita una manica rigida di tipo catalitico impregnata appunto di catalizzatore per l'abbattimento degli NOx.

A monte del filtro, come si può osservare in Figura 4.4, è iniettata una soluzione acquosa di ammoniaca al 25% che ha lo scopo di reagire con gli NOx presenti nei fumi da depurare per consentirne l'abbattimento e la liberazione di azoto elementare e vapore acqueo secondo le reazioni viste nel capitolo 3 per un sistema SCR.

La manica è costituita da due supporti:

- *esternamente*: un feltro agugliato in PTFE espanso con trattamento superficiale con una membrana microporosa in PTFE (GORE®);
- *internamente*: un feltro in PTFE/PI con inglobato il catalizzatore a base di ossido di vanadio, V_2O_5 , utilizzato comunemente anche per un reattore SCR.

In Figura 4.5 e 4.6 si può osservare come sono posizionate le maniche all'interno del filtro e anche un'immagine al SEM.

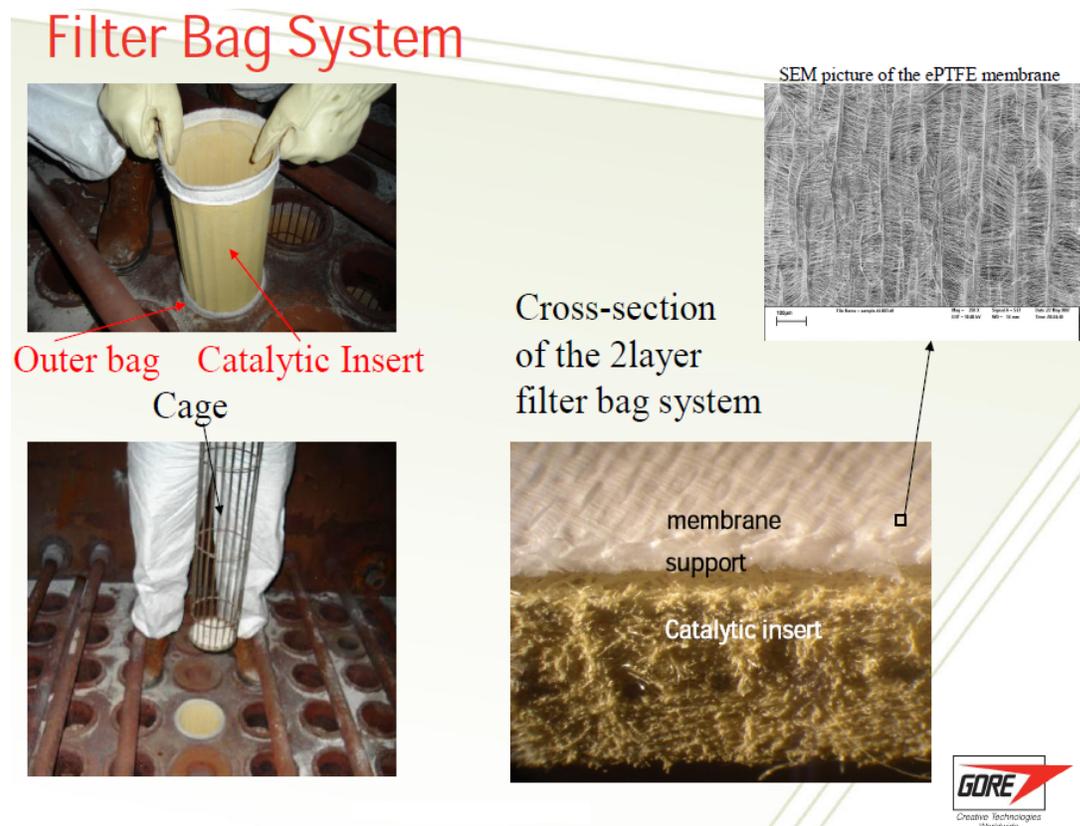


Figura 4.5 Le immagini in alto a sinistra riportano una singola manica presente nel filtro a maniche della tecnologia GORE DeNOx: all'esterno una manica non catalitica per l'abbattimento delle polveri, all'interno una manica catalitica per l'abbattimento degli NOx. L'immagine in alto a destra è una visione al SEM del supporto non catalitico in PTFE espanso. L'immagine sottostante invece permette di osservare le due sezioni delle maniche sovrapposte.

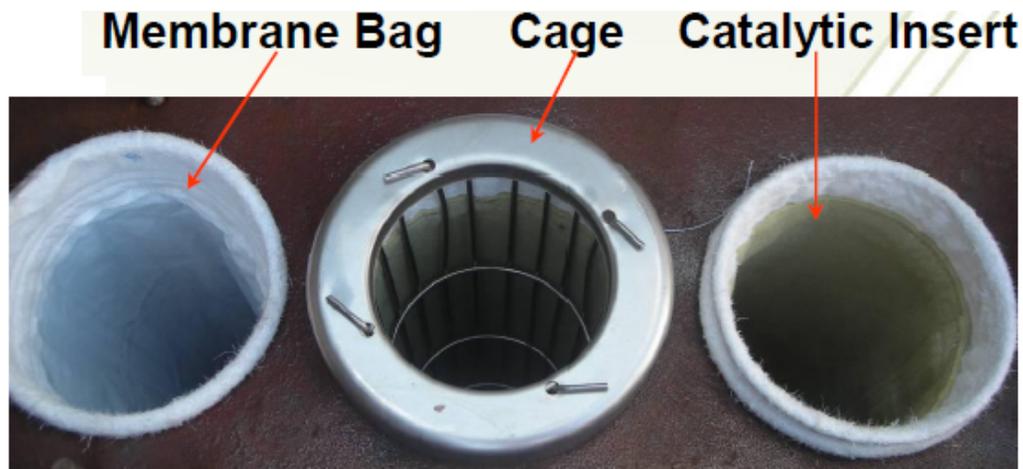


Figura 4.6 In questa immagine si vede la manica filtrante, il cestello e la manica catalitica.

Questo tipo di sistema per l'abbattimento degli NOx consente di effettuare in un'unica unità due operazioni: la depolverazione e la denitrificazione.

Questo comporta innumerevoli vantaggi da un punto di vista impiantistico, ma anche di gestione. Rappresenta una soluzione ottimale specialmente per interventi di *revamping* di un impianto che funziona con un sistema DeNOx non catalitico, come è il caso della linea 1. Si evita l'installazione di un reattore SCR, costoso come intervento, e si utilizza il filtro a maniche, già esistente, come "reattore SCR" e quindi come un sistema DeNOx innovativo.

In Figura 4.7 si trova una rappresentazione di cosa avviene in prossimità della manica all'interno del filtro.

La manica esterna abbatte le polveri come un comune filtro a maniche di tipo *Pulse-Jet*. Le polveri accumulate formano lo strato di cake sulla membrana in GORE-TEX®, l'aumento di questo strato consente un miglioramento dell'efficienza di depolverazione. Una volta che le perdite di carico sulla manica raggiungono il valore massimo, stabilito dai sistemi di controllo sul filtro per la pulizia, un getto d'aria in pressione libera la manica dal cake che viene raccolto nella tramoggia sottostante. I fumi, una volta attraversato questo primo stato, passano attraverso la manica catalitica dove le molecole di NO e NO₂, in presenza del catalizzatore e dell'ammoniaca, proveniente dalla soluzione iniettata a monte del filtro, reagiscono secondo le reazioni riportate in Figura 4.7, liberando come prodotti di reazione azoto elementare e vapore acqueo.

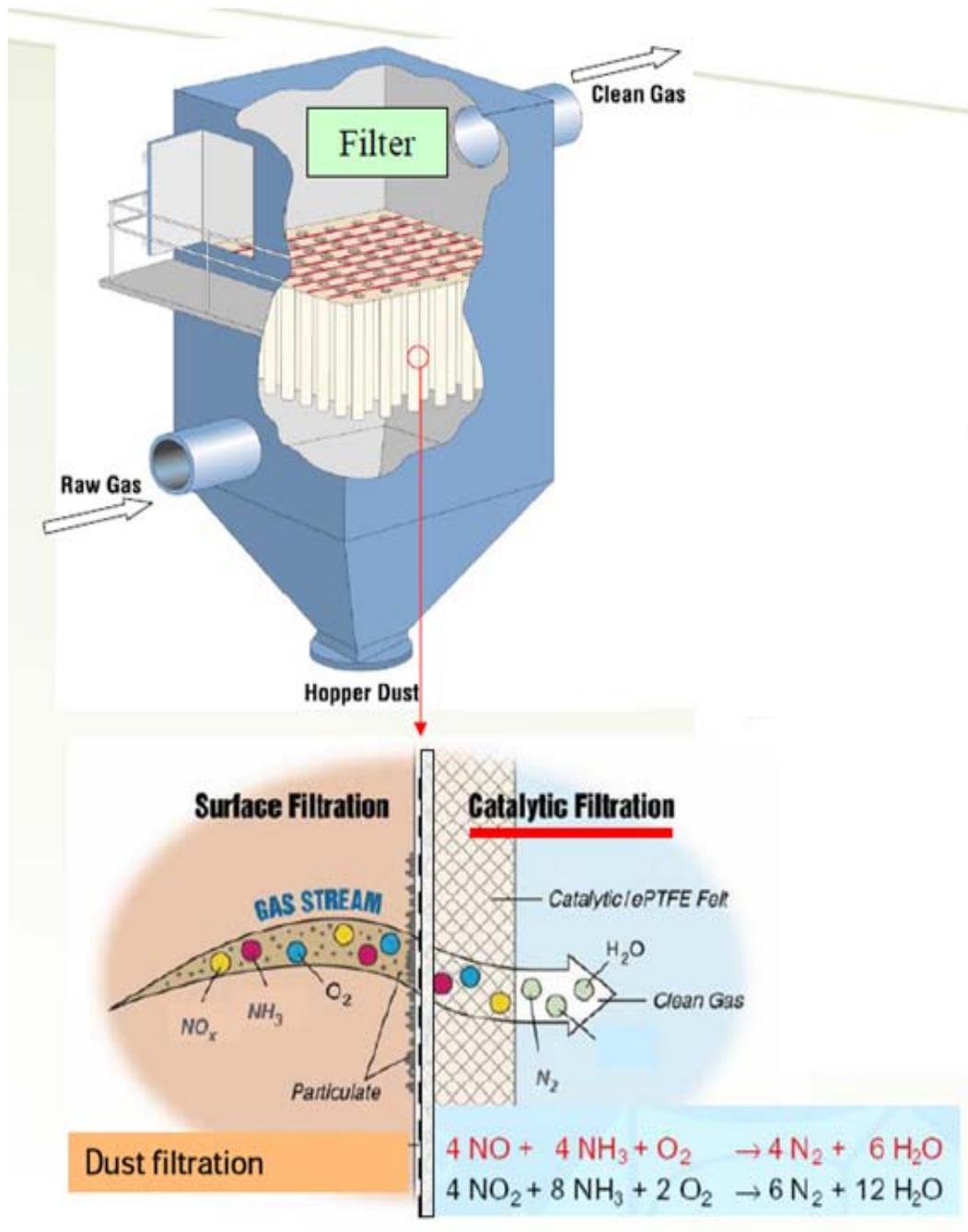


Figura 4.7 Rappresentazione di ciò che avviene in prossimità della manica. Nella manica esterna l'abbattimento delle polveri con la formazione del cake. Nella manica interna l'abbattimento degli NOx.

Nel caso della linea 1 la filtrazione è di tipo esterna-interna: i fumi provenienti dal reattore a bicarbonato di sodio e carboni attivi entrano dal basso del filtro e escono dall'alto, passano poi attraverso la torre a carboni attivi per trattenere possibili microinquinanti sfuggiti dagli stadi precedenti e infine sono liberati a camino.

Questo tipo di tecnologia può operare secondo due modalità differenti:

- utilizzando l'eccesso di urea non reagita nel reattore SNCR funzionante a monte della linea di depurazione fumi, come illustrato in Figura 4.8;
- utilizzando la soluzione ammoniacale iniettata a monte del filtro e arrestando il funzionamento del reattore SNCR. Lavorando quindi solo con il filtro a maniche come sistema di abbattimento degli NO_x, come illustrato in Figura 4.9.

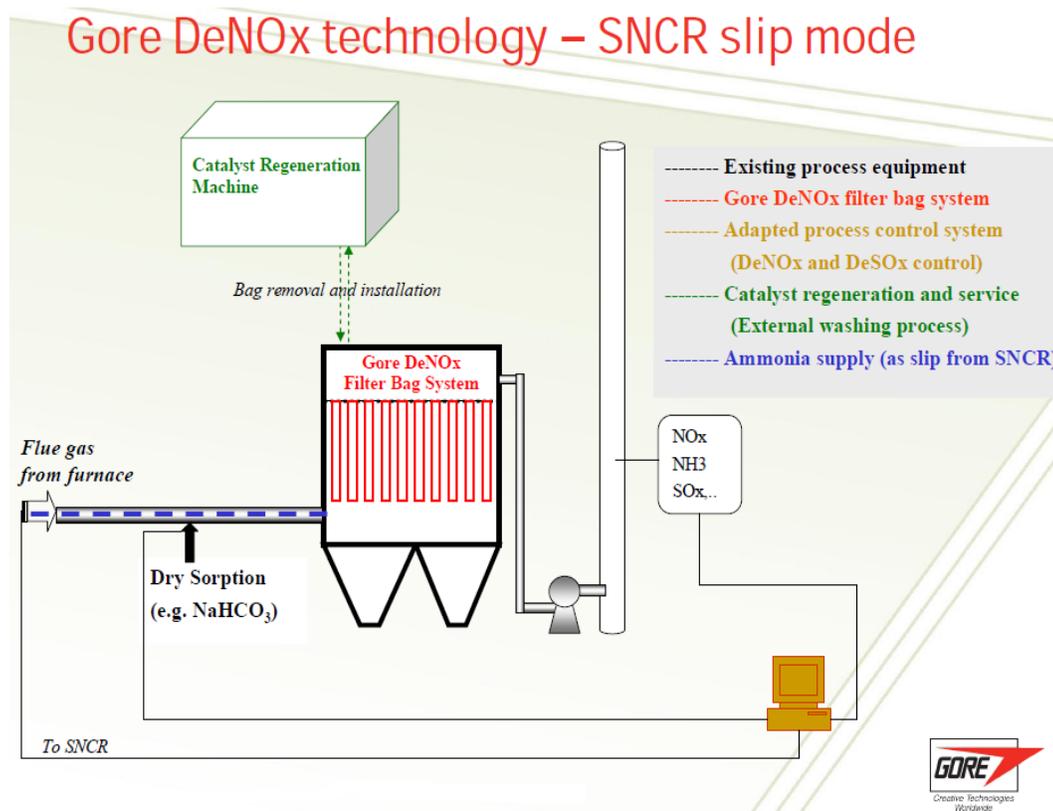


Figura 4.8 Lo schema riporta il filtro a maniche con implementato il sistema GORE DeNO_x utilizzando urea in eccesso dal sistema SNCR.

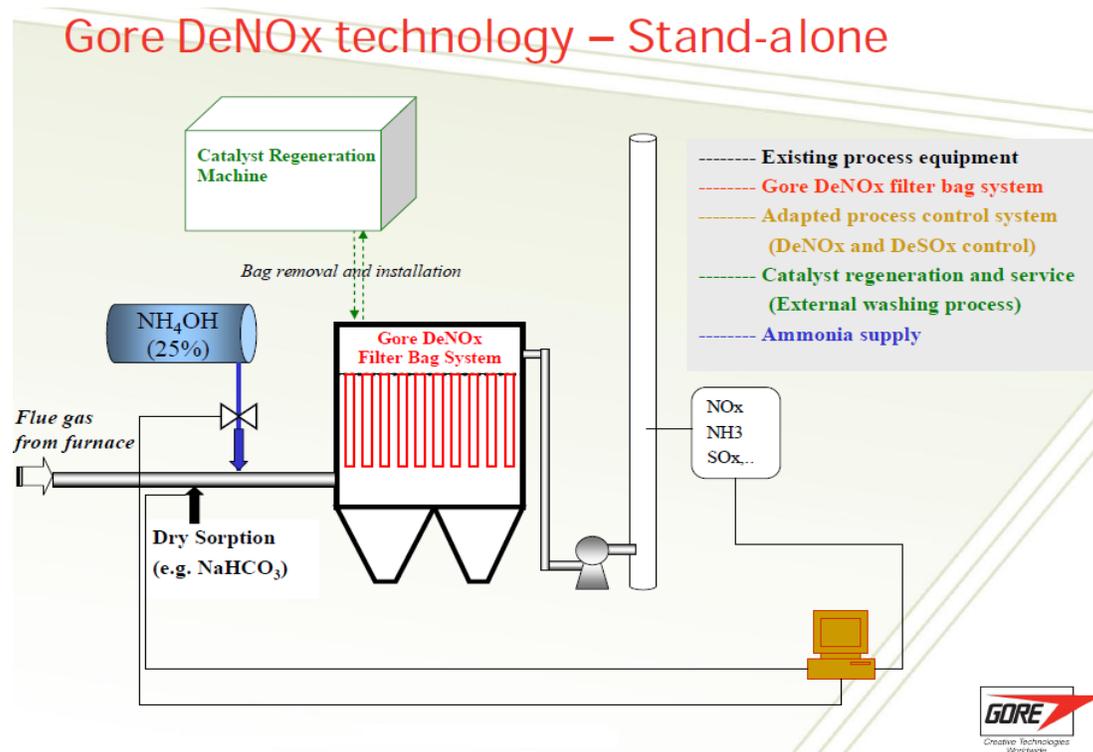


Figura 4.9 Lo schema riporta il filtro a maniche con implementato il sistema GORE DeNOx utilizzando la soluzione ammoniacale iniettata a monte del filtro a maniche.

La tecnologia GORE DeNOx è sviluppata per raggiungere i seguenti obiettivi:

- implementare questa tecnologia in un impianto già esistente, senza quindi bisogno di estensione impiantistica;
- mantenere ampiamente le condizioni di funzionamento effettive dell'impianto;
- rimozione incrementale degli NOx > 50%, applicato per tutte le configurazioni: con SNCR a monte, oppure con iniezione di soluzione di ammoniacale;
- alta flessibilità di funzionamento in caso di variazione di: proprietà dei rifiuti solidi, flusso di gas e di concentrazione degli NOx;
- garantire un elevato tempo di vita della membrana nel filtro a maniche;
- garantire alte prestazioni della membrana nel filtro a maniche: basse emissioni di particolato, bassa caduta di pressione, basso consumo di ammoniacale;
- garantire basso costo di manutenzione per la gestione del catalizzatore.

4.4 CARATTERISTICHE TECNICHE DEL FILTRO GORE DeNOx

Il filtro a maniche è posto a valle di un reattore a bicarbonato e carboni attivi ed insieme ad esso costituisce la seconda sezione di trattamento a secco dei fumi, provenienti da una prima sezione a monte di trattamento a secco con utilizzo di calce idrata e carboni attivi (miscela detta “sorbalite”).

Il principio di filtrazione si basa sulla formazione di un sottile strato di polvere sulla superficie delle maniche che costituisce l'effettivo elemento filtrante. Tale strato si forma dopo alcune ore di lavoro del filtro e permane anche dopo la pulizia periodica delle maniche. Il gas da filtrare entra in un condotto centrale al corpo del filtro e da questo, attraverso opportuni condotti, in ciascuna delle celle sezionabili tramite apposita serranda elettropneumatica a bandiera, nella parte superiore delle tramogge. Il fumo quindi entra nella parte inferiore del corpo della cella, perde velocità e turbolenza, si distribuisce su tutta la superficie soprastante le tramogge e rilascia le particelle più grossolane che, per gravità decantano nelle tramogge stesse. Il gas risale quindi verso l'alto tra le file di maniche e le attraversa dall'esterno verso l'interno depositando le polveri sulla superficie esterna delle maniche stesse, il gas passa poi attraverso la seconda manica (quella catalitica) nella quale avviene la reazione di abbattimento degli ossidi di azoto.

Il gas, filtrato e denitrificato, risale all'interno di ciascuna manica fino ai plenum, posti sopra le piastre portamaniche, e quindi è scaricato nel condotto centrale e da qui all'uscita del filtro. L'uscita dei fumi da ciascuna cella è sezionabile attraverso un'apposita serranda a tampone a comando elettropneumatico. Le polveri abbattute nel filtro a maniche contengono sostanzialmente i sali di reazione e l'eccesso dei reagenti utilizzati per il trattamento a secco dei fumi.

L'efficienza di depolverazione del filtro è del 99,999%, le polveri a camino sono $\ll 1$ mg/Nm³ (l'efficienza del sistema DeNOx è trattata nel Capitolo 5).

Le maniche interne funzionalizzate hanno le stesse caratteristiche di quelle usate tradizionalmente per la depolverazione dei fumi, ad eccezione del fatto che sono impregnate di catalizzatore. Per questo motivo essere sono porose e consentono il passaggio dell'aria compressa verso le maniche esterne senza la necessità di dover aumentare la pressione nei jet. La pulizia delle maniche è effettuata alimentando ciclicamente con aria compressa (a 4,5 bar) gli ugelli sistemati sull'asse di ogni manica. Il getto di aria compressa induce altra aria all'interno della manica provocandone una repentina espansione con conseguente distacco e caduta delle polveri in tramoggia. La logica del sistema di pulizia è di tipo “online” e, quindi, prevede che il lavaggio delle maniche avvenga mentre le stesse sono interessate dal flusso di gas che le attraversa.

Il sistema di automazione comanda la sequenza d'intervento di ogni valvola, di cui dispone ogni fila di maniche, consente di regolare la pressione di alimentazione dell'aria compressa

al collettore principale e l'intervallo fra un intervento e il successivo. E' previsto un sistema di rilevazione della perdita di carico del filtro in grado di attivare automaticamente il sistema di lavaggio delle maniche.

Il filtro a maniche catalitiche lavora con una portata circa costante, pari a 32000 [Nm³/h, secchi]. La temperatura di ingresso dei fumi deve essere mantenuta costante ad un valore \geq a circa 190°C a causa dei limiti di funzionalità dei catalizzatori a temperature superiori (si veda §4.6- Limiti di funzionamento del sistema GORE DeNOx).

4.4.1 Calcoli relativi all'esercizio dei filtri a manica

Conoscendo il diametro e la lunghezza delle maniche catalitiche, riportati in Tabella 4.2, si è calcolata l'area di filtrazione di ogni singola manica, con la seguente equazione:

$$A = \pi \cdot d \cdot h \quad (4.1)$$

dove d è il diametro della manica in [mm] e h è l'altezza della manica in [mm], l'area è risultata di 2,27 [m²], ($h = 5800$ mm; $d = 125$ mm). Moltiplicando per il numero totale di maniche (576 maniche) la superficie totale di filtrazione è di 1311,3 [m²].

La velocità media di filtrazione dei fumi v_f , nella terminologia tecnica conosciuta come *Filter Air-to-Cloth ratio*) si calcola come:

$$v_f = \frac{Q}{A} \quad (4.2)$$

dove Q è la portata volumetrica dei fumi della singola manica catalitica in [m³/min] e A è la superficie di filtrazione trovata con l'equazione (4.1) ed espressa in [m²]. La velocità di filtrazione è di 0,8 [m³/m² min = m/min].

La velocità effettiva è però maggiore a causa della presenza del vapore acqueo (ca. 15%) e dell'elevata temperatura che fanno aumentare la portata effettiva.

Calcolo della portata effettiva.

Per ottenere la portata dei fumi per la singola manica catalitica si divide la portata totale dei fumi per il numero delle maniche, questo valore deve poi essere convertito da Nm³/h a m³/min secondo la seguente equazione:

$$Q = Q_1 \cdot \frac{(273 + T_m)}{273} \div \frac{P}{1013} + \left[\left(\frac{W}{18} \right) \cdot \frac{22,4}{1000} \cdot Q_1 \cdot \frac{(273 + T_m)}{273} \div \frac{P}{1013} \right] \div 60 \quad (4.3)$$

dove Q_I è la portata dei fumi espressa in [Nm^3/h , secchi], (è uguale al valore di Q utilizzato nella sezione precedente), T_{in} è la temperatura in ingresso al filtro [$^{\circ}\text{C}$], P è la pressione [mbar] e W è il condensato espresso in [g/m^3],

$$Q = 1,9 \cdot \text{m}^3/\text{min}$$

Il volume V di ogni singola manica catalitica si calcola con la seguente equazione:

$$V = \pi \cdot d \cdot h \cdot s \quad (4.4)$$

dove d è il diametro [mm], h è l'altezza della manica [mm] e s è lo spessore della manica catalitica [mm],

$$V = 0,006 \cdot \text{m}^3$$

Conoscendo la portata dei fumi che attraversano ogni singola manica catalitica e il volume di ogni manica, si può calcolare il tempo di permanenza dei fumi sulla manica catalitica. Questo tempo rappresenta il tempo di contatto dei fumi con i catalizzatori, quindi il tempo necessario per far avvenire la reazione tra NO_x e ammoniacca per l'abbattimento.

La formula per il calcolo del tempo di permanenza τ [s] é.

$$\tau = \frac{V}{Q} \quad (4.5)$$

dove V è il volume della singola manica catalitica [m^3] e Q è la portata dei fumi che filtrano su ogni manica [m^3/s].

Il tempo di permanenza è risultato 0,23 secondi, contro 0,67 secondi di un reattore SCR.

Velocità dei fumi nelle maniche

Da prove effettuate in laboratorio da parte della GORE è risultato che la velocità dei fumi in ogni singola manica ha un profilo lineare con un valore di velocità locale massimo all'uscita della manica e un valore pressoché nullo alla base della manica. Questo significa che i fumi entrando lateralmente dal basso della manica aumentano di velocità percorrendo verso l'alto la manica, questo è dovuto alle perdite di carico lungo la manica.

E' possibile calcolare due velocità: una velocità di attraversamento dei fumi (velocità di filtrazione) sulla manica calcolata alla (4.2) e risultata pari a 0,8 m/min e la velocità del flusso gassoso all'interno della manica. Tale velocità si calcola dividendo la portata di gas che percorre ogni manica per l'area di base di ciascun filtro. Il valore massimo di velocità all'uscita della manica è pari a 2,6 m/s e si calcola con la seguente formula:

$$v_{\max} = \frac{Q}{\pi \frac{d^2}{4}} \quad (4.6)$$

dove d è il diametro della manica catalitica [mm], Q è la portata [m^3/s] di gas che percorre la manica. In tabella 4.2 sono riportati i dati tecnici sul secondo filtro a maniche catalitiche della linea 1.

Tabella 4.2 Dati tecnici sul filtro a maniche catalitiche installato sulla linea 1

DATI TECNICI FILTRO A MANICHE CATALITICHE	UNITA' DI MISURA	VALORE
Portata fumi	[Nm ³ /h, dry]	32000
Temperatura ingresso fumi	[°C]	>=190
Perdite di carico	[mmH ₂ O]	100 ÷ 120
N° maniche		576
N° compartimenti		6
Diametro maniche	[mm]	125
Lunghezza maniche	[mm]	5800
Spessore manica catalitica	[mm]	2,7
Superficie filtrante tot.	[m ²]	1311,3
Superficie singola manica	[m ²]	2,27
Portata fumi singola manica	[Nm ³ /h, dry]	55,5
Velocità filtrazione normalizzata secca	[m ³ /m ² min]	0,8
Velocità massima di uscita fumi	[m/s]	2,6
Volume filtrante maniche catalitiche	[m ³]	3,5
Tempo permanenza sulla manica catalitica	[s]	0,23
Filter Drag	[mmH ₂ O/m ³ /m ² min]	2,2
Materiale manica esterna		Feltro agugliato in PTFE espanso con trattamento Superficiale con una membrana microporosa in PTFE (GORE®)
Materiale manica interna		Feltro in PTFE/PI con inglobato il catalizzatore a base di V ₂ O ₅
Pressione aria per pulizia maniche	[bar]	4,5

Le perdite di carico sul filtro sono di circa 100 mmH₂O. Conoscendo le perdite di carico sul filtro e la velocità di filtrazione si calcola il *Filter Drag* [mmH₂O/m³/m² min] con l'equazione:

$$FilterDrag = \frac{PressureDrop}{Air - To - Cloth - Ratio} \quad (4.7)$$

ed è risultato di 2,2 [mmH₂O/m³/m² min].

Il filtro, come già accennato, è di tipo *Pulse-Jet* con sistema di pulizia "online" tipo HP/LV (alta pressione/basso volume). Il filtro è formato da due semisezioni ognuna in tre compartimenti indipendenti ed intercettabili per mezzo di valvole a bandiera sui condotti di ingresso e valvole a tamponi in uscita da ogni singola cella.

Il filtro presenta le seguenti caratteristiche:

- Plenum costruito in lamiera di acciaio S275JO UNI EN 10025-1993, sp. 5 mm saldato sul casing, esecuzione modulare, completo di piastre porta maniche del medesimo materiale con sp. 6 mm e provviste di una serie di fori calibrati per il fissaggio delle maniche filtranti mediante "snap-ring" e di opportuni sistemi con piastrine per il bloccaggio dei cestelli di supporto delle maniche;
- rampe di distribuzione aria compressa di lavaggio aventi diffusori montati su ognuna, in corrispondenza del centro delle maniche;
- 576 maniche filtranti in feltro di PTFE (tessuto GORE-TEX) espanso con trattamento superficiale con una membrana microporosa in PTFE. Adatte a lavorare con temperatura continua di 230°C con punte di 260°C. le maniche sono sospese e sono ancorate alla piastra porta maniche con il dispositivo "snap-ring" che hanno incorporato all'estremità superiore e che garantisce la tenuta tra le due parti. L'estrazione delle maniche all'interno del filtro si esegue sfilandole singolarmente dall'alto, senza alcun attrezzo, stando sul plenum del filtro;
- 576 maniche catalitiche in feltro in PTFE/PI con inglobato il catalizzatore a base di ossido di vanadio, V₂O₅. Queste maniche catalitiche sono posizionate all'interno delle maniche filtranti e sono ancorate alla piastra porta maniche con il dispositivo "snap-ring" assieme alle maniche filtranti poste esternamente;
- 576 cestelli di supporto delle maniche in AISI 316L e dotati di un sistema di suddivisione in due parti ai fini pratici di estraibilità e trasporto ;
- 6 portelloni a tenuta per l'ispezione e la sostituzione delle maniche filtranti, costituiti in lamiera di acciaio al carbonio sp. 3 mm e coibentati internamente;
- Pareti longitudinali per la suddivisione interna della semisezione in compartimenti indipendenti;
- 6 tramogge in lamiera di acciaio S275JO UNI EN 10025-1993, sp.5 mm, con opportuni rinforzi , complete di flangia di ingresso fumi a ciascuna cella nella parte

superiore, passo d'uomo, piastra per vibratore elettropneumatico, bocchelli per misure di processo (termostati e livellostati), flangia di scarico 250 x 250 con relativa serranda a ghigliottina di sezionamento corpo centrale comprendente il condotto di ingresso fumi "lato sporco", dal quale si dipartono, dalla parete inferiore, i rami di ingresso fumi alla singola cella ed il condotto di uscita fumi "lato pulito". L'ingresso dei fumi in questo condotto dall'uscita di ciascuna cella avviene mediante apposite valvole a tampone ubicate sulla parte superiore. I due condotti sono realizzati a sezione variabile mediante lamiera interna di separazione;

- 6 valvole a tampone di diametro 1000 mm, a comando elettropneumatico, di sezionamento uscita fumi da ciascuna cella;
- 6 serrande a bandiera 500 x 1000 mm a comando pneumatico, di sezionamento ingresso fumi a ciascuna cella;
- 6 serbatoi di tipo Full Immersion da 8'' in acciaio al carbonio, fondi piani, completi di manometro e valvola di scarico collettori di distribuzione aria compressa alle valvole pneumatiche;
- valvole pneumatiche 1''1/2 a grande velocità di intervento per l'alimentazione dell'aria compressa di lavaggio delle maniche, ciascuna completa di elettropilota;
- Corrimano perimetrale di protezione, completo di puntapiede posto sul piano superiore del plenum;
- Struttura di sostegno e piano di servizio a quota + 2570 mm (piano tramogge) in lamiera striata sp. 5 + 2.

Il filtro è completo di tutta la strumentazione, comprensiva di quanto segue:

- 1 manometro differenziale a quadrante (0 – 300 mmH₂O) per la lettura delle perdite di carico del filtro;
- 1 trasmettitore di deltaP del filtro per controllo e comando sistemi di pulizia;
- 1 termoresistenza per rivelare la temperatura dei fumi in entrata al filtro;
- 1 livellostato per ogni tramoggia di raccolta prodotti solidi di reazione;
- 1 termostato per ogni tramoggia di raccolta prodotti solidi di reazione per il controllo del sistema di tracciatura tramogge;
- 1 vibratore elettropneumatico per ciascuna tramoggia per agevolare la discesa delle ceneri.

Tutte le superfici esterne a contatto con i fumi caldi sono dotate di coibentazione eseguita con materassino in lana di roccia contenuto e protetto da lamierino in alluminio.

Questo sistema innovativo di abbattimento di NO_x è in grado di mantenere alte efficienze di rimozione delle polveri e alte efficienze di abbattimento degli NO_x.

In particolare per quanto riguarda la depolverazione è in grado di:

- mantenere la massima efficienza di rimozione di particolato mediante l'uso della membrana in ePTFE con abbattimenti del 99,999% delle polveri;
- mantenere bassa la caduta di pressione e allungare i cicli di pulizia delle maniche;
- raggiungimento di un uso efficiente dei sistemi di assorbimento con un minor consumo di assorbenti.

Per quanto riguarda il sistema GORE DeNOx, dati di laboratorio hanno mostrato che è in grado di:

- operare a una stabilita temperatura nelle maniche:
 - a 180°C si ha una riduzione degli NOx maggiore del 50%;
 - a 230°C si ha una rimozione degli NOx maggiore del 90%.
- le performance sono raggiunte mantenendo il design del filtro, il valore dell'Air-to-cloth Ratio e il sistema di pulizia delle maniche di tipo PulseJet alle stesse condizioni di pressione dell'aria;
- garantire un'alta flessibilità nelle operazioni potendo lavorare anche con l'urea non reagita in uscita dal reattore SNCR;
- conveniente soluzione in termini di costi/efficienze per operazioni di *revamping* di impianti.

In Figura 4.10 si può osservare una fotografia del filtro a maniche catalitiche installato nella linea 1, il miscelatore statico di ammoniaca e il condotto di alimentazione. Si noti come il condotto di alimentazione sia molto lungo per questioni impiantistiche e di spazio, questa lunghezza però non è assolutamente necessaria; generando basse perdite di carico sul miscelatore statico è stato deciso di lasciarla. Sono sufficienti lunghezze del condotto inferiori ai 5 metri per una perfetta miscelazione.

(Appendice, File 03 - Calcoli tecnici di una singola manica catalitica)



Il filtro GORE DeNOx installato nella linea 1 con il miscelatore di ammoniaca e il condotto di alimentazione.

In Figura 4.11 si può vedere come internamente sia costruito il condotto di alimentazione, sono presenti dei sistemi per orientare la direzione del flusso, dei sistemi di miscelazione, e infine un raddrizzatore.

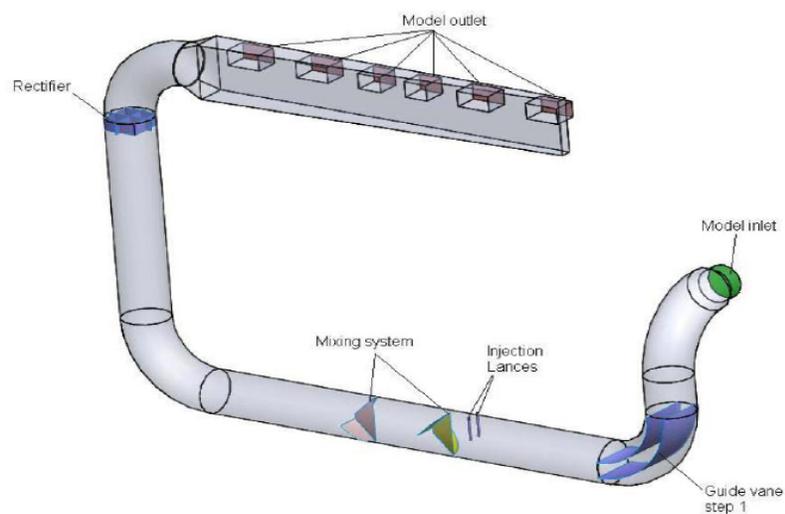


Figura 4.11 *Rappresentazione del condotto di alimentazione dell'ammoniaca (25%).*

4.5 SISTEMA AUTOMATICO DI REGOLAZIONE DI AMMONIACA

L'ammoniaca iniettata a monte del filtro catalitico non è pura, ma è in soluzione acquosa al 25% (NH₄OH). Il sistema di dosaggio della soluzione è automatico ed è legato alla concentrazione degli NO_x presenti a camino. A camino è presente un sistema di monitoraggio delle concentrazioni dei fumi, il sistema FTIR2, previsto per legge e che riporta sempre in tempo reale sul sito on-line di Acegas-Aps i valori emessi per tutte e tre le linee di incenerimento presenti al termovalorizzatore di Padova. Il sistema di regolazione prevede il monitoraggio degli NO_x presenti a camino, e, in base ad un valore di set point fissato, si regola automaticamente la quantità di ammoniaca da iniettare a monte del filtro. Il valore di set point fissato a camino dipende dalla percentuale di abbattimento che si vuole ottenere. La quantità di ammoniaca è dosata valutando quindi il miglior rapporto stechiometrico NH₃/NO_x per le condizioni di funzionamento del sistema. Il sistema di regolazione è di tipo *feedback*. Questo sistema si basa su un meccanismo di regolazione in retroazione: controllando quindi la variabile controllata (CV) in uscita dal sistema ed andando ad agire a monte del sistema sulla variabile manipolata (MV). Il regolatore è di tipo proporzionale (P) ad azione diretta, la variabile controllata è campionata con una cadenza di 40 secondi circa.

Le variabili del sistema di regolazione sono:

- variabile controllata (CV): concentrazione di NO_x a camino, espressa in [mg/Nm³, secchi, 11%O₂];
- set point: valore di concentrazione di NO_x a camino che il sistema di regolazione deve mantenere;
- variabile manipolata (MV): la portata di ammoniaca da iniettare a monte del secondo filtro a maniche della linea 1.

L'algoritmo implementato nel regolatore calcola l'errore come differenza tra il valore della variabile controllata e il valore fissato a set point. All'aumentare dell'errore aumenta il segnale inviato alla variabile manipolata e quindi aumenta la portata di NH₄OH da dosare. Questo perché, un aumento dell'errore indica un aumento della concentrazione di NO_x a camino, quindi serve una maggiore quantità di ammoniaca per abbattere gli NO_x e riportarli al valore di set point. Al diminuire dell'errore invece, diminuisce il segnale inviato alla variabile manipolata, la valvola di regolazione (elemento finale di controllo) si chiude e diminuisce la portata di ammoniaca dosata. Il segnale inviato alla valvola di regolazione è dato dal valore dell'errore moltiplicato per il guadagno (costante) del regolatore. Il guadagno è impostato pari a 3,5 [l/h / mg/Nm³].

Secondariamente il sistema di regolazione tiene sotto controllo anche altri due parametri: la concentrazione di SO₂ e la temperatura in ingresso dei fumi al filtro a maniche.

Il particolare la portata di ammoniaca inviata al filtro è stoppata se:

- la temperatura del filtro scende sotto un valore minimo stabilito;
- la concentrazione di SO_2 in $[\text{mg}/\text{Nm}^3, \text{ secchi}, 11\% \text{ O}_2]$ è maggiore di un valore massimo stabilito.

In caso contrario si mantiene funzionante il sistema di regolazione.

In Figura 4.12 è riportato lo schema dell'algoritmo del sistema di regolazione.

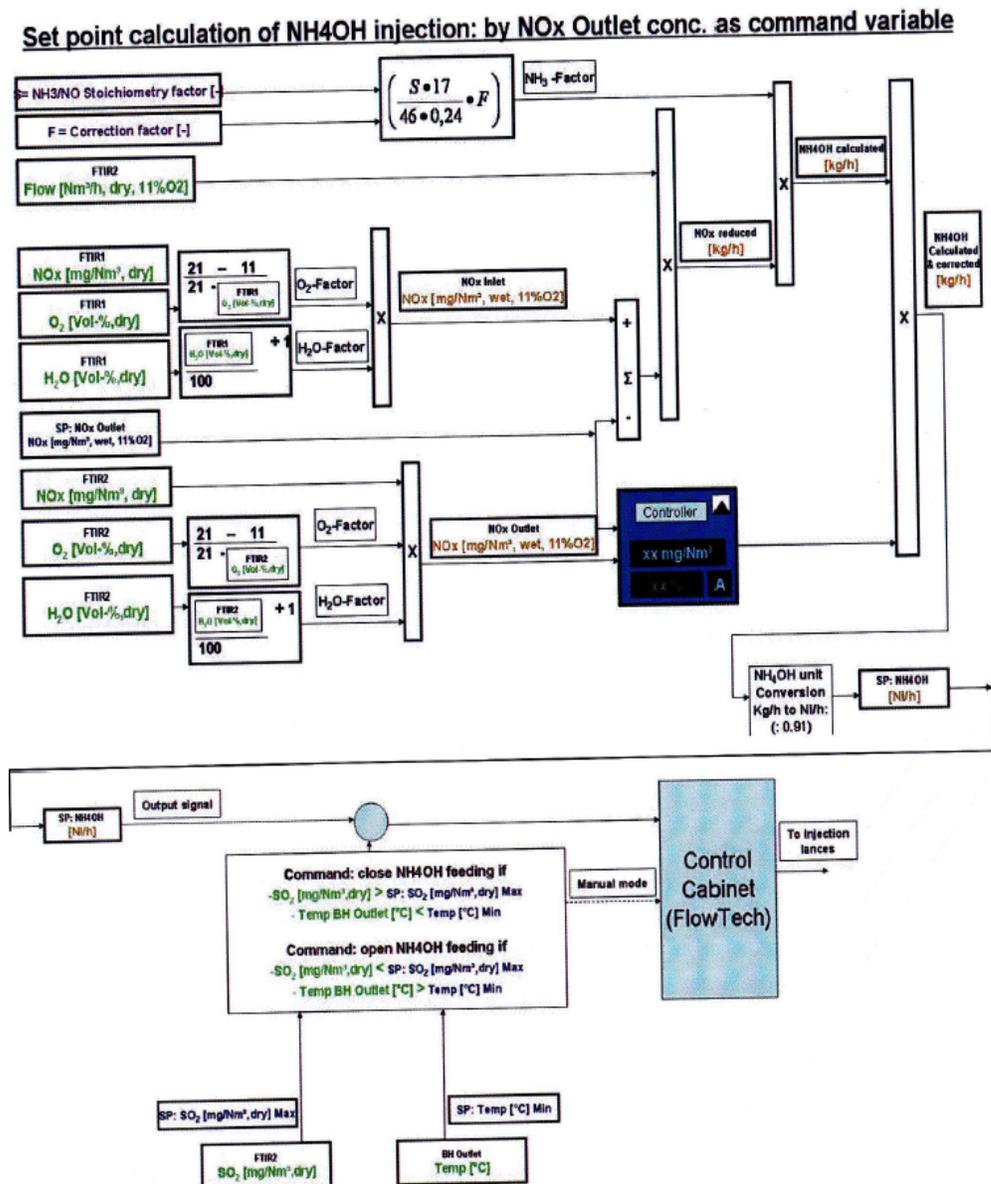


Figura 4.12 Algoritmo del sistema di regolazione per l'iniezione della'ammoniaca (NH₄OH) come reagente a monte del secondo filtro catalitico installato nella linea 1.

4.6 LIMITI DI FUNZIONAMENTO DEL SISTEMA GORE DeNOx

I limiti di funzionamento del filtro a maniche con l'inserto catalitico sono principalmente legati alla temperatura dei fumi da depurare e dal rapporto stechiometrico NH_3/NO_x .

La temperatura di funzionamento del filtro a maniche non deve scendere al di sotto dei 190°C perché questo potrebbe comportare la disattivazione del catalizzatore. Infatti, i catalizzatori sono attivi in un determinato range di temperature, a seconda della tipologia.

Un altro limite è legato alla presenza di SO_2 nei fumi da depurare. L' SO_2 in presenza di ossigeno, e grazie all'attività del catalizzatore, è convertita a SO_3 secondo la reazione:



Se il rapporto tra NH_3/NO_x non è ottimizzato correttamente, nei fumi si ha la presenza di ammoniaca non reagita. La perdita di ammoniaca non reagita deve essere la più bassa possibile al fine di evitare la reazione tra ammoniaca e SO_3 presente nei fumi. Il prodotto di reazione è il sale di ammonio:



I sali di ammonio sono pericolosi per il catalizzatore perché, sotto forma di polveri, vanno ad occupare i pori del catalizzatore, su cui deve avvenire la reazione di abbattimento degli NO_x , e lo disattivano.

La minima temperatura di reazione è sostanzialmente determinata dal massimo contenuto di SO_2 presente nei fumi, in quanto, a basse temperature la formazione di bisolfato di ammonio causa il progressivo degrado del catalizzatore.

Alcuni esempi:

- a 170°C corrispondono $1 \text{ mg}/\text{m}^3$ di SO_2
- a 200°C corrispondono $4\text{-}6 \text{ mg}/\text{m}^3$ di SO_2
- a 230°C corrispondono $30 \text{ mg}/\text{Nm}^3$ di SO_2 .

Per la linea 1 la temperatura del filtro a maniche non deve scendere sotto i 190°C .

La Figura 4.13 mostra quanto spiegato sopra.

Per mantenere la temperatura del filtro sempre a un valore circa costante e superiore ai 190°C (oltre al sistema di regolazione per l'ammoniaca visto al §4.5) la temperatura è controllata agendo sulla portata di acqua di alimentazione caldaia (BFW), acqua che diventa vapore surriscaldato. Sulla linea 1 a monte del secondo filtro è installato un sensore di temperatura e un trasmettitore che invia il segnale ricevuto dal sensore a una valvola di regolazione posizionata sul condotto di portata dell'acqua di alimentazione caldaia. Quando la temperatura a monte del filtro aumenta oltre un valore stabilito si apre la valvola

per far passare la portata d'acqua agli economizzatori e quindi per aumentare la produzione di vapore surriscaldato. La conseguenza è una diminuzione della temperatura sulla linea di trattamento fumi. Se, invece, la temperatura è troppo bassa, si by-passano gli economizzatore e l'acqua è inviata in caldaia come sistema di raffreddamento; si produce così meno vapore surriscaldato e la temperatura sulla linea aumenta.

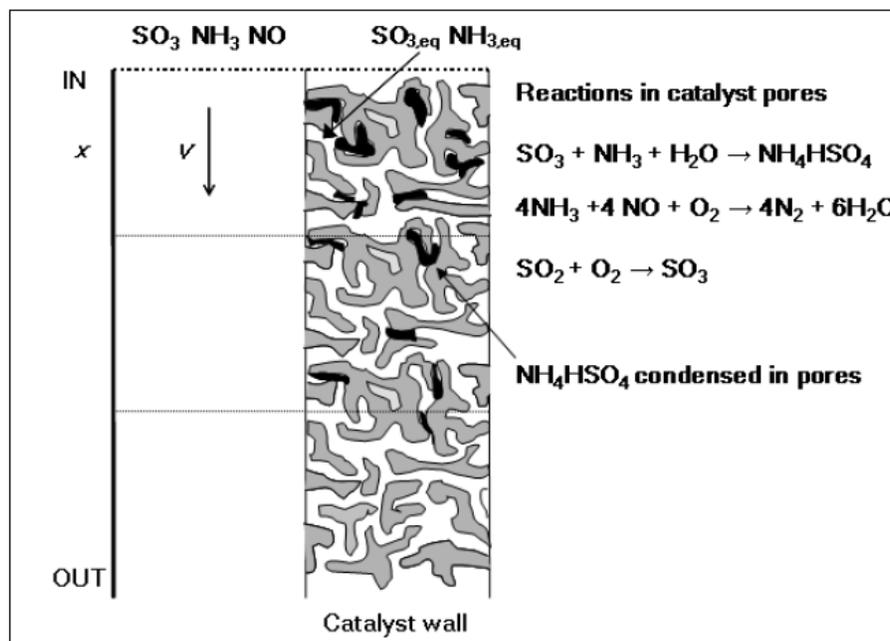


Figura 4.13 Meccanismo di disattivazione del catalizzatore. L' SO_3 e l' NH_3 condensano nei pori dove avviene la reazione catalitica.

In Figura 4.14 è possibile osservare che la temperatura e la concentrazione di SO_2 influenzano in maniera considerevole l'attività del catalizzatore. Per temperature elevate ($\geq 190^\circ\text{C}$) e per bassi valori di concentrazione di SO_2 l'attività del catalizzatore si mantiene elevata per un periodo di tempo superiore rispetto al caso di basse temperature e alte concentrazioni di SO_2 . La rigenerazione del catalizzatore nel primo caso avviene dopo un periodo di tempo più lungo e quindi i cicli di rigenerazione sono inferiori rispetto al caso di basse temperature e alte concentrazioni di SO_2 , condizione per cui è favorita la disattivazione del catalizzatore.

La vita media del catalizzatore è prevista pari a 4-5 anni, essendo però la prima implementazione su scala industriale di questo sistema di abbattimento degli ossidi di azoto non si è ancora certi sulla durata effettiva del catalizzatore per questo sistema.

L'impianto attualmente sta funzionando da 6 mesi e l'attività del catalizzatore dopo numerose prove sperimentali effettuate in diverse condizioni operative è ancora del 100%.

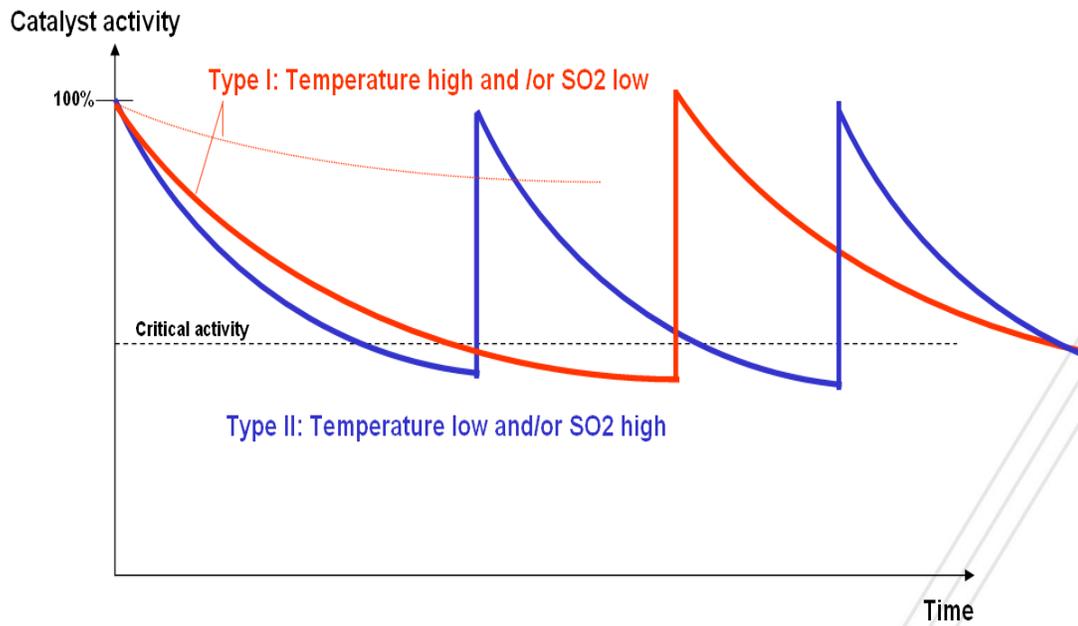


Figura 4.14 Andamento dell'attività del catalizzatore a seconda della temperatura di esercizio e della concentrazione di SO₂ presente nei fumi.

Capitolo 5

Prove sperimentali con i filtri a maniche catalizzati (GORE DeNO_x)

In questo Capitolo sono riportate le prove sperimentali effettuate sulla linea 1 per verificare il funzionamento di questo sistema innovativo di abbattimento degli NO_x.

Sono riportati i risultati ottenuti in diverse condizioni operative per valutarne l'efficienza in termini di abbattimento degli NO_x e di flessibilità di funzionamento.

Viene riportato lo studio sul consumo di ammoniaca necessario per la riduzione catalitica degli ossidi di azoto e calcolato il rapporto stechiometrico molare $S = \text{NH}_3/\text{NO}_x$.

Per un reattore SCR, il rapporto S è circa 0,9-1. Per un reattore SNCR, S è tipicamente 2,5-3. Si è inizialmente ritenuto che per il filtro a maniche GORE DeNO_x il valore di S sia intermedio fra i due valori SCR e SNCR. In effetti, a causa delle condizioni operative meno favorevoli dello SCR, in particolare un minor tempo di contatto, si è ritenuto fin dall'inizio necessario operare con un eccesso di ammoniaca. D'altronde, la minor temperatura di esercizio delle maniche catalizzate rispetto allo SNCR è motivo di un minore consumo atteso di NH₃ in reazioni parassite (es. ossidazione a NO).

Obiettivo della sperimentazione

Con questo innovativo sistema di abbattimento NO_x si vuole arrivare ad abbattere almeno il 50% degli NO_x in modo da raggiungere valori in uscita (cioè al camino) di circa 60/70 mg/Nm³, secchi, all'11%O₂ e di NH₃ minore di 8 mg/Nm³, secchi, all'11%O₂.

La linea 1, infatti, ha ricevuto il parere favorevole di compatibilità ambientale VIA (Valutazione di Impatto Ambientale) per il *revamping*, unitamente ad un'AIA (Autorizzazione di Impatto Ambientale) provvisoria con alcune prescrizioni, tra cui è stabilito che, per ottenere l'AIA definitiva, dopo il collaudo finale, entro 5 anni di

funzionamento (*ndr. entro il 2015*), le emissioni di ossidi di azoto a camino dovranno essere conformi a quelle della linea 2 e 3.

Entrambe le linee 2 e 3 sono dotate di un sistema di abbattimento degli NO_x catalitico (SCR) e con il ricircolo fumi e le emissioni a camino di ossidi di azoto sono di circa 60/70 mg/Nm³, secchi, 11% O₂.

RISULTATI E DISCUSSIONE

5.1 PRIMA SERIE DI PROVE: USO DI UREA DAL SISTEMA SNCR

Come già spiegato nel capitolo 4, il sistema GORE DeNO_x è in grado di operare in condizioni operative diverse, utilizzando:

- come mezzo reagente l'urea non reagita proveniente dal sistema SNCR (nota: che giunge come NH₃ gassosa sul filtro a maniche),
- come mezzo reagente l'ammoniaca iniettata a monte del secondo filtro a maniche,
- entrambi i reagenti.

Nella prima prova sperimentale (eseguita il 27/28 ottobre 2011, e ripetuta il 2-3 novembre 2011) si è scelto di osservare il funzionamento del sistema GORE DeNO_x con l'utilizzo di sola urea proveniente dal sistema SNCR; lo start-up della linea (Settembre 2011), è avvenuto sotto questa condizione operativa.

In Figura 5.1 è riportato lo schema della linea 1 e si può osservare il percorso compiuto dall'urea nella linea (GORE, 2011).

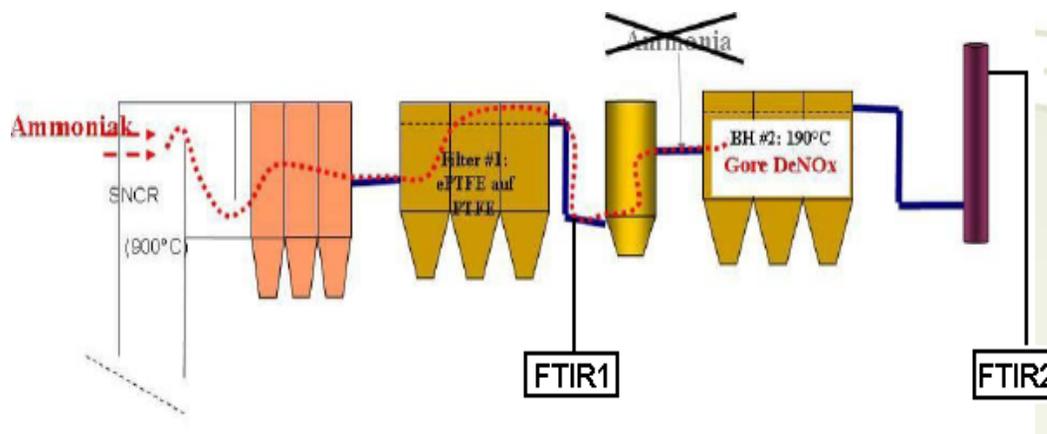


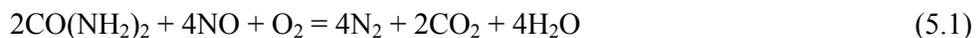
Figura 5.1 Schema della linea 1 utilizzando solo urea come mezzo reagente.

Nella linea 1 sono presenti due misuratori FTIR, *Fourier Transform IR (Infrared) Spectroscopy* che permettono di avere i valori in tempo reale delle concentrazioni degli inquinanti:

- il primo misuratore, FTIR1, è installato a monte del reattore a bicarbonato (in postazione intermedia fra il 1° e il 2° filtro a maniche, ovvero, a monte del filtro a maniche catalizzate);
- il secondo misuratore, FTIR2, è installato sul camino e permette di avere i valori degli inquinanti emessi in atmosfera.

Nella prima serie di prove sperimentali come mezzo reagente si è utilizzata urea, $\text{CO}(\text{NH}_2)_2$, al 33%. La pompa di alimentazione dell'urea è di tipo volumetrico; operando con la massima lunghezza del pistone e massima velocità di giri della pompa, la portata massima alimentata è di 50 l/h. La corsa della pompa è lineare.

La reazione che avviene nel sistema SNCR è:



L'urea, reagendo con gli ossidi di azoto che si formano nella camera di combustione, porta alla formazione di azoto in forma elementare.

Una parte di urea/ NH_3 è consumata in reazioni competitive, ad esempio la formazione di ossidi di azoto a partire da ammoniaca e ossigeno a temperature maggiore ai 1200°C , per questo motivo è importante il controllo della temperatura, infine un eccesso di urea/ NH_3 comporta una fuga di ammoniaca gassosa. È proprio questa fuga di ammoniaca che viene sfruttata come reagente all'interno del filtro catalitico per un ulteriore abbattimento degli NO_x .

In tabella 5.1 si riportano i valori medi degli inquinanti presenti durante la prima prova sperimentale a monte del 2° filtro a maniche forniti dal misuratore FTIR1. I valori riportati sono già normalizzati secchi e all'11% di O_2 .

Per il calcolo del valore degli NO_x è stata utilizzata la seguente formula:

$$\text{NO}_x = 1,53 \cdot \text{NO} + \text{NO}_2 \quad (5.2)$$

dove NO , NO_2 e NO_x sono delle concentrazione espresse in mg/Nm^3 , secchi, all'11% O_2 (1,53 deriva dal rapporto fra i pesi molecolari $\text{NO}_2/\text{NO} = 46/30$).

1) In condizioni di solo funzionamento del reattore SNCR, senza il filtro a maniche catalitiche e con la pompa di alimentazione dell'urea a una velocità del 30% e la lunghezza del pistone all'80% rispetto a quella massima, le emissioni a camino di NO_x , come NO_2 ,

sono circa 140 mg/Nm^3 , secchi, all'11% O_2 : sotto il limite di legge, ma non nel range stabilito dalle BAT ($120\text{-}80 \text{ mg/Nm}^3$, secchi, 11% O_2) e di NH_3 di 2 mg/Nm^3 , secchi, all'11% O_2 .

2) Portando la linea 1 a lavorare con la massima portata di urea e lunghezza del pistone, senza il filtro a maniche catalitiche, si riescono a raggiungere valori di NO_x di circa 95 mg/Nm^3 , secchi, 11% O_2 ; non si raggiungono le performance delle linee 2 e 3.

3) Con l'utilizzo combinato del reattore SNCR, del ricircolo fumi (FGR) e del filtro GORE DeNO_x, l'emissione a camino si è ridotta notevolmente, portando il valore di concentrazione degli NO_x da 100 (con il solo SNCR e ricircolo fumi) a picchi $< 10 \text{ mg/Nm}^3$. Anche per l'ammoniaca i valori si sono ridotti notevolmente e sono risultati $< 1 \text{ mg/Nm}^3$. D'altro canto però l'urea alimentata è stata aumentata significativamente. Lavorando con la massima portata di urea, l'SNCR è in grado di abbattere gli NO_x fino a circa 95 mg/Nm^3 , il restante abbattimento è a opera del GORE DeNO_x.

La temperatura all'interno del filtro è sempre stata maggiore o uguale di 190°C .

Tabella 5.1 Valori medi giornalieri degli inquinanti rilevati dall'FTIR1 durante la prova sperimentale 2).

FTIR1	VALORE	UNITA' DI MISURA
Portata fumi	32000	Nm^3/h
NO	61	mg/Nm^3 , secchi, 11% O_2
NO_2	1,1	mg/Nm^3 , secchi, 11% O_2
NO_x	95	mg/Nm^3 , secchi, 11% O_2
CO	3,8	mg/Nm^3 , secchi, 11% O_2
SO_2	56,8	mg/Nm^3 , secchi, 11% O_2
HCl	93,8	mg/Nm^3 , secchi, 11% O_2
HF	13,4	mg/Nm^3 , secchi, 11% O_2
CO_2	8,7	mg/Nm^3 , secchi, 11% O_2
NH_3	17,6	mg/Nm^3 , secchi, 11% O_2
Pompa urea (velocità max)	100	%

Risultati prova 3): In tabella 5.2 si riportano i valori medi degli inquinanti rilevati dall'FTIR2 (a camino). Durante il periodo della prova la media giornaliera degli NO_x a camino è risultata di 30 mg/Nm^3 con picchi inferiori a 10 mg/Nm^3 . L'efficienza del sistema GORE DeNO_x è stata calcolata con la seguente equazione:

$$GOREDeNOxEff = \left(\frac{NO_{x,out} - NO_{x,in}}{NO_{x,in}} \right) \quad (5.3)$$

dove $NO_{x,out}$ è la concentrazione di NO_x in uscita a camino, segnalato dall'FTIR2, e $NO_{x,in}$ è quella a monte del filtro a maniche catalitiche, segnalato dal FTIR1.

L'efficienza di abbattimento degli NO_x da parte del filtro a maniche ha raggiunto picchi dell'86%, la media invece durante il periodo di prova è stata del 70%.

Tabella 5.2 Valori medi giornalieri degli inquinanti rilevati dall'FTIR2 durante la prova sperimentale 3).

FTIR2	VALORE	UNITA' DI MISURA
Portata fumi	32000	Nm ³ /h
NO	19,7	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
NO ₂	1,1	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
NO _x	30	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
CO	4,3	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
SO ₂	1,7	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
HCl	86,6	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
HF	0,2	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
CO ₂	9,4	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
NH ₃	0,2	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
Pompa urea (velocità max)	100	%

In Figura 5.2 è possibile osservare l'andamento nel tempo degli inquinanti, si riportano i valori di concentrazione degli NO_x e NH_3 rilevati con campionamento di un minuto. La velocità della pompa per l'urea è aumentata gradualmente dal 30% fino al 100%. Invece, la lunghezza del pistone è stata portata dall'80% al 90%. In Figura 5.3 è riportato l'andamento dell'efficienza di abbattimento degli NO_x del sistema GORE DeNOx.

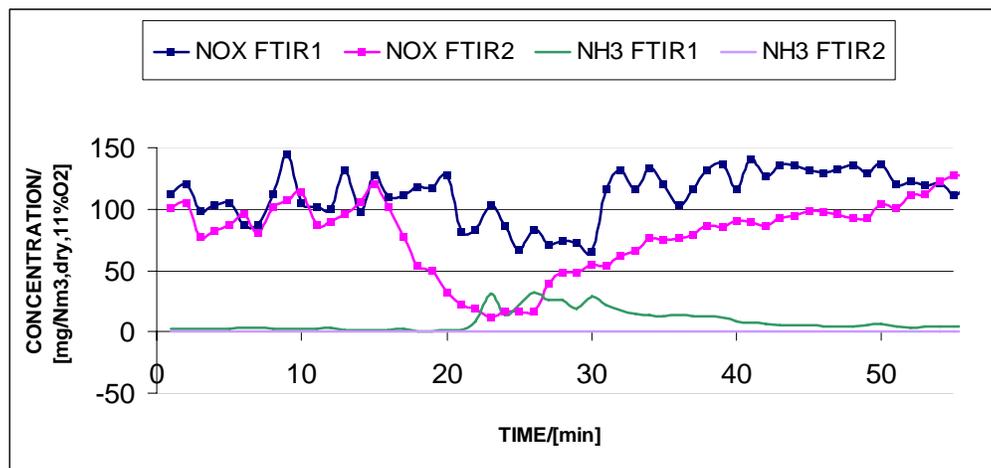


Figura 5.2 Andamento delle concentrazioni degli NO_x e dell' NH_3 a monte(FTIR1) e a valle (FTIR2) del filtro a maniche catalitiche durante la prova 3) con la massima portata di urea. La scala temporale è in minuti.

Come si può notare in Figura 5.2, aumentando la portata di urea aumenta la concentrazione di ammoniaca a monte del filtro fino a un valore massimo di 30 mg/Nm^3 ; quest'ammoniaca, in presenza del catalizzatore, reagisce con gli NO_x e in uscita a camino la concentrazione di ammoniaca è molto bassa, circa $0,2 \text{ mg/Nm}^3$, indicando che la maggior parte di ammoniaca presente a monte reagisce per abbattere gli NO_x .

In Figura 5.3 è riportato l'andamento nel tempo, con scala temporale di un minuto, dell'efficienza di abbattimento degli NO_x del sistema GORE DeNO_x.

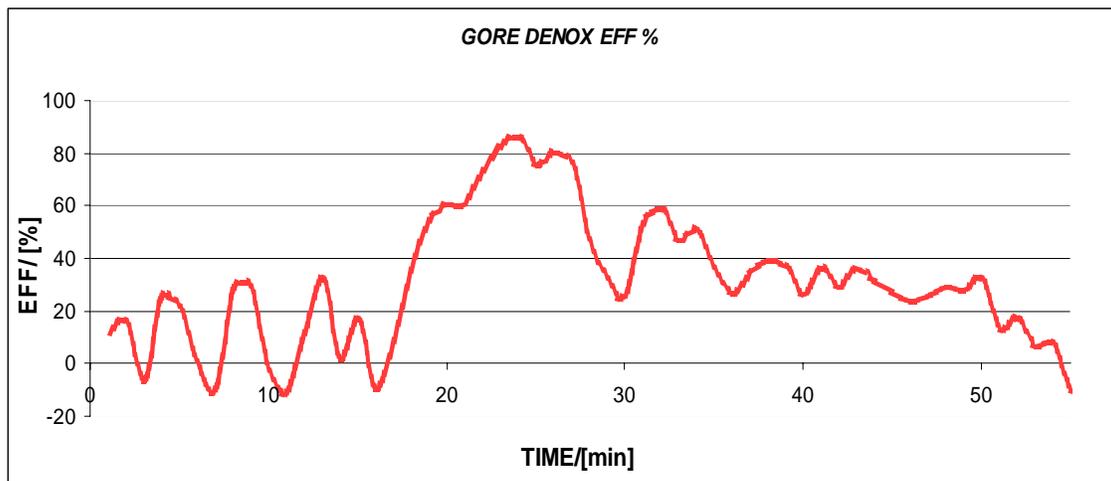


Figura 5.3 Andamento dell'efficienza di abbattimento degli NO_x da parte del sistema GORE DeNO_x.

Quando il n° di giri della pompa dell'urea ha raggiunto il massimo, l'efficienza di abbattimento degli NO_x è dell'86%.

4) Successivamente, si sono ristabilite le condizioni normali di funzionamento con una velocità della pompa del 30%, lunghezza del pistone 80% e si nota in Figura 5.3 come l'efficienza di rimozione diminuisca progressivamente.

Questa prova è stata ripetuta nei giorni successivi per validare i dati ottenuti. I risultati riscontrati sono sempre stati i medesimi.

5) E' stata ripetuta la prova con il solo utilizzo dell'urea proveniente dal reattore SNCR come mezzo reagente, anche portando la pompa dell'urea a una velocità e una lunghezza del pistone dell'80%: in Figura 5.4 e 5.5 si riportano gli andamenti nel tempo (scala temporale in minuti) degli inquinanti e dell'efficienza di abbattimento degli NO_x . In questo caso l'efficienza ha raggiunto picchi del 63% di abbattimento, portando gli NO_x a camino a $30/35 \text{ mg/Nm}^3$ e l'ammoniaca sempre a valori molto bassi, circa $0,2 \text{ mg/Nm}^3$.

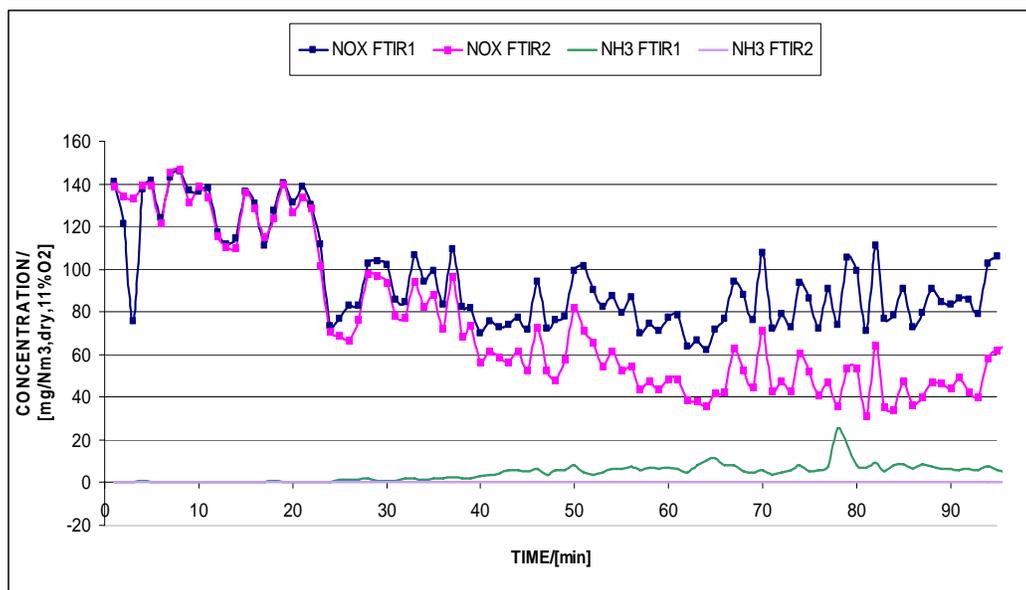


Figura 5.4 Andamento degli inquinanti a monte e a valle del filtro a maniche catalitiche portando la pompa dell'urea a una velocità e lunghezza del pistone dell'80% rispetto a quella massima. Prova 5).

La Figura 5.6 mostra che aumentando la velocità della pompa di alimentazione dell'urea al SNCR, la concentrazione degli NO_x a camino diminuisce progressivamente, si nota anche che lo slip di ammoniacca a camino è pressoché nullo.

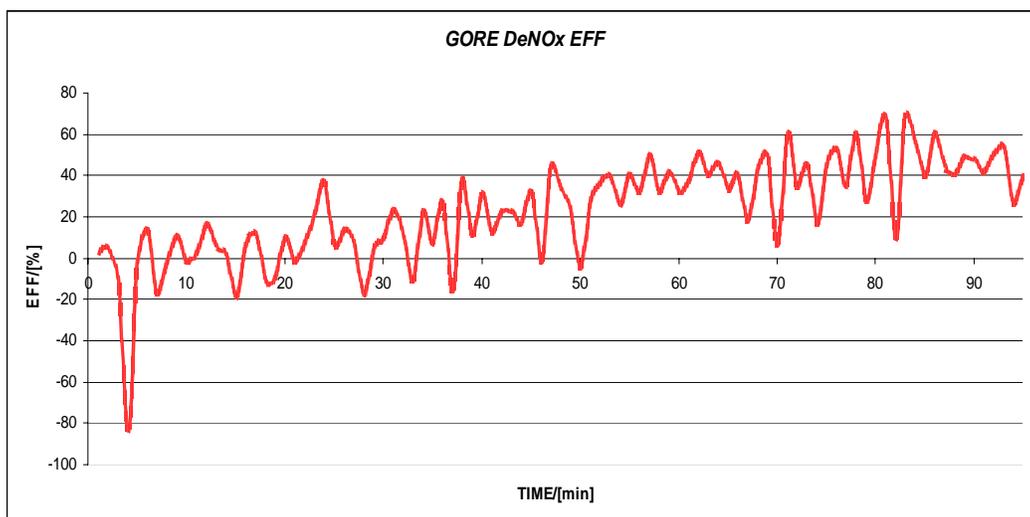


Figura 5.5 Andamento dell'efficienza di abbattimento degli NO_x da parte del sistema GORE DeNOx con la velocità della pompa dell'urea all'80%. Prova 5)

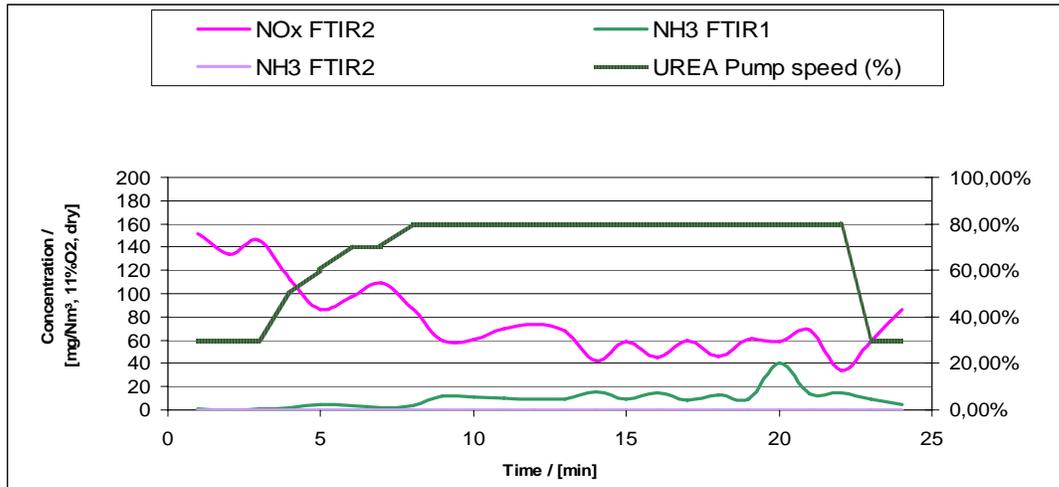


Figura 5.6 Andamento che riporta come all'aumentare dei giri della pompa di urea aumenta l'abbattimento degli NO_x, mantenendo sempre quasi nulla la perdita di ammoniacca a camino.

5.2 SECONDA SERIE DI PROVE: USO DI UREA DAL SISTEMA SNCR E INIEZIONE DI AMMONIACA

La seconda serie di prove sperimentali (effettuata il 17 novembre 2011, durata 8 ore) ha previsto l'uso sia dell'urea, sia della soluzione di ammoniacca come sistemi reagenti, mantenendo aperto il ricircolo fumi, quindi con FGR. In particolare, durante tutta la prova, della durata di un'intera giornata, si è lasciata la pompa di alimentazione dell'urea a una velocità del 50% ad una lunghezza del pistone al 30% e si è iniettato a monte del filtro a maniche la soluzione di ammoniacca al 25%.

Le prove sono state affrontate con due modalità differenti:

- 1) Inizialmente la soluzione di ammoniacca è stata regolata manualmente;
- 2) Successivamente è stato messo in funzione il sistema di regolazione automatico dell'ammoniacca (spiegato nel capitolo 4), che stabilisce la portata di ammoniacca da dosare in funzione del set-point degli NO_x fissato a camino.

Le concentrazioni degli NO_x che giungono al filtro con le maniche catalitiche durante entrambi le prove sono stabili e intorno ai 150 mg/Nm³, secchi, all'11%O₂. In Tabella 5.3 si riportano le caratteristiche dei fumi in ingresso al secondo filtro, rilevate dall'FTIR1 come medie giornaliere, i dati sono già normalizzati. Questo abbattimento è ad opera del solo sistema SNCR.

La temperatura del filtro durante le prove è rimasta sempre stabile e intorno a 190°C. In Figura 5.7 è riportato lo schema della linea 1 funzionante con l'urea proveniente

dall'SNCR insieme con la soluzione di NH_4OH iniettata a monte del secondo filtro (GORE, 2011).

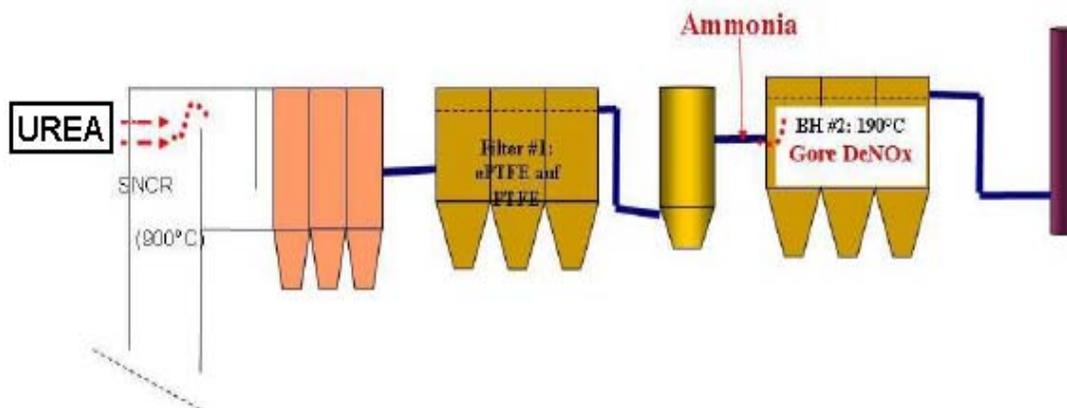


Figura 5.7 Schema della linea 1 utilizzando urea e ammoniaca al 25% come mezzi reagenti.

Prove:

1) Inizialmente si è lavorato con la regolazione dell'ammoniaca in manuale.

Il valore medio giornaliero degli NO_x in ingresso al filtro catalitico (150 mg/Nm^3) è sotto il limite di legge, ma non nel *range* BAT. Iniettando 7 l/h di NH_4OH si sono ottenuti valori medi di NO_x a camino di circa 30 mg/Nm^3 , corrispondenti a un'efficienza di abbattimento degli NO_x dell'80%. Il rapporto stechiometrico $S = \text{NH}_3/\text{NO}_{x\text{reagiti}}$ è risultato di 1,1.

Questo valore è stato calcolato utilizzando il bilancio per l'ammoniaca spiegato di seguito. In Appendice è possibile trovare i calcoli effettuati in un foglio Excel (File 01 - Bilancio di materia dell'ammoniaca).

BILANCIO AMMONIACA PER IL CALCOLO DI $S = \text{NH}_3/\text{NO}_{x\text{reagiti}}$

Dati di ingresso fissati :

Portata fumi = $32000 \text{ Nm}^3/\text{h}$

Concentrazione NO_x in ingresso al filtro = 150 mg/Nm^3 , secchi all'11% O_2

Densità ammoniacca = 910 g/m^3

Portata NH_4OH (25%) = 7 l/h

Concentrazione NO_x in uscita al filtro = 30 mg/Nm^3 , secchi, 11% O_2

Efficienza abbattimento NO_x del GORE DeNOx = 80%

Tabella 5.3 Valori medi giornalieri degli inquinanti rilevati dall'FTIR1 all'ingresso del filtro a maniche catalitiche.

FTIR1	VALORE	UNITA' DI MISURA
Portata fumi	32000	Nm ³ /h
NO	98,9	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
NO ₂	1,5	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
NO _x	150	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
CO	0,4	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
SO ₂	20,3	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
HCl	110,6	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
HF	0,3	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
CO ₂	8,8	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
NH ₃	0,5	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
Pompa urea (velocità)	50	%

Calcolo DeltaNOx:

$$\Delta NO_x = NO_{x,in} - NO_{x,out} = 80 \text{ mg} / \text{Nm}^3 \quad (5.4)$$

dove NO_x sono le concentrazioni in ingresso e in uscita al filtro.

Calcolo dei ppm di ammoniaca in ingresso al filtro:

$$7 \frac{\text{l}_{\text{NH}_4\text{OH}}}{\text{h}} \cdot 910 \frac{\text{g}}{\text{m}^3} \div 1000 = 6,37 \frac{\text{kg}_{\text{NH}_4\text{OH}}}{\text{h}} \quad (5.5)$$

Essendo l'ammoniaca iniettata a monte del secondo filtro acquosa al 25% si utilizza la seguente formula per trovare i kg/h di ammoniaca pura iniettata:

$$6,37 \frac{\text{kg}_{\text{NH}_4\text{OH}}}{\text{h}} \cdot 0,25 = 1,59 \frac{\text{kg}_{\text{NH}_3}}{\text{h}} \quad (5.6)$$

$$1,59 \frac{\text{kg}_{\text{NH}_3}}{\text{h}} \div 32000 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}} \cdot (1000 \cdot 1000) = 49,77 \frac{\text{mg}_{\text{NH}_3}}{\text{m}^3} \quad (5.7)$$

$$49,77 \frac{\text{mg}_{\text{NH}_3}}{\text{m}^3} \cdot 22,4 \div 17 \frac{\text{g}}{\text{mole}} = 65,57 \text{ ppm}_{\text{NH}_3} \quad (5.8)$$

Calcolo dei ppm di NO_x reagiti:

La differenza di NO_x tra ingresso e uscita del secondo filtro a maniche rappresenta gli NO_x reagiti e sono 58,43 ppm.

$$120 \frac{mg_{NO_x}}{Nm^3} \cdot 22,4 \div 46 = 58,43 ppm_{NO_x} \quad (5.9)$$

Calcolo coefficiente stechiometrico S

Il coefficiente S è dato dal rapporto tra i ppm di NH₃ inviati in ingresso al filtro e gli NO_x reagiti.

$$S = \frac{65,57 ppm_{NH_3}}{58,43 ppm_{NO_x, reagiti}} = 1,1 \quad (5.10)$$

Calcolo dei ppm di NH₃ reagiti:

Le reazioni che avvengono all'interno del filtro per l'abbattimento degli NO_x sono:



Gli NO_x reagiti sono 58,43 ppm. Secondo dati di letteratura iniettando ammoniaca a un valore superiore a quello stechiometrico nei fumi si forma per il 95% NO e per il 5% NO₂. Utilizzando questa assunzione si è calcolato il valore di NO e NO₂ reagiti con le seguenti formule:

$$58,43 ppm_{NO_x} \cdot 0,95 = 55,5 ppm_{NO} \quad (5.13)$$

$$58,43 ppm_{NO_x} \cdot 0,05 = 2,9 ppm_{NO_2} \quad (5.14)$$

Dalla reazione (5.11) le moli di NO reagite sono stechiometricamente uguali alle moli NH₃ reagite e di N₂ formate, quindi:

$$55,5 ppm_{NO} = 55,5 ppm_{NH_3} \quad (5.15)$$

Invece dalla reazione (5.12) per ogni mole di NO_2 che reagisce servono 2 moli di NH_3 , portando alla formazione di 1,5 moli di N_2 , quindi le moli di NH_3 che reagiscono sono:

$$2,9 \text{ ppm}_{\text{NO}_2} \cdot \frac{8}{6} = 3,89 \text{ ppm}_{\text{NH}_3} \quad (5.16)$$

In totale le moli di NH_3 reagite sono: 59,4 ppm.

Essendo le moli di ammoniaca in ingresso pari a 65,57 ppm, e le moli di ammoniaca reagite paria 59,4 ppm, il rapporto $\text{NH}_{3,\text{in}}/\text{NH}_{3,\text{reagite}}$ è di 1,103, si è lavorato quindi con un eccesso di ammoniaca del 10% rispetto lo stechiometrico. La quantità di ammoniaca non reagita è di 6,16 ppm che corrispondono a $4,7 \text{ mgNH}_3/\text{m}^3$ non reagiti. A camino la quantità di ammoniaca liberata è di circa $0,3 \text{ mg}/\text{Nm}^3, \text{secchi}, 11\% \text{O}_2$, quindi l'ammoniaca che effettivamente non è reagita è di $4,3 \text{ mg}/\text{Nm}^3$, che corrispondono a 140 g/h di ammoniaca non reagita. Questa quantità si può trovare adsorbita nelle ceneri che vengono raccolte dal basso del filtro a maniche nelle tramogge e una parte, invece, può partecipare alle reazioni di neutralizzazione per la formazione di sali, come NH_4Cl , NH_4HSO_3 , a causa della presenza nei fumi di HCl e SO_2 . Alla temperatura di 190°C non è invece possibile la formazione di N_2O .

In Figura 5.8 sono riportati gli andamenti temporali degli ossidi di azoto e dell'ammoniaca a monte del filtro e a camino durante questa prova sperimentale iniettando manualmente 7 l/h di NH_4OH . L'efficienza media giornaliera di abbattimento degli NO_x è risultata pari all'80%, con dei picchi fino al 90%.

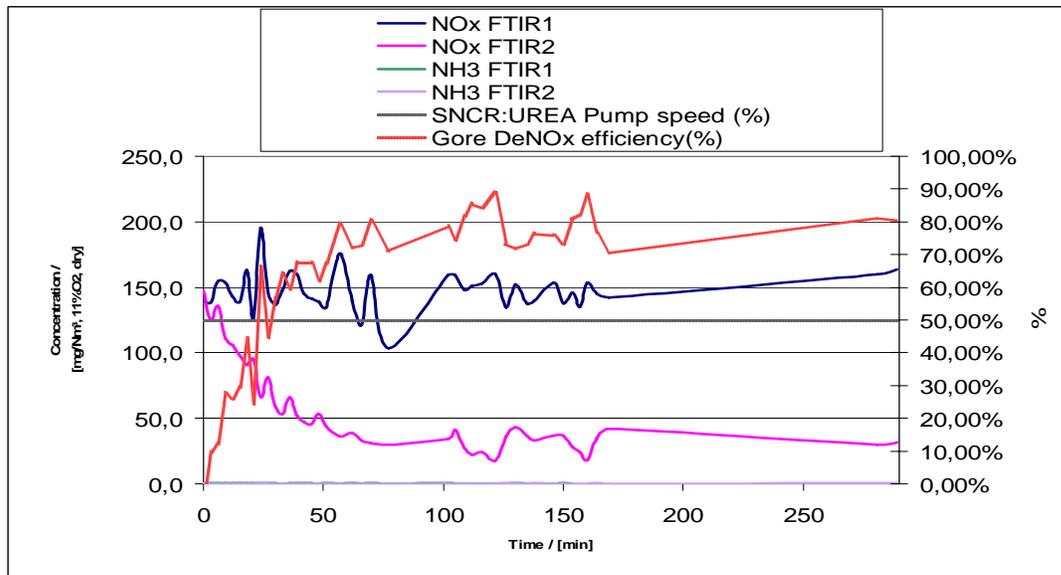


Figura 5.8 Andamenti temporali (ogni minuto) degli NO_x e NH_3 a monte del filtro (FTIR1) e a camino (FTIR2) durante la prova sperimentale numero 1), utilizzando come mezzo reagente sia l'urea che l'ammoniaca (25%). Si riporta anche l'andamento dell'efficienza del sistema GORE DeNOx.

2) La seconda prova prevede di regolare in maniera automatica la portata di ammoniaca da inviare a monte del filtro in funzione del valore di set point degli ossidi di azoto fissato a camino. Come primo utilizzo di questo sistema di regolazione è stato scelto di fissare il set point a camino pari a 50 mg/Nm^3 di NO_x . Le caratteristiche dei fumi in ingresso al filtro sono riportate in Tabella 5.3.

Obiettivo prova: Si vuole osservare come risponde il sistema GORE DeNOx a un abbattimento degli NO_x di 100 mg/Nm^3 , cioè a un'efficienza di abbattimento del sistema del 70%, si vuole osservare la portata di NH_4OH inviata dal sistema di regolazione, vedere se la temperatura nel filtro rimane sempre superiore ai 190°C e vedere le emissioni a camino dell'ammoniaca.

Risultati

Facendo un bilancio dell'ammoniaca come quello effettuato precedentemente per la prova in manuale, è risultato che per mantenere un valore a camino di 50 mg/Nm^3 di NO_x , sono necessari circa 6 l/h di NH_4OH con un rapporto stechiometrico $\text{NH}_3/\text{NO}_x=1,15$. Con questi valori lo slip di ammoniaca a camino è mediamente di $0,5 \text{ mg/Nm}^3$, 5 mg/Nm^3 è l'ammoniaca totale non reagita, rimangono quindi non reagiti $4,5 \text{ mg/Nm}^3$ di ammoniaca che finiranno nelle ceneri e nella formazione di sali di neutralizzazione. Il bilancio rappresenta l'algoritmo di funzionamento del sistema di regolazione per la portata di ammoniaca a monte del 2°FM. In Figura 5.9 e 5.10 si riportano gli andamenti (ogni minuto) degli ossidi di azoto, dell'ammoniaca in ingresso al filtro e a camino, l'efficienza del sistema GORE DeNOx e la portata di NH_4OH .

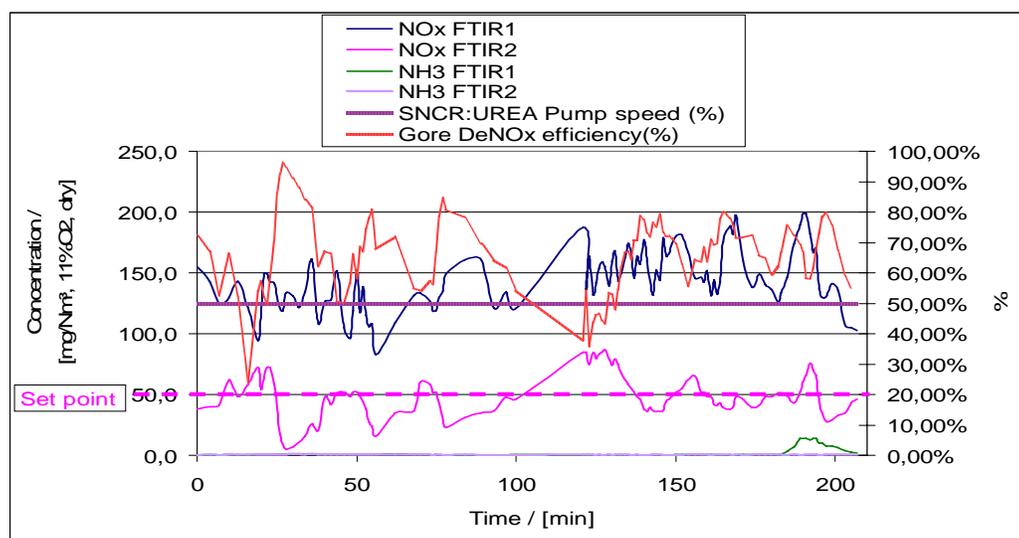


Figura 5.9 Andamenti degli NO_x e NH_3 a monte del filtro (FTIR1) e a camino (FTIR2) durante la prova sperimentale numero 2), utilizzando come mezzo reagente sia l'urea che l'ammoniaca (25%) con il sistema di regolazione in automatico. Si riporta anche l'andamento dell'efficienza del sistema GORE DeNOx

Come si può notare dalla Figura 5.10, quando gli NO_x a camino superano il valore di set point, il sistema di regolazione risponde molto aggressivamente per i primi tre picchi, liberando una portata di ammoniaca eccessivamente superiore a quella necessaria per riportare il sistema alle condizioni di esercizio stabilite.

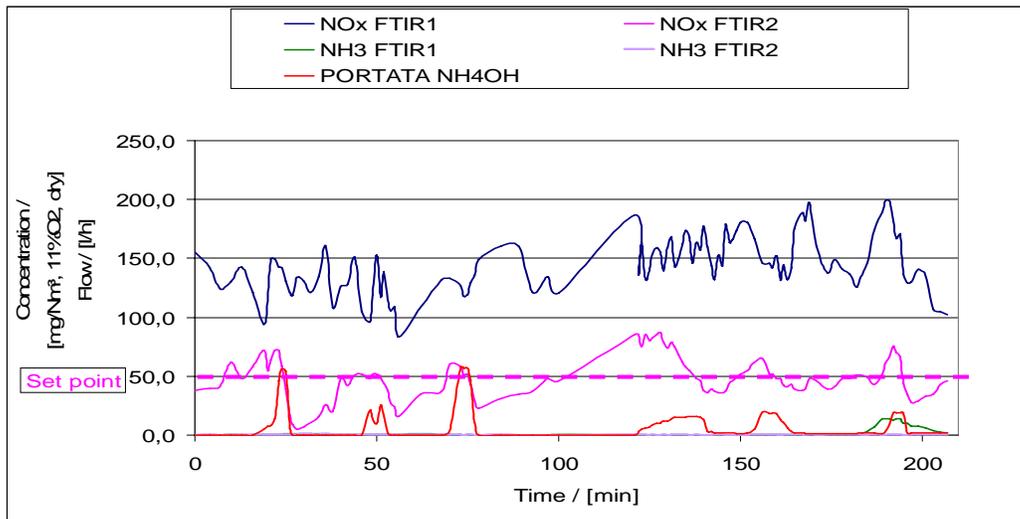


Figura 5.10 Andamento NO_x , NH_3 durante la prova 2), si riporta la portata di NH_4OH . La scala temporale è espressa in minuti.

Per questo motivo, successivamente, si è sintonizzato il sistema di regolazione nel lavorare in maniera più blanda aggiustando il guadagno del regolatore, i successivi tre picchi nella portata di ammoniaca, una volta che è stato superato il set point, risultano più armonici e meno aggressivi, liberando quindi una minor portata di ammoniaca.

A queste condizioni di esercizio l'efficienza media giornaliera del sistema GORE DeNO_x è del 70%

E, come si può osservare in Figura 5.11, la temperatura del filtro è sempre rimasta superiore o uguale ai 190°C, non comportando alcun rischio per i catalizzatori, la concentrazione di ammoniaca a camino è risultata sempre molto bassa (circa 0,5 mg/Nm³), soddisfacendo quindi il bilancio per l'ammoniaca fatto precedentemente.

Conclusioni prova 2): con un ingresso al filtro catalitico di 150 mg/Nm³ di NO_x , con l'utilizzo del sistema SNCR con la pompa di alimentazione dell'urea a una velocità del 50% ad una lunghezza del pistone al 30%, con il riciclo FGR e fissando un set point di 50 mg/Nm³ di NO_x , l'efficienza di abbattimento del sistema GORE DeNO_x è mediamente del 70%. Il sistema di regolazione lavora mediamente con una portata di 6 l/h di ammoniaca, e un rapporto stechiometrico $S=1,1$; quando il valore di set point è superato la portata di ammoniaca raggiunge picchi fino a 18 l/h. Lo slip di ammoniaca a camino è di circa 0,5 mg/Nm³, quindi molto basso.

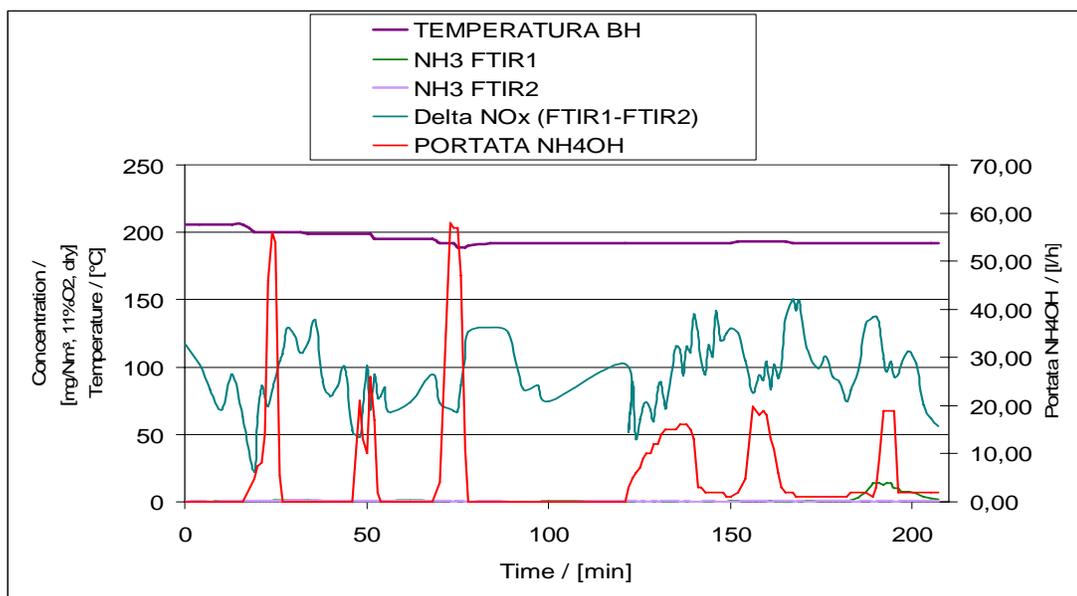


Figura 5.11 Andamento della temperatura, degli NO_x e NH₃ a monte del filtro e a camino, della portata di ammoniaca e degli NO_x abbattuti durante la prova 2).

In Tabella 5.4 si riportano i valori medi degli inquinanti a camino registrati durante la prova 2) con la regolazione in automatico dell’ammoniaca (set point 50mg/Nm³ di NO_x).

Tabella 5.4 Valori medi giornalieri degli inquinanti rilevati dall’FTIR2 durante la prova sperimentale 2), con la regolazione in automatico dell’ammoniaca.

FTIR1	VALORE	UNITA’ DI MISURA
Portata fumi	32000	Nm ³ /h
NO	34	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
NO ₂	1,2	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
NO _x	50	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
CO	2	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
SO ₂	0,19	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
HCl	1,5	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
HF	0,04	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
CO ₂	9	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
NH ₃	0,5	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
Pompa urea	50	%

In Figura 5.12 e 5.13 si riportano gli andamenti temporali complessivi durante la regolazione in manuale (prova 1)) e in automatico (prova 2)) del dosaggio di ammoniaca.

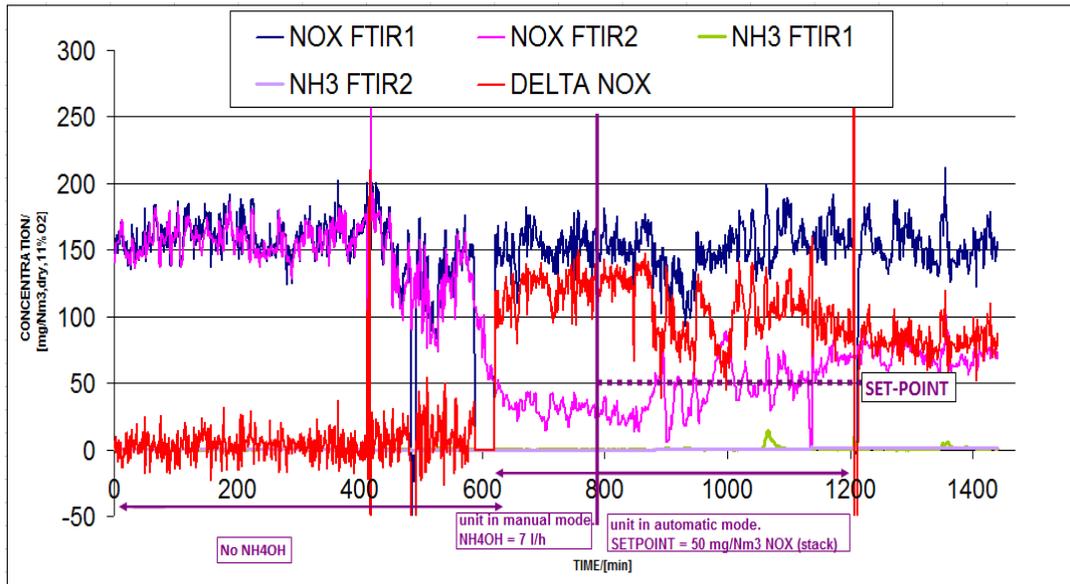


Figura 5.12 Andamenti temporali (ogni minuto) degli NO_x e NH_3 complessivi durante la prova con la regolazione in manuale 1) e in automatico 2).

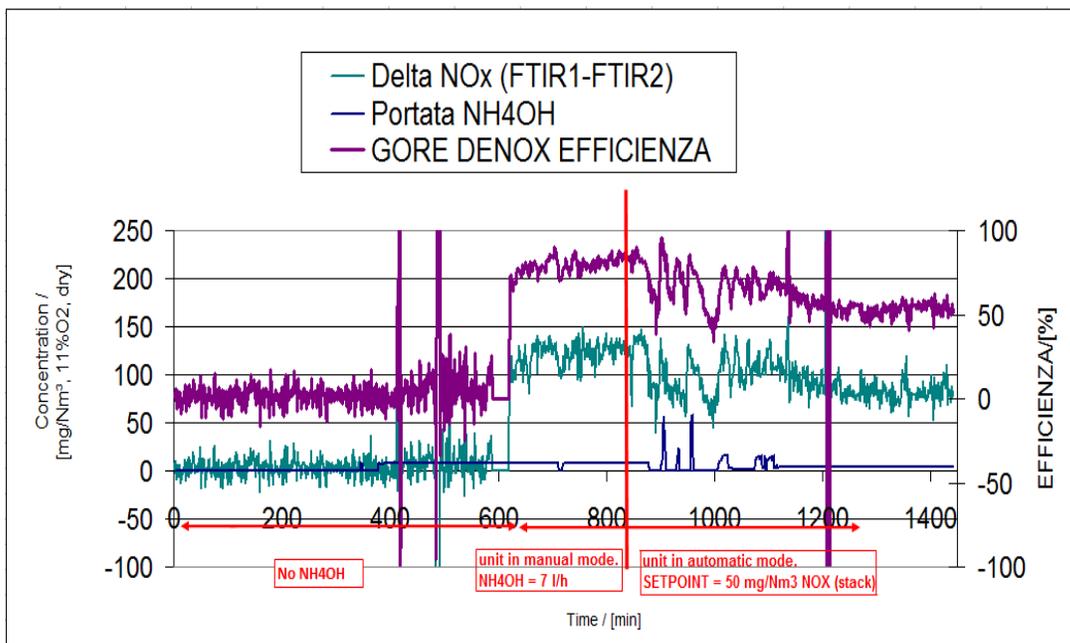


Figura 5.13 Andamenti temporali del ΔNO_x , della portata di ammoniaca e dell'efficienza del sistema GORE DeNOx durante la prova con la regolazione in manuale 1) e in automatico 2).

5.3 TERZA SERIE DI PROVE: INIEZIONE SOLO DI AMMONIACA COME MEZZO REAGENTE

Come terza serie di prove sperimentali si è osservato come risponde il filtro a maniche con gli inserti catalitici utilizzando come mezzo reagente solo la soluzione di ammoniaca (25%) iniettata a monte del filtro. Si è quindi fatto funzionare la linea 1 arrestando l'SNCR come sistema di abbattimento degli ossidi di azoto, e utilizzando come sistema per la denitrificazione solamente il sistema GORE DeNOx e il ricircolo dei fumi (FGR). In Figura 5.14 si riporta lo schema della linea 1 funzionante solo con NH₄OH (GORE, 2011).

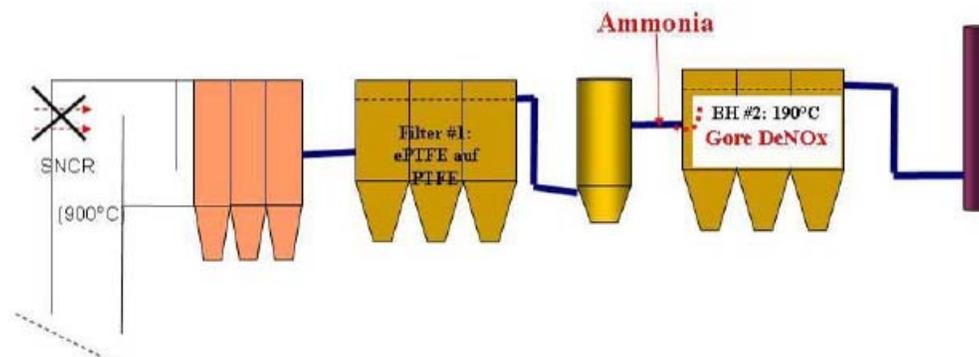


Figura 5.14 Schema della linea 1 utilizzando ammoniaca al 25% come mezzo reagente.

Le prove affrontate sono:

- 1) set point a camino di NO_x di 60 mg/Nm³;
- 2) set point a camino di NO_x di 70 mg/Nm³;
- 3) confronto tra una manica catalitica e una manica non catalitica.

Prove:

1) SET POINT A CAMINO DI NO_x DI 60 mg/Nm³

Questa prova è stata effettuata impostando un set point degli NO_x a camino di 60 mg/Nm³.

Obiettivo prova: si osserverà come risponde il filtro GORE DeNOx, verrà calcolato un bilancio sull'ammoniaca per osservare la quantità non reagita, lo slip a camino dell'ammoniaca e il rapporto tra ammoniaca in ingresso e gli ossidi di azoto reagiti. Si calcolerà l'efficienza di abbattimento del sistema GORE DeNOx, il tutto tenendo sempre sotto controllo la temperatura nel filtro a maniche. Questa prova è stata effettuata il 22 e 23 novembre 2011. Da questa data in poi il sistema SNCR nella linea 1 è rimasto sempre non funzionante e la linea marcia solo con il filtro a maniche come sistema SCR e con il ricircolo dei fumi (FGR).

Risultati

In Tabella 5.5 si riportano i valori medi giornalieri delle concentrazioni degli inquinanti rilevati dall'FTIR1 (si ricorda che questo strumento di rilevazione è posizionato a monte del reattore a bicarbonato) per avere un quadro generale della situazione dei fumi prima dell'ingresso al filtro a maniche per l'abbattimento degli NO_x. Come si può notare con l'SNCR non funzionante la concentrazione degli NO_x a monte del secondo filtro a maniche è di 150/160 mg/Nm³, sempre sotto ai limiti di legge, questo importante risultato è dovuto alla configurazione impiantistica della linea 1 e all'efficiente sistema di ricircolazione dei fumi (FGR) che opera anch'esso un abbattimento degli ossidi di azoto.

Per ottenere a camino un valore medio degli NO_x di 60 mg/Nm³, il sistema di regolazione invia una portata media di NH₄OH di 5 l/h, lavorando così con un rapporto stechiometrico $S = \text{NH}_3 / \text{NO}_{x \text{ reagiti}}$ di 1,1.

Di seguito verrà riportato il bilancio dell'ammoniaca effettuato per le condizioni di esercizio del filtro durante questa prova.

Tabella 5.5 Valori medi giornalieri degli inquinanti rilevati dall'FTIR1 a monte del filtro catalitico senza l'SNCR e con FGR.

FTIR1	VALORE	UNITA' DI MISURA
Portata fumi	32000	Nm ³ /h
NO	99	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
NO ₂	1,25	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
NO _x	150	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
CO	1,65	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
SO ₂	34,4	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
HCl	140	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
HF	1,4	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
CO ₂	8,5	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
NH ₃	0,5	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
Pompa urea	0	%

BILANCIO AMMONIACA PER IL CALCOLO DI $S = \text{NH}_3 / \text{NO}_{x \text{ reagiti}}$

Dati in ingresso fissati:

Portata fumi= 32000 Nm³/h

Concentrazione NO_x in ingresso al filtro= 150 mg/Nm³, secchi, 11%O₂

Densità ammoniacca = 910 g/m³

Portata NH₄OH (25%)= 5 l/h

Concentrazione NO_x in uscita al filtro= 60 mg/Nm³, secchi, 11%O₂

Efficienza abbattimento NO_x del GORE DeNO_x = 60%

Calcolo DeltaNO_x:

$$\Delta NO_x = NO_{x,in} - NO_{x,out} = 90 \text{ mg} / \text{Nm}^3 \quad (5.17)$$

dove NO_x sono le concentrazioni in ingresso e in uscita al filtro.

Calcolo dei ppm di ammoniacca in ingresso al filtro:

$$5 \frac{\text{l}_{\text{NH}_4\text{OH}}}{\text{h}} \cdot 910 \frac{\text{g}}{\text{m}^3} \div 1000 = 4,55 \frac{\text{kg}_{\text{NH}_4\text{OH}}}{\text{h}} \quad (5.18)$$

Essendo l'ammoniaca iniettata a monte del secondo filtro acquosa al 25% si utilizza la seguente formula per trovare i kg/h di ammoniacca pura iniettata:

$$4,55 \frac{\text{kg}_{\text{NH}_4\text{OH}}}{\text{h}} \cdot 0,25 = 1,14 \frac{\text{kg}_{\text{NH}_3}}{\text{h}} \quad (5.19)$$

$$1,14 \frac{\text{kg}_{\text{NH}_3}}{\text{h}} \div 32000 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}} \cdot (1000 \cdot 1000) = 35,55 \frac{\text{mg}_{\text{NH}_3}}{\text{m}^3} \quad (5.20)$$

$$35,55 \frac{\text{mg}_{\text{NH}_3}}{\text{m}^3} \cdot 22,4 \div 17 \frac{\text{g}}{\text{mole}} = 46,84 \text{ ppm}_{\text{NH}_3} \quad (5.21)$$

Calcolo dei ppm di NO_x reagiti:

La differenza di NO_x tra ingresso e uscita del secondo filtro a maniche rappresenta gli NO_x reagiti e sono 43,83 ppm.

$$90 \frac{\text{mg}_{\text{NO}_x}}{\text{Nm}^3} \cdot 22,4 \div 46 = 43,83 \text{ ppm}_{\text{NO}_x} \quad (5.22)$$

Calcolo coefficiente stechiometrico S

Il coefficiente S è dato dal rapporto tra i ppm di NH₃ inviati in ingresso al filtro e gli NO_x reagiti.

$$S = \frac{46,84 \text{ ppm}_{NH_3}}{43,83 \text{ ppm}_{NO_x, \text{reagiti}}} = 1,1 \quad (5.23)$$

Calcolo dei ppm di NH3 reagiti:

Le reazioni che avvengono all'interno del filtro per l'abbattimento degli NOx sono:



Gli NOx reagiti sono 43,83 ppm. Secondo dati di letteratura iniettando ammoniaca a un valore superiore a quello stechiometrico nei fumi si forma per il 95% NO e per il 5% NO₂. Utilizzando questa assunzione si è calcolato il valore di NO e NO₂ reagiti con le seguenti formule:

$$43,83 \text{ ppm}_{NO_x} \cdot 0,95 = 41,63 \text{ ppm}_{NO} \quad (5.26)$$

$$43,83 \text{ ppm}_{NO_x} \cdot 0,05 = 2,19 \text{ ppm}_{NO_2} \quad (5.27)$$

Dalla reazione (5.24) le moli di NO reagite sono stechiometricamente uguali alle moli NH₃ reagite e di N₂ formate, quindi:

$$41,63 \text{ ppm}_{NO} = 41,63 \text{ ppm}_{NH_3} \quad (5.28)$$

Invece dalla reazione (5.25) per ogni mole di NO₂ che reagisce servono 2 moli di NH₃, portando alla formazione di 1,5 moli di N₂, quindi le moli di NH₃ che reagiscono sono:

$$2,19 \text{ ppm}_{NO_2} \cdot \frac{8}{6} = 2,92 \text{ ppm}_{NH_3} \quad (5.29)$$

In totale le moli di NH₃ reagite sono: 44,55 ppm.

Essendo le moli di ammoniaca in ingresso pari a 46,84 ppm, e le moli di ammoniaca reagite pari a 44,55 ppm, il rapporto NH_{3,in}/NH_{3,reatite} è di 1,07, si è lavorato quindi con un eccesso di ammoniaca del 7% rispetto lo stechiometrico (ppmNH_{3,ingresso}/ppmNH_{3,reatiti}).

La quantità di ammoniaca non reagita è di 2,28 ppm che corrispondono a 1,7 mgNH₃/m³ non reagiti.

Al camino la concentrazione di ammoniaca liberata è di circa 1 mg/Nm³, secchi, 11% O₂, quindi l'ammoniaca che effettivamente non è reagita è di 0,73 mg/Nm³, che corrispondono

a 23,41 g/h di ammoniaca non reagita, valore molto basso. Questa quantità si può trovare adsorbita nelle ceneri separate dal filtro a maniche nelle tramogge e una parte, invece, può partecipare alle reazioni di neutralizzazione per la formazione di sali, come NH_4Cl , NH_4HSO_3 , a causa della presenza nei fumi di HCl e SO_2 .

In Figura 5.15 si riportano gli andamenti degli ossidi di azoto e dell'ammoniaca a monte del filtro (FTIR1) e a camino (FTIR2) nel tempo durante la prova. La scala temporale è espressa in minuti.

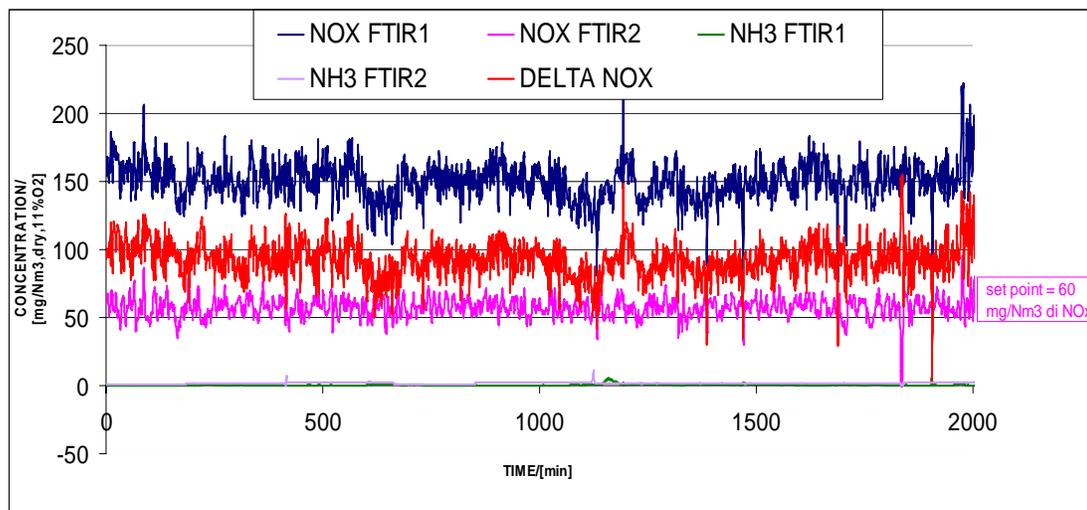


Figura 5.15 Andamento degli NO_x e NH_3 a monte del filtro e a camino, durante la prova sperimentale 1) con set point a camino degli NO_x di 60 mg/Nm^3 , secchi, $11\% \text{O}_2$.

In Figura 5.16 si riporta l'andamento dell'efficienza del sistema GORE DeNOx per una variazione di NO_x di 90 mg/Nm^3 , e l'andamento della portata di ammoniaca inviata dal sistema di regolazione.

Come si può osservare dalla Figura 5.17 la portata di ammoniaca media inviata dal sistema di regolazione per avere un abbattimento degli NO_x di 90 mg/Nm^3 , è di 5 l/h .

Questo stabilisce un rapporto $\text{NH}_3/\text{NO}_{x,\text{reagiti}}$ di 1,1 e un'efficienza del sistema GORE DeNOx del 60%.

I grafici di seguito riportano i dati ogni minuto.

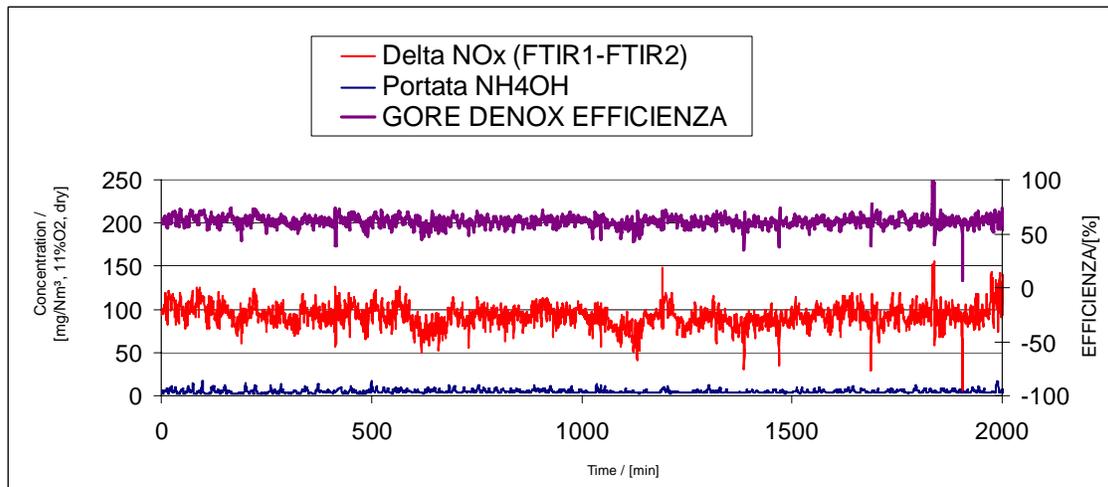


Figura 5.16 Andamento dell'efficienza di abbattimento degli NOx con set point a camino di 60 mg/Nm^3 di NOx, quindi con delta NOx di 80 mg/Nm^3 e andamento della portata di ammoniaca per la prova 1).

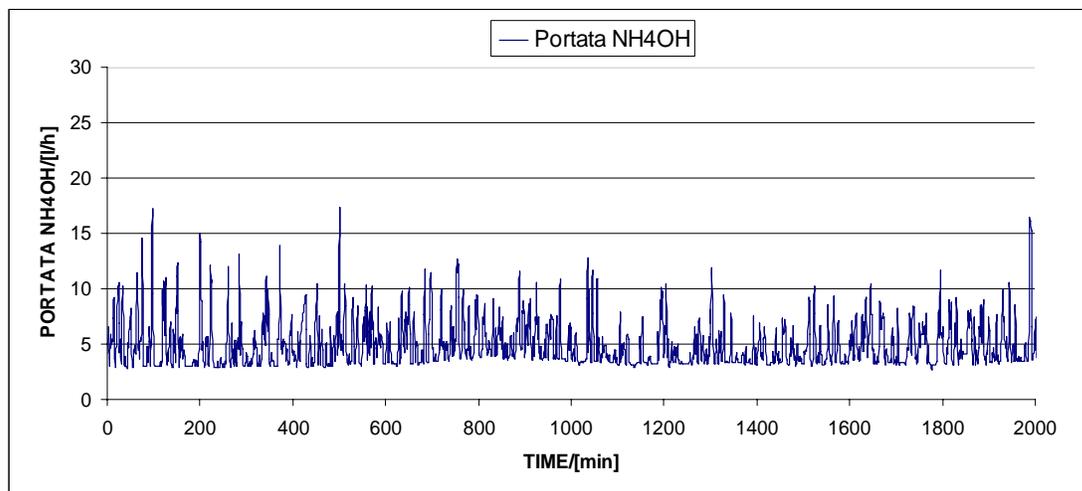


Figura 5.17 Andamento della portata di NH4OH inviata a monte del filtro catalitico per ottenere a camino un valore di 60 mg/Nm^3 di NOx, quindi con un'efficienza di abbattimento degli ossidi di azoto del 60%.

In Tabella 5,6 si riportano i valori degli inquinanti rilevati a camino durante questa prova sperimentale.

Come si può osservare nelle Figure 5.18 e 5.19, iniettando 5 l/h di ammoniaca al 25% il valore ottimo di S è di 1,1, poiché per valori superiori la quantità di ammoniaca non reagita è molto elevata e si può avere quindi un'emissione di NH_3 superiore ai limiti stabiliti, delle ceneri molto impregnate di ammoniaca o una formazione elevata di sali di neutralizzazione. Invece, per valori inferiori, l'ammoniaca iniettata non soddisfa il bilancio perché risulta sottodosata, quindi non sufficiente per tutta la superficie del catalizzatore.

Tabella 5.6 Valori medi giornalieri degli inquinanti rilevati dall'FTIR2 durante la prova sperimentale 1).

FTIR2	VALORE	UNITA' DI MISURA
Portata fumi	32000	Nm ³ /h
NO	37	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
NO ₂	1,2	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
NO _x	60	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
CO	2,51	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
SO ₂	0,25	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
HCl	1,39	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
HF	0,04	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
CO ₂	9	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
NH ₃	1	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
Pompa urea	0	%

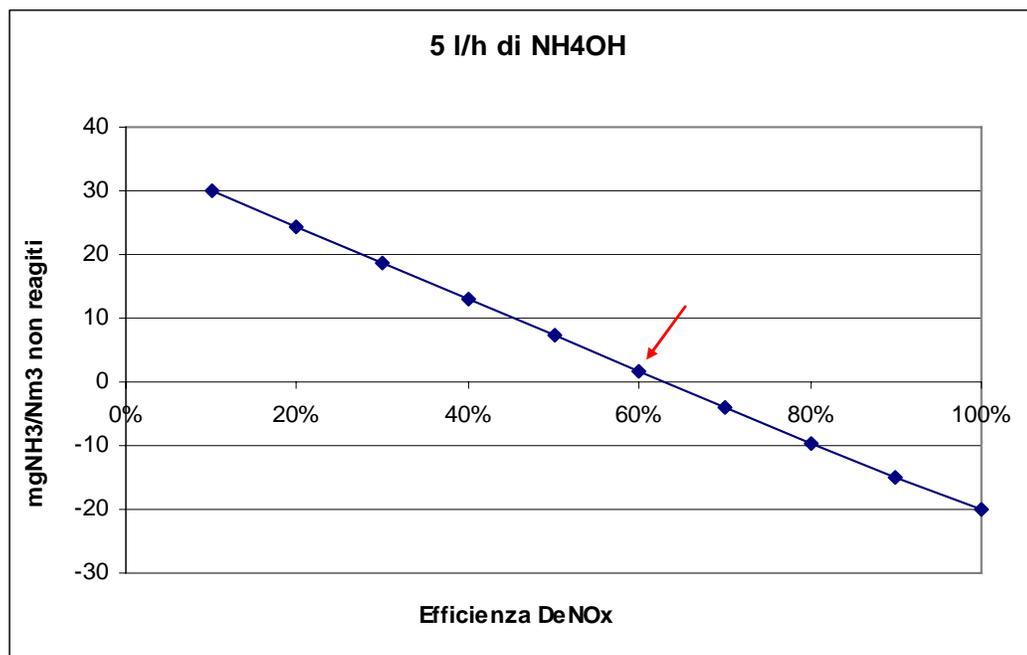


Figura 5.18 Il grafico riporta l'andamento dell'efficienza di abbattimento degli NOx in funzione dei mgNH₃/Nm³ non reagiti, iniettando 5 l/h di ammoniaca la 25%.

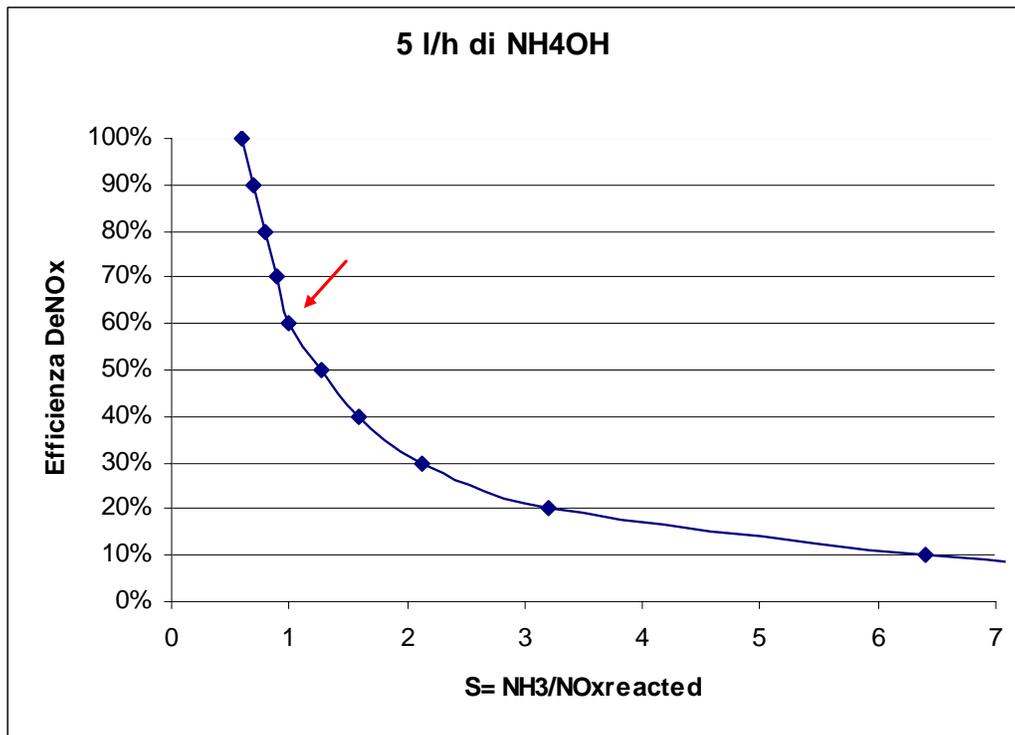


Figura 5.19 Il grafico riporta l'andamento dell'efficienza di abbattimento degli NO_x in funzione del rapporto S, iniettando 5 l/h di ammoniaca la 25%.

2) SET POINT A CAMINO DI NO_x DI 70 mg/Nm³

Questa prova è stata effettuata impostando come valore di set point a camino 70 mg/Nm³ (secchi e all'11% di O₂) di ossidi di azoto, sempre mantenendo l'SNCR non funzionante e il sistema FGR funzionante. Questa prova è stata fatta il 5 e 6 dicembre 2011.

Obiettivo prova: anche in questo caso si è valutato l'efficienza di abbattimento da parte del filtro, il coefficiente S ottimo per avere la minima quantità di ammoniaca non reagita nei fumi e nelle ceneri e quindi anche la portata di ammoniaca (al 25%) necessaria da inviare a monte del filtro. È stata sempre mantenuta sotto controllo la temperatura del filtro.

Risultati

In Tabella 5.7 si riportano i valori medi giornalieri degli inquinanti a monte del filtro durante la prova sperimentale.

A monte del filtro la concentrazione degli ossidi di azoto, come per il caso precedente, è sempre attorno ai 150 mg/Nm³.

Fissando un set point a camino di 70 mg/Nm³ si vuole ottenere un abbattimento degli NO_x di 80 mg/Nm³.

Tabella 5.7 Valori medi giornalieri degli inquinanti rilevati dall'FTIRI durante la prova sperimentale 2)

FTIRI	VALORE	UNITA' DI MISURA
Portata fumi	32000	Nm ³ /h
NO	109,65	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
NO ₂	1,3	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
NO _x	150	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
CO	3,16	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
SO ₂	48,71	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
HCl	218	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
HF	5,98	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
CO ₂	8,47	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
NH ₃	0,11	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
Pompa urea	0	%

Per garantire questo abbattimento sono necessari in media 4,5 l/h di ammoniaca al 25% e lavora così con un coefficiente S=1,1. di seguito è riportato il bilancio dell'ammoniaca effettuato per questo caso.

BILANCIO AMMONIACA PER IL CALCOLO DI $S = \text{NH}_3 / \text{NO}_{x \text{ reagiti}}$

Dati in ingresso fissati:

Portata fumi= 32000 Nm³/h

Concentrazione NOx in ingresso al filtro= 150 mg/Nm³,secchi,11%O₂

Densità ammoniaca = 910 g/m³

Portata NH₄OH (25%)= 4,5 l/h

Concentrazione NOx in uscita al filtro= 70 mg/Nm³,secchi,11%O₂

Efficienza abbattimento NOx del GORE DeNOx = 53,3%

Calcolo DeltaNOx:

$$\Delta NO_x = NO_{x,in} - NO_{x,out} = 80 \text{ mg} / \text{Nm}^3 \tag{5.30}$$

dove NO_x sono le concentrazioni in ingresso e in uscita al filtro.

Calcolo dei ppm di ammoniaca in ingresso al filtro:

$$4,5 \frac{\text{l}_{\text{NH}_4\text{OH}}}{\text{h}} \cdot 910 \frac{\text{g}}{\text{m}^3} \div 1000 = 4 \frac{\text{kg}_{\text{NH}_4\text{OH}}}{\text{h}} \tag{5.31}$$

Essendo l'ammoniaca iniettata a monte del secondo filtro acquosa al 25% si utilizza la seguente formula per trovare i kg/h di ammoniaca pura iniettata:

$$4 \frac{\text{kg}_{NH_4OH}}{h} \cdot 0,25 = 1 \frac{\text{kg}_{NH_3}}{h} \quad (5.32)$$

$$1 \frac{\text{kg}_{NH_3}}{h} \div 32000 \frac{Nm^3}{h} \cdot (1000 \cdot 1000) = 32 \frac{mg_{NH_3}}{m^3} \quad (5.33)$$

$$32 \frac{mg_{NH_3}}{m^3} \cdot 22,4 \div 17 \frac{g}{mole} = 42 ppm_{NH_3} \quad (5.34)$$

Calcolo dei ppm di NO_x reagiti:

La differenza di NO_x tra ingresso e uscita del secondo filtro a maniche rappresenta gli NO_x reagiti e sono 38 ppm.

$$80 \frac{mg_{NO_x}}{Nm^3} \cdot 22,4 \div 46 = 38 ppm_{NO_x} \quad (5.35)$$

Calcolo coefficiente stechiometrico S

Il coefficiente S è dato dal rapporto tra i ppm di NH₃ inviati in ingresso al filtro e gli NO_x reagiti.

$$S = \frac{42 ppm_{NH_3}}{38 ppm_{NO_x, reagiti}} = 1,1 \quad (5.36)$$

Calcolo dei ppm di NH₃ reagiti:

Le reazioni che avvengono all'interno del filtro per l'abbattimento degli NO_x sono:



Gli NO_x reagiti sono 38 ppm. Secondo dati di letteratura iniettando ammoniaca a un valore superiore a quello stechiometrico nei fumi si forma per il 95% NO e per il 5% NO₂.

Utilizzando questa assunzione si è calcolato il valore di NO e NO₂ reagiti con le seguenti formule:

$$38 \text{ ppm}_{NO_x} \cdot 0,95 = 37 \text{ ppm}_{NO} \quad (5.39)$$

$$38 \text{ ppm}_{NO_x} \cdot 0,05 = 1,9 \text{ ppm}_{NO_2} \quad (5.40)$$

Dalla reazione (5.37) le moli di NO reagite sono stechiometricamente uguali alle moli NH₃ reagite e di N₂ formate, quindi:

$$37 \text{ ppm}_{NO} = 37 \text{ ppm}_{NH_3} \quad (5.41)$$

Invece dalla reazione (5.38) per ogni mole di NO₂ che reagisce servono 2 moli di NH₃, portando alla formazione di 1,5 moli di N₂, quindi le moli di NH₃ che reagiscono sono:

$$1,9 \text{ ppm}_{NO_2} \cdot \frac{8}{6} = 2,6 \text{ ppm}_{NH_3} \quad (5.42)$$

In totale le moli di NH₃ reagite sono: 39,6 ppm.

Essendo le moli di ammoniaca in ingresso pari a 42 ppm, e le moli di ammoniaca reagite paria 38 ppm, il rapporto NH_{3,in}/NH_{3,reatite} è di 1,1, si è lavorato quindi con un eccesso di ammoniaca del 6,4% rispetto lo stechiometrico (ppmNH_{3,ingresso}/ppmNH_{3,reatiti}).

La quantità di ammoniaca non reagita è di 2,5 ppm che corrispondono a 1,9 mgNH₃/m³ non reagiti. A camino la quantità di ammoniaca liberata è di circa 0,7 mg/Nm³,secchi,11%O₂, quindi l'ammoniaca che effettivamente non è reagita è di 1,2 mg/Nm³, che corrispondono a 39 g/h di ammoniaca non reagita, valore molto basso. Questa quantità si può trovare adsorbita nelle ceneri che vengono raccolte dal basso del filtro a maniche nelle tramogge e una parte, invece, può partecipare alle reazioni di neutralizzazione per la formazione di sali, come NH₄Cl, NH₄HSO₃, a causa della presenza nei fumi di HCl e SO₂.

In Figura 5.20 si riporta l'andamento nel tempo (in minuti) degli ossidi di azoto e dell'ammoniaca a monte del filtro e a camino.

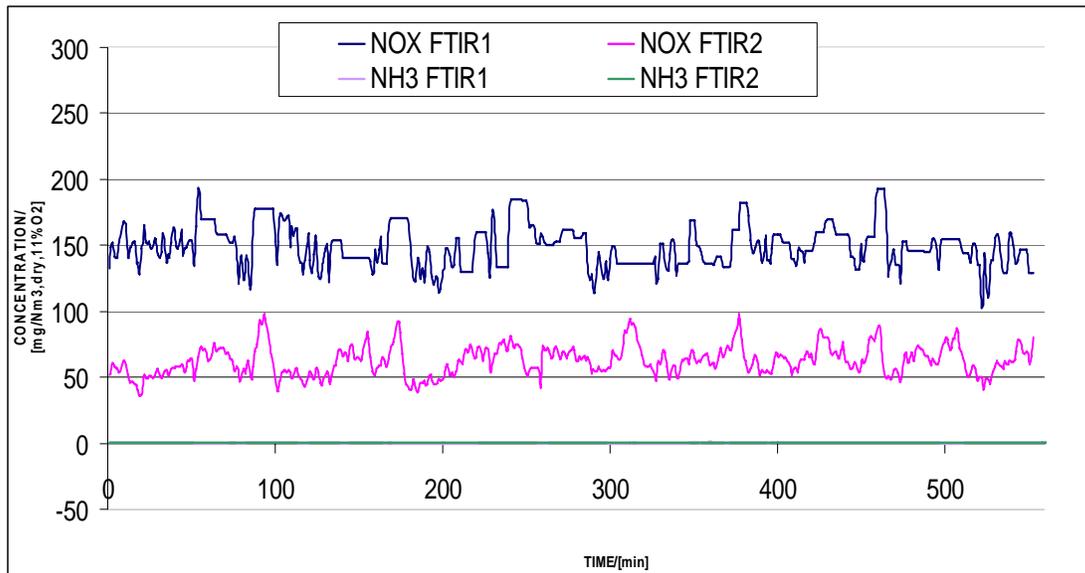


Figura 5.20 Andamento nel tempo degli NOx e dell'ammoniaca a monte del filtro (FTIR1) e a camino (FTIR2), durante la prova 2) con set point a camino di 70 mg/Nm^3 .

In Figura 5.21 si può osservare come la temperatura sia sempre stata superiore o uguale ai 190°C .

In Figura 5.22 si riporta l'andamento dell'efficienza del sistema GORE DeNOx per una variazione di NOx di 80 mg/Nm^3 , e l'andamento della portata di ammoniaca inviata dal sistema di regolazione. Come si può osservare dalla Figura 5.23 la portata di ammoniaca media inviata dal sistema di regolazione per avere un abbattimento degli NOx di 80 mg/Nm^3 , è di $4,5 \text{ l/h}$. Questo stabilisce un rapporto $\text{NH}_3/\text{NO}_{x,\text{reagiti}}$ di 1,1 e un'efficienza del sistema GORE DeNOx del 53,3%.

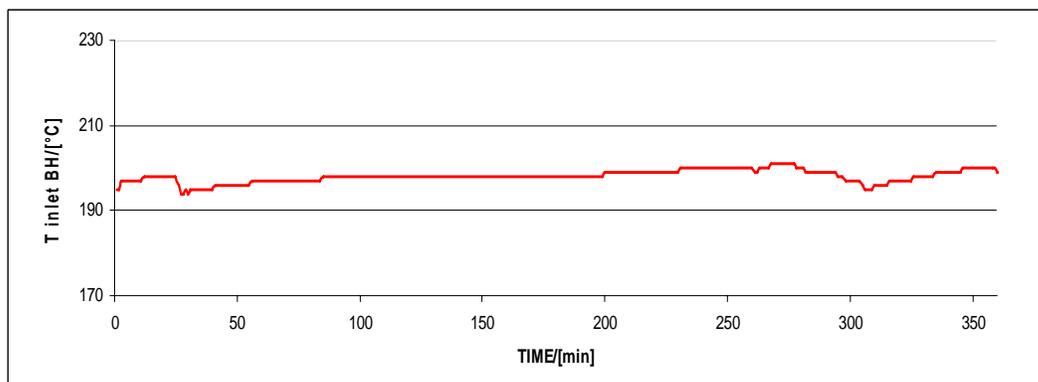


Figura 5.21 Temperatura del filtro a maniche durante la prova sperimentale.

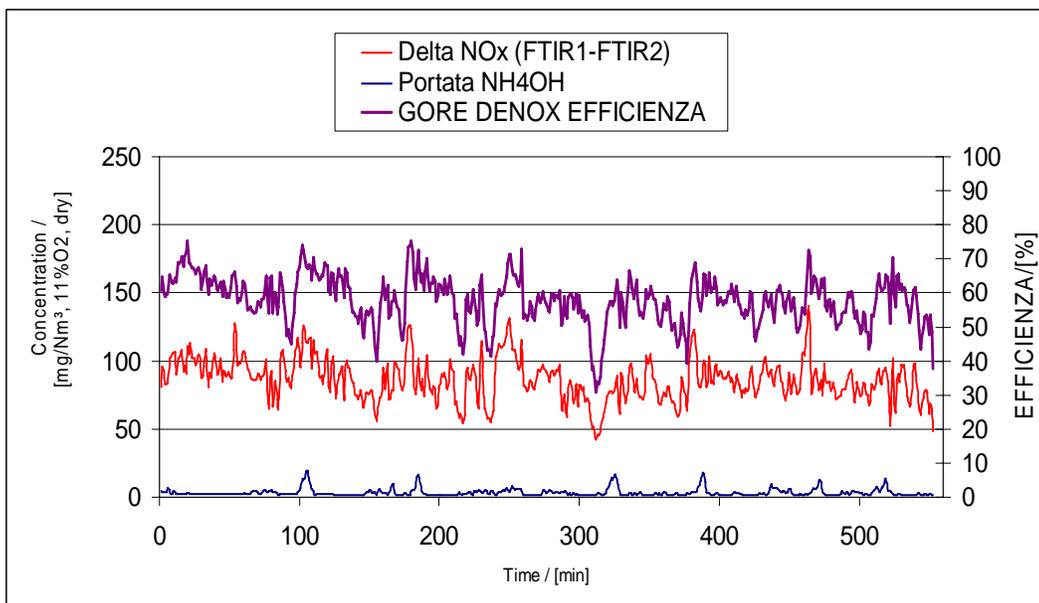


Figura 5.22 Andamento dell'efficienza di abbattimento degli NOx con set point a camino di $70 \text{ mg}/\text{Nm}^3$ di NOx, quindi con delta NOx di $80 \text{ mg}/\text{Nm}^3$, e andamento della portata di ammoniacca.

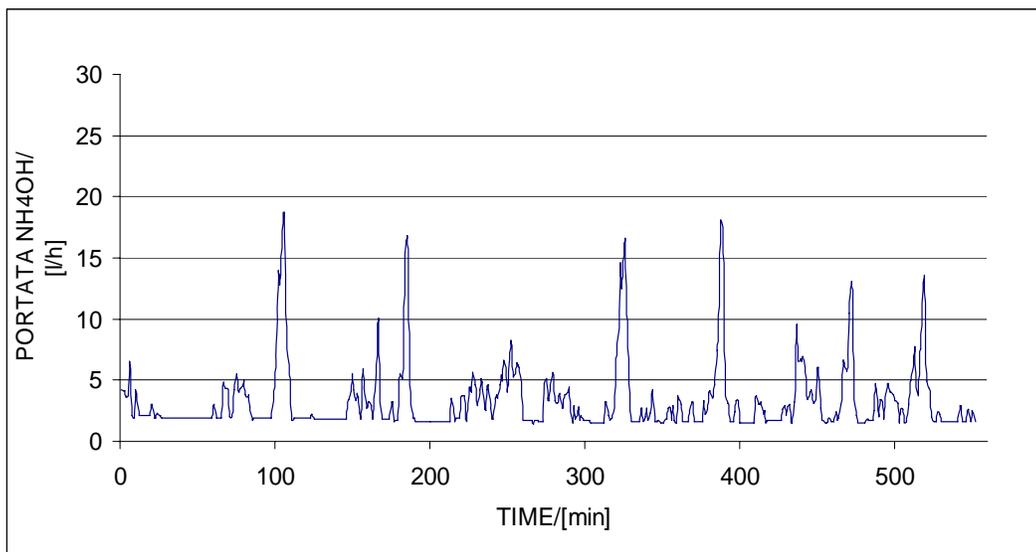


Figura 5.23 Andamento della portata di NH_4OH inviata a monte del filtro catalitico. I picchi sono dovuti a un aumento della concentrazione degli ossidi di azoto a monte del filtro; il sistema di regolazione invia una maggior quantità di reagente per l'abbattimento (sempre lavorando con $S=1,1$).

In Tabella 5.7 si riportano il valore medi giornalieri degli inquinanti a camino durante questa prova.

Tabella 5.7 Valori medi giornalieri degli inquinanti rilevati dall'FTIR2 durante la prova sperimentale 2).

FTIR2	VALORE	UNITA' DI MISURA
Portata fumi	32000	Nm ³ /h
NO	45	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
NO ₂	1,7	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
NO _x	70	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
CO	6,6	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
SO ₂	0,38	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
HCl	4,3	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
HF	0,26	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
CO ₂	8,3	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
NH ₃	0,7	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
Pompa urea	0	%

Nella Tab. 5.8 si riporta la portata di soluzione di ammoniaca da inviare a monte del filtro a maniche catalitiche a diverse efficienze di abbattimento degli ossidi di azoto per mantenere un coefficiente $S=1.1$. Questi valori si sono ottenuti risolvendo i bilanci di materia per l'ammoniaca in ingresso e in uscita dal filtro e considerano una concentrazione in ingresso di NO_x di 150 mg/Nm³ come avviene mediamente per la linea 1 e come è stato considerato per tutti i casi di studio precedenti. Per tutti questi valori di portata, la concentrazione di ammoniaca liberata a camino è < 1,5 mg/Nm³.

In Figura 5.24 il grafico riporta la portata di soluzione di ammoniaca da inviare a monte del filtro a maniche catalitiche a diverse efficienze di abbattimento degli ossidi di azoto per mantenere un coefficiente $S=1.1$.

Tabella 5.8 Valori di portata di ammoniaca al 25% da inviare a monte del filtro a diverse efficienze di abbattimento degli ossidi di azoto, con $S=1.1$.

$S = \text{NH}_3/\text{NO}_{x,\text{reagiti}} = 1,1$	
Efficienza DeNO _x [%]	Portata NH ₄ OH (25%) [l/h]
100	8,5
90	8
80	7
70	6
60	5
50	4,5
40	3,5
30	2,5
20	1,8
10	0,9
0	0

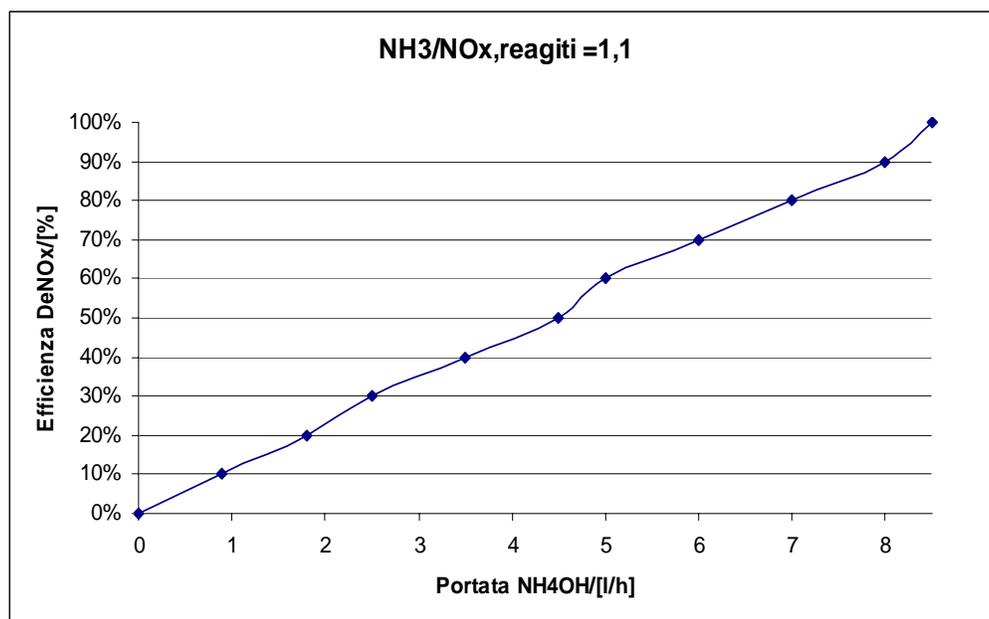


Figura 5.24 Il grafico riporta la portata di ammoniaca da inviare a monte del filtro per ottenere diverse efficienze di abbattimento degli NOx con rapporto $S=1,1$.

3) CONFRONTO TRA UNA MANICA CATALITICA E UNA MANICA NON CATALITICA

Il 6 dicembre 2011 è stata affrontata anche un'altra prova sperimentale. È stato inserito all'interno di una singola manica catalitica uno spettrometro di massa per rilevare le concentrazioni degli inquinanti nella singola manica, in particolare: SO₂, O₂, CO, CO₂, HCl, NO₂, NO e NO_x. Le condizioni operative sono state le stesse della prova 2): set point a camino di 70 mg/Nm³, utilizzo solo del sistema GORE DeNOx e il ricircolo dei fumi per l'abbattimento degli ossidi di azoto.

Obiettivo prova: lo spettrometro di massa è stato collegato per un periodo iniziale alla manica con l'inserito catalitico e successivamente a una manica non catalitica (sempre all'interno del secondo filtro a maniche della linea 1) per osservarne le differenze in termini di concentrazione degli inquinanti. (Appendice, File 02 - Bilancio di materia dell'ammoniaca e valori di concentrazione per una singola manica catalitica).

Questo tipo di prova è stata affrontata per avere una doppia sicurezza che i risultati ottenuti dall'FTIR installati sulla linea 1 siano quelli reali.

In Figura 5.25 si riporta uno schema relativo all'inserimento dello spettrometro di massa. Durante questa prova il set point a camino degli NOx è rimasto di 70 mg/Nm³, la portata di ammoniaca (NH₄OH) inviata all'incirca di 4,5 l/h, lavorando quindi con rapporto $S = 1,1$.

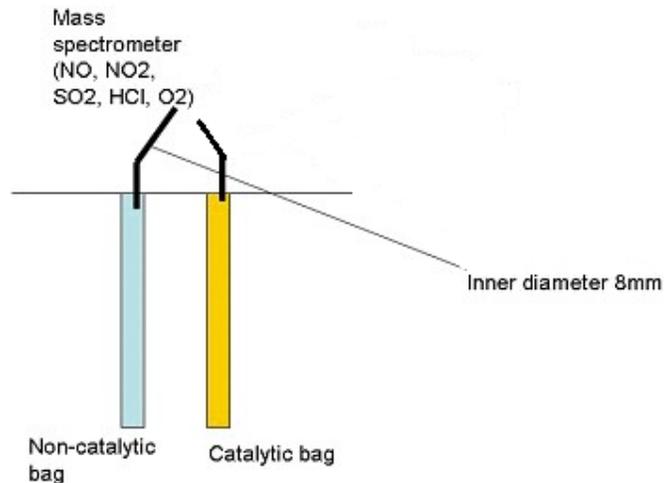


Figura 5.25 Manica catalitica e manica non catalitica collegata allo spettrometro di massa.

Risultati

In Tabella 5.9 si riportano i valori di concentrazione rilevati dallo spettrometro di massa sia per la manica catalitica che per quella non catalitica. Per manica non catalitica si intende una tradizionale manica che comunemente viene utilizzata in un filtro a maniche per la depolverazione: un inserto in ePTFE.

Tabella 5.9 Concentrazione degli inquinanti rilevati dallo spettrometro di massa per una manica catalitica e per una non catalitica. I valori sono delle medie ottenute durante il periodo di prova, una media di circa 2 ore.

Inquinante:	Manica catalitica	Manica non catalitica
SO ₂ [mg/Nm ³ ,dry,11%O ₂]	0,5	0,6
CO [mg/Nm ³ ,dry,11%O ₂]	23,5	28,5
CO ₂ [vol%]	5,1	8,7
HCl [mg/Nm ³ ,dry,11%O ₂]	3,4	2,3
O ₂ [vol%]	15	10
NO [mg/Nm ³ ,dry,11%O ₂]	45	90
NO ₂ [mg/Nm ³ ,dry,11%O ₂]	0,3	0,2
NO _x [mg/Nm ³ ,dry,11%O ₂]	70	138

Lo spettrometro di massa (che è uno strumento comunemente utilizzato nei sistemi di misura in continuo degli inquinanti nelle emissioni convogliate) ha permesso di misurare le concentrazioni degli inquinanti di interesse ed in particolare di riscontrare l'efficienza in termini di abbattimento degli NO_x da parte della manica catalitica. La differenza dei valori

misurati (soprattutto per gli inquinanti che nulla hanno a che fare con le maniche catalitiche), e riportati in Tabella 5.9, sono dovuti al fatto che le misure sono riferite a tempi brevi di mediazione (all'incirca 2 ore) e che i valori di misura rilevati sono riferiti a due prove effettuate non in parallelo, ma successive. Inizialmente si è collegato lo spettrometro di massa alla manica catalitica e successivamente alla manica non catalitica. In Figura 5.26 e 5.27 si riportano gli andamenti della concentrazione degli inquinanti durante la prova per la manica catalitica e non. La scala temporale è espressa in minuti.

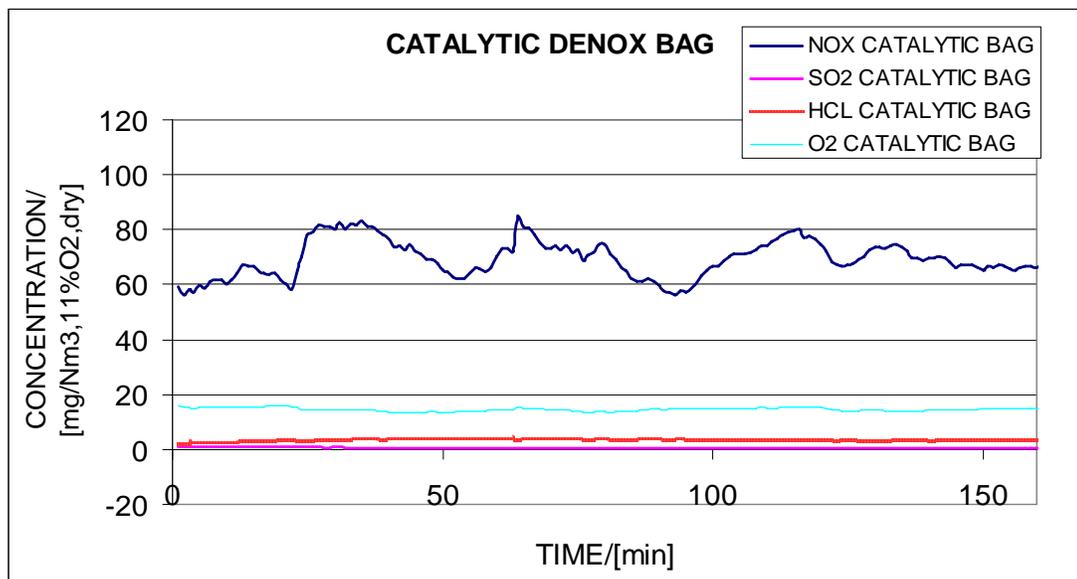


Figura 5.26 Andamento delle concentrazione degli inquinanti rilevati dallo spettrometro di massa per la manica catalitica. Scala temporale espressa in minuti.

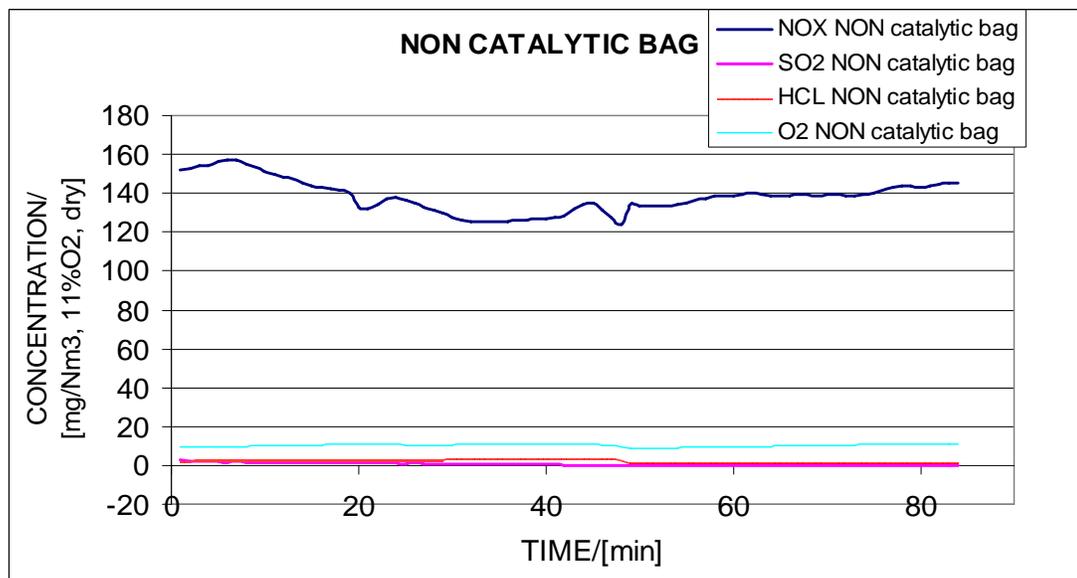


Figura 5.27 Andamento delle concentrazione degli inquinanti rilevati dallo spettrometro di massa per la manica non catalitica. Scala temporale espressa in minuti.

In Figura 5.28 si riporta la concentrazione degli ossidi di azoto in uscita da una manica catalitica e da una manica tradizionale. Si riportano inoltre i parametri calcolati alle condizioni di esercizio: l'efficienza di abbattimento degli ossidi di azoto, il tempo di permanenza dei fumi nella manica catalitica, la velocità di filtrazione dei fumi, il rapporto tra ammoniaca inviata a monte del filtro e gli ossidi di azoto reagiti ($S=1,1$) e la portata di ammoniaca al 25% iniettata per mantenere un valore di 70 mg/Nm^3 di NO_x a camino.

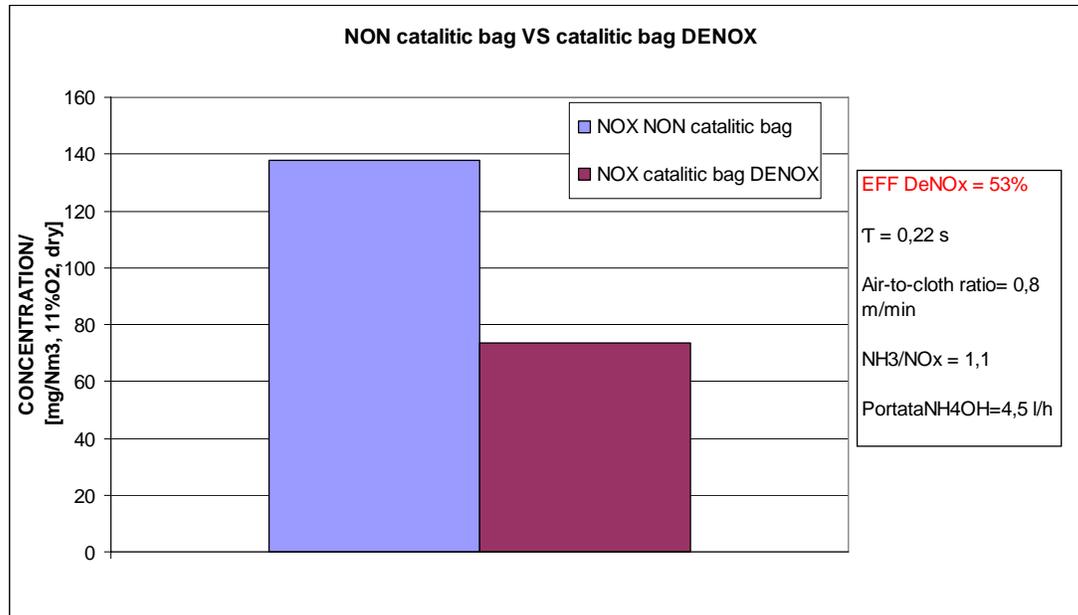


Figura 5.28 Confronto fra le concentrazioni degli ossidi di azoto in uscita da una manica catalitica rispetto ad una manica non catalitica.

Con questa prova si è riscontrato che i risultati rilevati dagli FTIR e quelli rilevati dallo spettrometro di massa sono i medesimi.

Confrontando i valori degli inquinanti per le due maniche catalitiche si osserva che:

- le concentrazioni delle altre specie (esclusi gli ossidi di azoto) e la quantità di ossigeno presente nei fumi sono differenti per la manica catalitica rispetto a quella non catalitica. Il motivo è dovuto principalmente al fatto che le scale temporale per il confronto non sono uguali. Le prove per la manica catalitica e per la manica non catalitica sono state effettuate in successione, per circa 2 ore è stato collegato lo spettrometro di massa alla manica catalitica e successivamente per circa altre 2 ore alla manica non catalitica. I fumi quindi possono aver avuto variazioni nella concentrazione di inquinanti.
- per quanto riguarda l'abbattimento delle polveri la maggior parte viene affrontato dal primo filtro a maniche presente nella linea 1, a camino le polveri rilevate dallo

strumento di misura sono $0,1 \text{ mg/Nm}^3$, l'efficienza di depolverazione è del 99,999%. L'inserto catalitico non ha alcuna funzione di abbattimento delle polveri, le polveri vengono trattenute dalla manica non catalitica esterna e internamente avviene solo la reazione di denitrificazione.

Il filtro catalitico (inteso come filtro tradizionale + inserto catalitico) genera una perdita di carico mediamente dell'ordine dei $110 \text{ mmH}_2\text{O}$, quando la perdita di carico raggiunge i $120 \text{ mmH}_2\text{O}$ avviene la pulizia delle maniche. Come si può osservare in Figura 5.29 la pulizia delle maniche nei vari compartimenti avviene all'incirca ogni 3 ore. L'inserto catalitico non influisce sulla perdita di carico del filtro poiché il valore è uguale alla perdita di carico di un filtro a maniche senza l'inserto catalitico. Infatti il secondo filtro a maniche presente sulla linea 2 presenta le stesse perdite di carico del filtro con l'inserto catalitico.

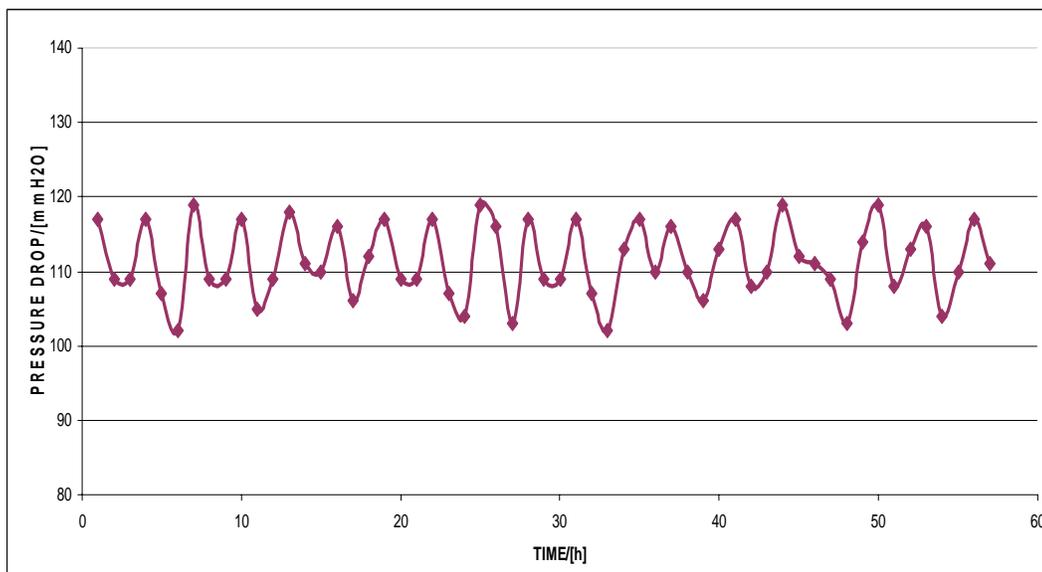


Figura 5.29 Andamento delle perdite di carico del filtro con gli inserti catalitici.

5.4 QUARTA PROVA: INIEZIONE DI AMMONIACA SOLO A MONTE DELLE MANICHE CATALITICHE, SENZA RICIRCOLO DEI FUMI (FGR)

Come ultima prova sperimentale si è scelto di operare senza il reattore SNCR, ormai fermo da tempo, e senza il ricircolo dei fumi (FGR). Come già spiegato nel Capitolo 2, il ricircolo dei fumi è una strategia molto valida per abbattere una parte degli ossidi di azoto rinviando in caldaia circa $1/3$ dei fumi prodotti.

Obiettivo prova: osservare la risposta del filtro a maniche catalitiche a una maggior concentrazione di ossidi di azoto in ingresso (prova effettuata il 13 Febbraio 2012).

Risultati

Fermando il ricircolo dei fumi, operando senza SNCR, la concentrazione degli ossidi di azoto è salita da un valore di circa 160 mg/Nm³ a circa 210/220 mg/Nm³.

L'utilizzo del ricircolo dei fumi comporta quindi un primo abbattimento degli ossidi di azoto pari a circa il 25-30%.

In Tabella 5.10 si riportano i valori delle concentrazioni rilevati dal FTIR1 a monte del filtro a maniche senza il ricircolo. Questi dati sono una media dei valori ottenuti durante la prova, della durata di circa 6 ore.

Tabella 5.10 Valori medi degli inquinanti rilevati dall'FTIR1 durante la prova sperimentale senza il ricircolo dei fumi.

FTIR1	VALORE	UNITA' DI MISURA
Portata fumi	39000	Nm ³ /h
NO	140	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
NO ₂	0,96	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
NO _x	210	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
CO	0,11	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
SO ₂	11,5	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
HCl	48	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
HF	0,14	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
CO ₂	8,4	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
NH ₃	0,05	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
Pompa urea e riciclo	0	%

A monte del filtro la concentrazione degli ossidi di azoto è circa 210 mg/Nm³. Fissando un set point a camino di 70 mg/Nm³, si vuole ottenere un abbattimento degli NO_x di 140 mg/Nm³.

Anche per questo caso si è risolto il bilancio di materia dell'ammoniaca per trovare il giusto rapporto NH₃/NO_{x,reati}, per calcolare la portata di ammoniaca necessaria e la perdita di ammoniaca a camino. L'obiettivo è di osservare sperimentalmente se il GORE DeNO_x regge a un aumento di ossidi di azoto in ingresso, ovvero se il valore di NO_x a camino è conforme al set point fissato ed è garantito nel tempo e se lo slip di NH₃ può essere considerato accettabile.

In Figura 5.30 si riporta l'andamento degli ossidi di azoto e dell'ammonica a monte e a valle del filtro, si può visivamente notare come la concentrazione degli NOx a monte aumenti alla chiusura del ricircolo dei fumi (FGR). Si noti che oggetto di questa prova è la fase indicata in Figura 5.30 come "senza riciclo".

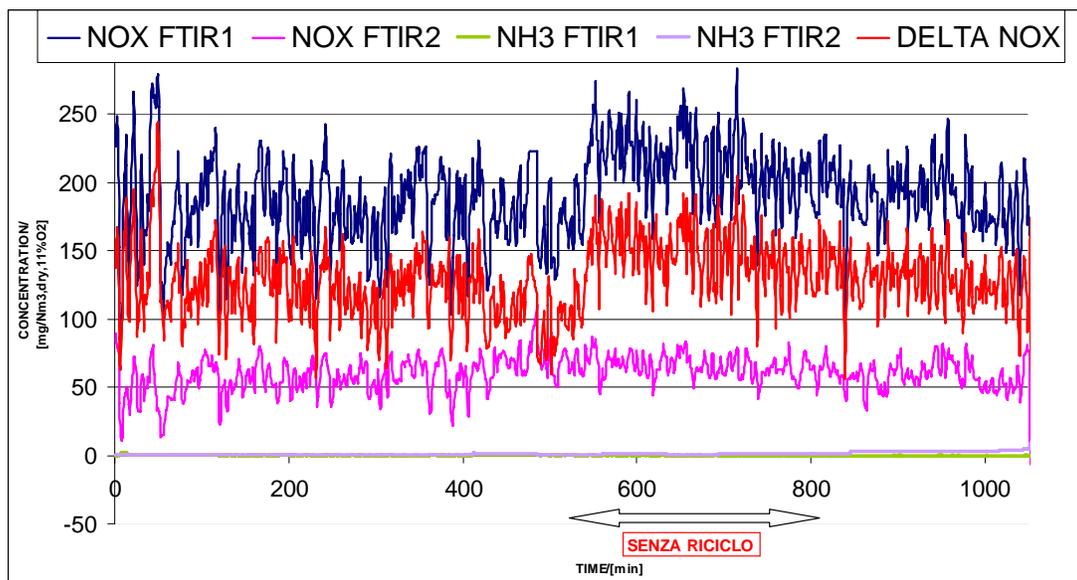


Figura 5.30 Andamento degli NOx e di NH₃ a monte e a valle del filtro a maniche catalitiche durante la sperimentazione senza riciclo.

BILANCIO AMMONIACA PER IL CALCOLO DI $S=NH_3/NO_{x\text{ reagiti}}$

Dati in ingresso fissati:

Portata fumi= 39000 Nm³/h

Concentrazione NOx in ingresso al filtro= 210 mg/Nm³,secchi,11%O₂

Densità ammoniacca = 910 g/m³

Portata NH₄OH (25%)= 9,5 l/h

Concentrazione NOx in uscita al filtro= 70 mg/Nm³,secchi,11%O₂

Efficienza abbattimento NOx del GORE DeNOx = 66,6%

Calcolo DeltaNOx:

$$DeltaNOx = NO_{x,in} - NO_{x,out} = 140mg / Nm^3 \tag{5.43}$$

dove NO_x sono le concentrazioni in ingresso e in uscita al filtro.

Calcolo dei ppm di ammoniaca in ingresso al filtro:

$$9,5 \frac{l_{NH_4OH}}{h} \cdot 910 \frac{g}{m^3} \div 1000 = 8,6 \frac{kg_{NH_4OH}}{h} \quad (5.44)$$

Essendo l'ammoniaca iniettata a monte del secondo filtro acquosa al 25% si utilizza la seguente formula per trovare i kg/h di ammoniaca pura iniettata:

$$8,6 \frac{kg_{NH_4OH}}{h} \cdot 0,25 = 2,16 \frac{kg_{NH_3}}{h} \quad (5.45)$$

$$2,16 \frac{kg_{NH_3}}{h} \div 39000 \frac{Nm^3}{h} \cdot (1000 \cdot 1000) = 55,4 \frac{mg_{NH_3}}{m^3} \quad (5.46)$$

$$55,4 \frac{mg_{NH_3}}{m^3} \cdot 22,4 \div 17 \frac{g}{mole} = 73 ppm_{NH_3} \quad (5.47)$$

Calcolo dei ppm di NO_x reagiti:

La differenza di NO_x tra ingresso e uscita del secondo filtro a maniche rappresenta gli NO_x reagiti e sono 68 ppm.

$$140 \frac{mg_{NO_x}}{Nm^3} \cdot 22,4 \div 46 = 68 ppm_{NO_x} \quad (5.48)$$

Calcolo coefficiente stechiometrico S

Il coefficiente S è dato dal rapporto tra i ppm di NH₃ inviati in ingresso al filtro e gli NO_x reagiti.

$$S = \frac{73 ppm_{NH_3}}{68 ppm_{NO_x, reagiti}} = 1,1 \quad (5.49)$$

Calcolo dei ppm di NH₃ reagiti:

Le reazioni che avvengono all'interno del filtro per l'abbattimento degli NO_x sono:



Gli NOx reagiti sono 68 ppm. Secondo dati di letteratura iniettando ammoniaca a un valore superiore a quello stechiometrico nei fumi si forma per il 95% NO e per il 5% NO₂.

Utilizzando questa assunzione si è calcolato il valore di NO e NO₂ reagiti con le seguenti formule:

$$68 \text{ ppm}_{NO_x} \cdot 0,95 = 64,7 \text{ ppm}_{NO} \quad (5.52)$$

$$68 \text{ ppm}_{NO_x} \cdot 0,05 = 3,4 \text{ ppm}_{NO_2} \quad (5.53)$$

Dalla reazione (5.50) le moli di NO reagite sono stechiometricamente uguali alle moli NH₃ reagite e di N₂ formate, quindi:

$$64,7 \text{ ppm}_{NO} = 64,7 \text{ ppm}_{NH_3} \quad (5.54)$$

Invece dalla reazione (5.51) per ogni mole di NO₂ che reagisce servono 2 moli di NH₃, portando alla formazione di 1,5 moli di N₂, quindi le moli di NH₃ che reagiscono sono:

$$3,4 \text{ ppm}_{NO_2} \cdot \frac{8}{6} = 4,5 \text{ ppm}_{NH_3} \quad (5.55)$$

In totale le moli di NH₃ reagite sono: 69,3 ppm.

Essendo le moli di ammoniaca in ingresso pari a 73 ppm, e le moli di ammoniaca reagite paria 69,3 ppm, il rapporto NH_{3,in}/NH_{3,reatite} è di 1,05, si è lavorato quindi con un eccesso di ammoniaca del 5% rispetto lo stechiometrico (ppmNH_{3,ingresso}/ppmNH_{3,reatiti}).

La quantità di ammoniaca non reagita è di 3,7 ppm che corrispondono a 2,8 mgNH₃/m³ non reagiti. A camino la quantità di ammoniaca liberata è di circa 1,2 mg/Nm³,secchi,11%O₂, quindi l'ammoniaca che effettivamente non è reagita è di 1,6 mg/Nm³, che corrispondono a 62 g/h di ammoniaca non reagita, valore molto basso. Questa quantità si può trovare adsorbita nelle ceneri che vengono raccolte dal basso del filtro a maniche nelle tramogge e una parte, invece, può partecipare alle reazioni di neutralizzazione per la formazione di sali, come NH₄Cl, NH₄HSO₃, a causa della presenza nei fumi di HCl e SO₂.

In Figura 5.31 si riporta l'andamento dell'efficienza del sistema GORE DeNOx per una variazione di NOx tra ingresso e uscita del filtro di circa 140 mg/Nm³ (in ingresso 210 mg/Nm³ e in uscita al filtro 70mg/Nm³). I valori sono riportati ogni minuto.

In Figura 5.32 si riporta l'andamento della portata di ammoniaca inviata dal sistema di regolazione. I valori sono riportati ogni 30 secondi. Come si può osservare dalla Figura 5.32 la portata di ammoniaca media inviata dal sistema di regolazione per avere un abbattimento degli NOx di 140 mg/Nm³, è di 9,5 l/h. Questo stabilisce un rapporto NH₃/NO_{x,reatanti} di 1,1 e un'efficienza del sistema GORE DeNOx del 66,6%. In Figura 5.33 si nota invece come la temperatura, aumentando la portata dei fumi diminuisca, rimanendo comunque sopra ai 190°C. I valori sono riportati ogni minuto.

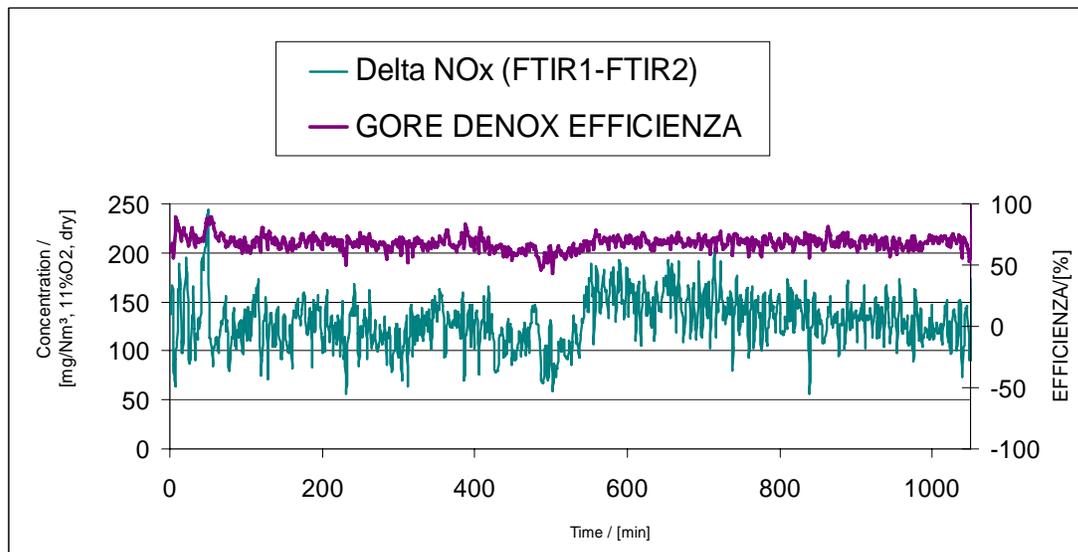


Figura 5.31 Andamento dell'efficienza di abbattimento del sistema GORE DeNOx e variazione degli NOx a monte e a valle del filtro.

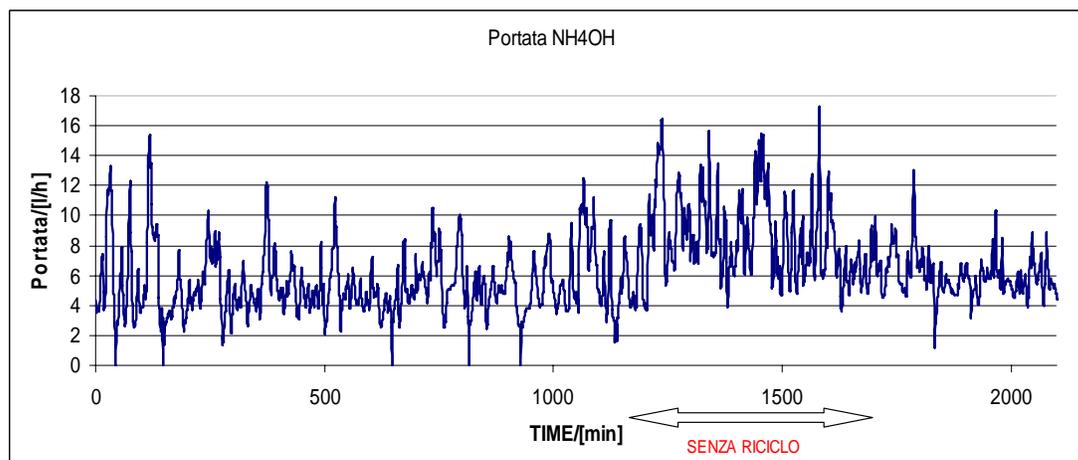


Figura 5.32 Portata di ammoniaca al 25% inviata a monte del filtro catalitico.

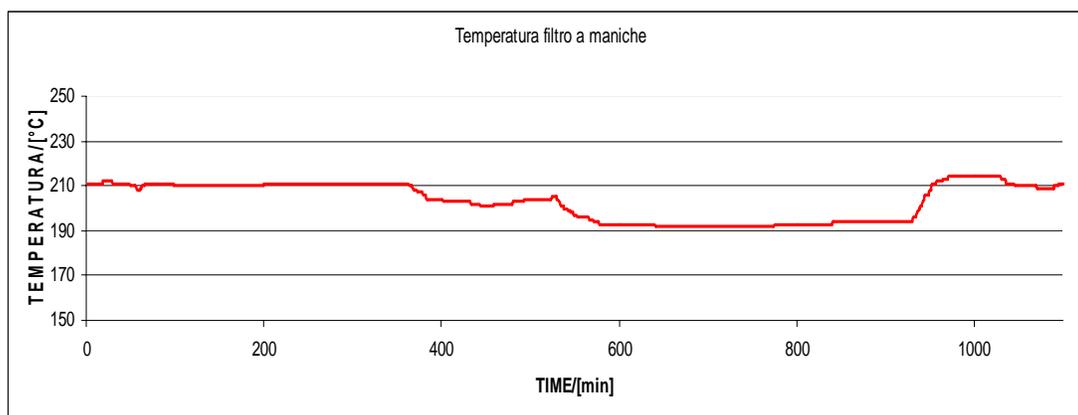


Figura 5.33 Andamento della temperatura del filtro a maniche durante la prova sperimentale senza FGR.

In tabella 5.11 si riportano le concentrazioni degli inquinanti emessi a camino durante questa prova, i valori sono sempre una media durante il periodo di prova (circa 6 ore).

Tabella 5.11 Valori medi degli inquinanti rilevati dall'FTIR2 durante la prova sperimentale senza il ricircolo dei fumi.

FTIR1	VALORE	UNITA' DI MISURA
Portata fumi	39000	Nm ³ /h
NO	42	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
NO ₂	0,91	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
NO _x	70	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
CO	2,9	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
SO ₂	0,35	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
HCl	0,11	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
HF	0,08	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
CO ₂	9,11	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
NH ₃	1,2	mg/Nm ³ , secchi, 11%O ₂
Pompa urea e riciclo	0	%

5.5 CONSIDERAZIONI FINALI RELATIVE AL FILTRO A MANICHE CATALITICHE

Dai risultati ottenuti dalle prove sperimentali, si ritiene convalidata l'efficienza di funzionamento del sistema GORE DeNOx come sistema di abbattimento degli ossidi di azoto, alternativo ad un reattore SCR.

In particolare per la linea 1 dell'impianto di incenerimento dei rifiuti urbani di Padova è risultato un'ottima alternativa rispetto ad un reattore catalitico SCR, sia da un punto di vista impiantistico, sia gestionale. Non è infatti necessario installare un nuovo reattore e si sfrutta il filtro a maniche già esistente nella linea. L'installazione di un nuovo reattore SCR è peraltro un'operazione complessa oltre che costosa, richiedendo uno spazio idoneo e l'installazione di uno scambiatore di calore a monte dello stesso per aumentare la temperatura (lo scambiatore dovrebbe quindi essere posto fra il filtro a maniche e il reattore stesso); il sistema a maniche catalitiche lavora invece ad una temperatura di circa 190°C (temperatura caratteristica dei filtri a manica installati sulla linea fumi degli inceneritori).

Altra considerazione importante riguarda il rispetto delle prescrizioni stabilite dall'AIA provvisoria per la linea 1. La linea 1 dopo il collaudo previsto per il mese di Febbraio/Marzo 2012, entro 5 anni dal rilascio dell'autorizzazione provvisoria (quindi entro il 2015) dovrà garantire le stesse performance delle linee 2 e 3 presenti all'inceneritore di Padova. Le linee 2 e 3 devono lavorare con limite a camino che sarà nel range 60-100 mg/Nm³ (range BAT per SCR) e questo valore deve essere garantito anche per la linea 1 per ottenere l'AIA definitiva. Solo con l'AIA definitiva la Regione deciderà il limite per gli ossidi di azoto, che entrerà appunto nel range 60-100 mg/Nm³.

Da prove finora effettuate, risulta che il solo reattore SNCR con il ricircolo dei fumi (FGR) non è in grado di raggiungere questi risultati: alla massima capacità si riescono a raggiungere circa 95 mg/Nm³ di NOx a camino, sufficienti per il rispetto delle BAT per gli impianti senza SCR, ma non per l'AIA già rilasciata dalla Regione Veneto all'impianto di Padova.

È quindi necessaria l'introduzione di un ulteriore sistema di abbattimento degli ossidi di azoto e il Gore DeNOx è risultata un'ottima alternativa rispetto a un reattore SCR. Il Gore DeNOx appare in grado di garantire i 60/70 mg/Nm³ di ossidi di azoto a camino anche da solo senza l'utilizzo dell'SNCR, sia con ricircolo dei fumi, sia senza.

Altro dato importante risultato dalle prove eseguite è che il sistema GORE DeNOx, sia lavorando da solo, che con l'SNCR in funzione, garantisce uno slip di ammoniaca a camino molto basso, <1,5 mg/Nm³, contro gli 8 mg/Nm³ con il solo SNCR prima della sperimentazione.

Per quanto riguarda la vita media delle maniche catalitiche, essendo questa la prima sperimentazione effettuata in un impianto di incenerimento, si presume possano durare all'incirca 5 anni. Sono state installate nel mese di settembre 2011 e attualmente (Febbraio

2011) l'attività catalitica è ancora del 100%, lo si è riscontrato estraendo ogni mese una manica catalitica e portandola nei laboratori di analisi della GORE. Sono comunque previste due rigenerazioni all'anno per il catalizzatore in un sistema di lavaggio delle maniche separato dalla linea di trattamento fumi. Si effettuerà l'estrazione delle maniche per un compartimento alla volta, si invieranno al sistema di lavaggio e poi verranno reintrodotti nel filtro, in questo modo non è necessario arrestare l'impianto.

Nel Capitolo 6 si analizzerà come il GORE DeNOx lavora rispetto all'SCR presente nella linea 2 e si riporterà un confronto tra dati storici prima della sperimentazione e i dati ottenuti durante la sperimentazione.

Di seguito si riporta uno schema riassuntivo delle prove sperimentali sostenute per la linea 1.

	<i>SNCR</i>	<i>GORE DeNOx</i>	<i>FGR</i>
<i>1° serie di prove</i>	<i>SI</i> (con urea)	<i>SI</i>	<i>SI</i>
<i>2° serie di prove</i>	<i>SI</i> (con urea)	<i>SI</i> (con NH ₄ OH)	<i>SI</i>
<i>3° serie di prove</i>	<i>NO</i>	<i>SI</i> (con NH ₄ OH)	<i>SI</i>
<i>4° serie di prove</i>	<i>NO</i>	<i>SI</i> (con NH ₄ OH)	<i>NO</i>

Capitolo 6

GORE DeNO_x e SCR: risultati conclusivi

In questo Capitolo verrà riportata un'analisi comparativa tra il funzionamento del sistema GORE DeNO_x rispetto al reattore SCR presente nella linea 2 dell'inceneritore di Padova. Inoltre, come conclusione del lavoro di Tesi si riporterà il confronto delle concentrazioni ottenute nello start-up della sperimentazione rispetto ai valori storici, prima del *revamping* della linea.

6.1 TRATTAMENTO FUMI LINEA 1 E 2

Le linee 1 e 2 si possono considerare identiche, a meno del reattore DeNO_x SCR:

- la linea 1, già dettagliatamente descritta, per l'abbattimento degli NO_x utilizza, in questa fase di sperimentazione, il filtro a maniche GORE DeNO_x, ad una temperatura non inferiore a 190°C (temperatura di esercizio di un tradizionale filtro a maniche);
- nella linea 2 per l'abbattimento degli NO_x è presente un reattore SCR che opera a circa 250°C, all'uscita del secondo filtro a maniche è presente un scambiatore di calore che innalza i fumi fino a tale temperatura, prima di entrare nel reattore.

Le linee 1 e 2 hanno entrambe:

- stesso sistema di iniezione di ammoniaca, come NH₄OH al 25%, a monte del sistema catalitico (Linea 1 = GORE DeNO_x, Linea 2 = SCR);
- all'incirca la stessa portata di fumi da trattare: 35000 Nm³/h;
- il ricircolo dei fumi (FGR) a valle del primo filtro a maniche di circa 1/3 della portata di fumi totali;
- stessa tipologia di rifiuti urbani prelevati dal medesimo luogo di stoccaggio.

In figura 6.1 si riporta lo schema del trattamento fumi per le linee 1 e 2 (GORE, 2011).

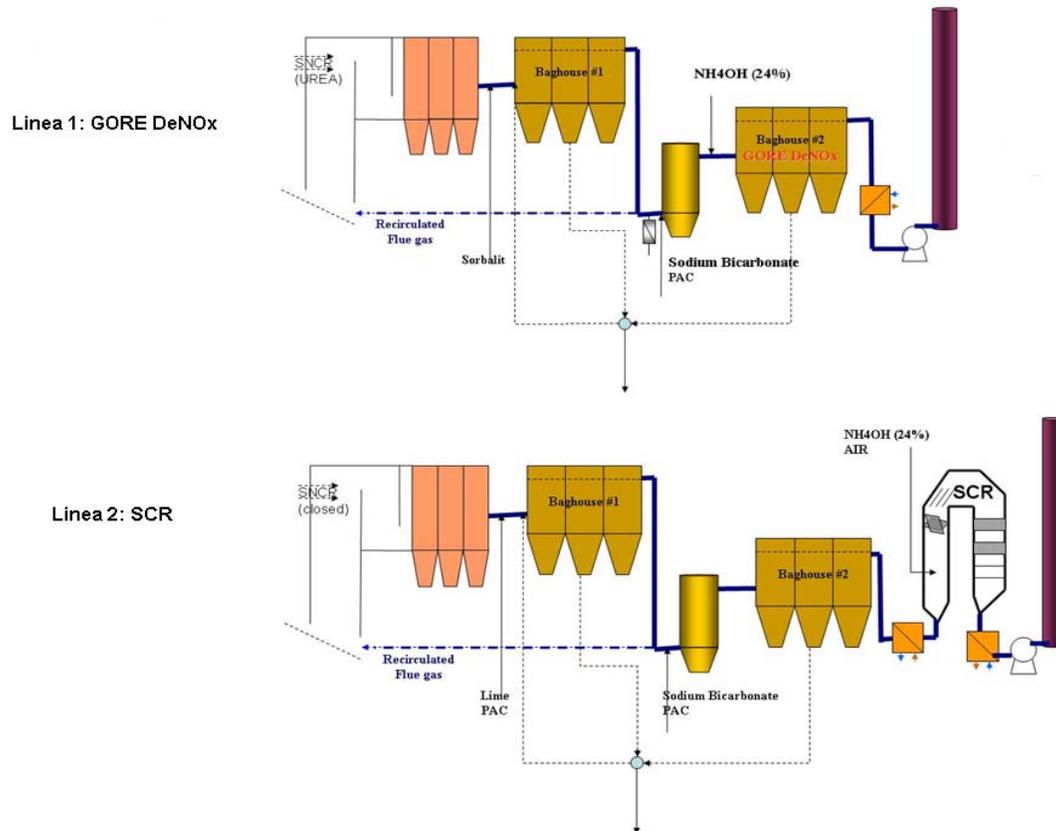


Figura 6.1 Schema trattamento fumi linea 1 e linea 2.

L'analisi comparativa è stata effettuata con riferimento ai dati di esercizio del 19 dicembre 2011 (tale data non è indicativa di particolari condizioni di esercizio dell'impianto). I dati riportati sono medie giornaliere.

Le linee operano con:

- linea 1: 70 mg/Nm³ come set point di NO_x a camino,
- linea 2: 60 mg/Nm³ come set point di NO_x a camino.

Si ricorda che per entrambe le linee non è in esercizio il reattore SNCR, ma solo i rispettivi sistemi catalitici per l'abbattimento degli ossidi di azoto e il ricircolo dei fumi (FGR).

Linea 1

A monte del filtro GORE DeNO_x (secondo filtro a maniche) vengono iniettati dal sistema di regolazione una media giornaliera di 4,5 l/h di NH₄OH per mantenere il valore di set point, lavorando quindi con rapporto $NH_3/NO_{x, reagiti} = 1,15$.

I dati medi giornalieri durante la prova rilevati a monte del 2° FM sono:

- NOx = 150 mg/Nm³, secchi, 11%O₂;
- NH3 = 0,15 mg/Nm³, secchi, 11%O₂;

a camino invece i valori medi giornalieri sono risultati:

- NOx = 70 mg/Nm³, secchi, 11%O₂;
- NH3 = 0,5 mg/Nm³, secchi, 11%O₂;

In Figura 6.2 si riportano gli andamenti temporali degli ossidi di azoto e dell'ammoniaca. La scala temporale è espressa in minuti.

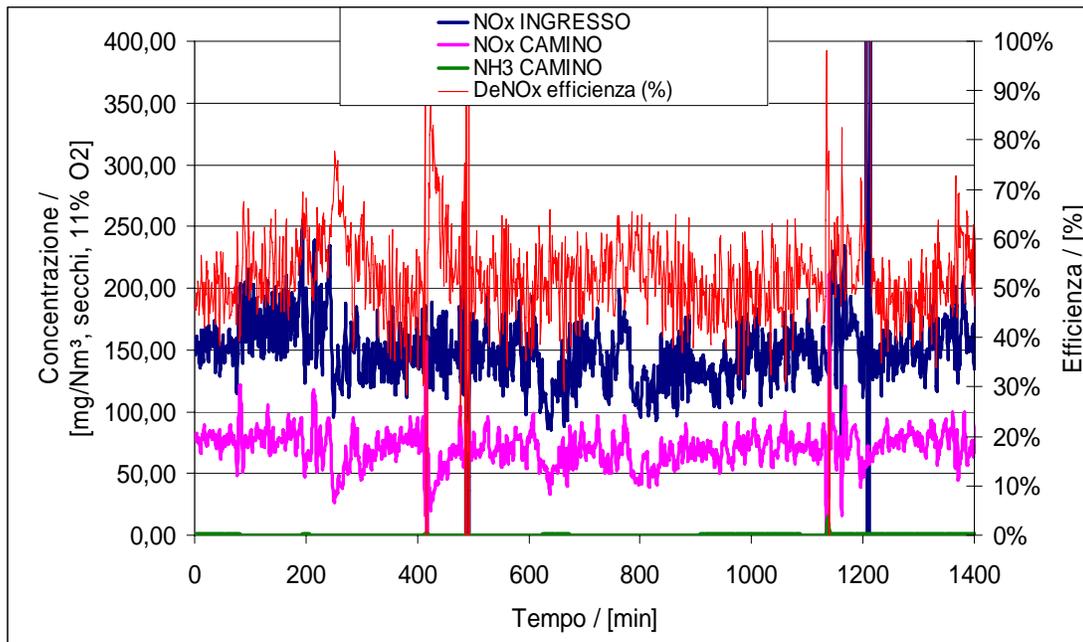


Figura 6.2 Andamento degli ossidi di azoto, dell'ammoniaca e dell'efficienza del sistema GORE DeNOx.

L'efficienza di abbattimento degli NOx è mediamente del 53%. L'arco temporale considerato è giornaliero.

Linea 2

I dati medi giornalieri durante la prova rilevati a monte del reattore SCR sono:

- NOx = 170 mg/Nm³, secchi, 11%O₂;
- NH3 = 0,5 mg/Nm³, secchi, 11%O₂;

a camino invece i valori sono risultati:

- NOx = 60 mg/Nm³, secchi, 11%O₂;
- NH3 = 0,55 mg/Nm³, secchi, 11%O₂;

lavorando con rapporti NH₃/NO_{x,reatigiti} = 1,05.

In Figura 6.3 si riportano gli andamenti degli ossidi di azoto e dell'ammoniaca, la scala temporale è espressa in minuti.

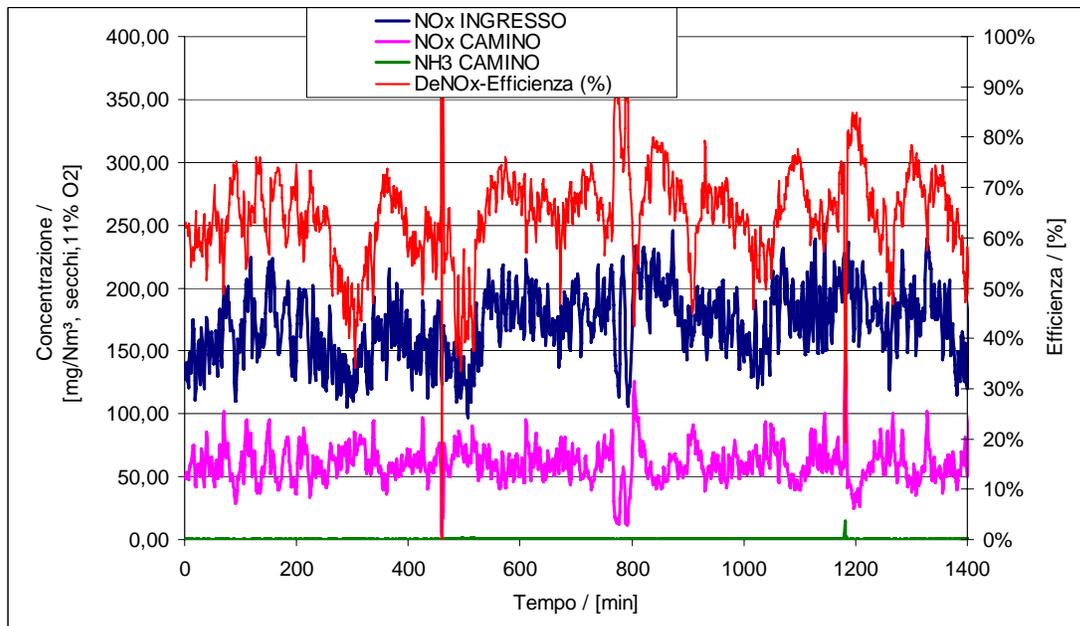


Figura 6.3 Andamento degli ossidi di azoto, dell'ammoniaca e dell'efficienza del sistema SCR.

L'efficienza di abbattimento degli NO_x è mediamente del 65% (media giornaliera).

Quindi, riassumendo,

- per la linea 1: impostando un set point di 70 mg/Nm^3 di NO_x a camino, lo slip di ammoniaca è $0,5 \text{ mg/Nm}^3$,
- per la linea 2: impostando un set point di 60 mg/Nm^3 di NO_x a camino, lo slip di ammoniaca è $0,55 \text{ mg/Nm}^3$.

E' stata calcolata la concentrazione media degli NO_x per la linea 1 e 2 per osservare la deviazione rispetto al valore di set point con la formula:

$$\overline{\text{NO}_x} = \frac{1}{N} \sum_{i=1}^n \text{NO}_{x,i} \quad (6.1)$$

dove $\text{NO}_{x,i}$ sono i valori di concentrazione degli ossidi di azoto memorizzati dall'FTIR2 durante la giornata di prova, e N è il numero complessivo di dati a disposizione.

Per la linea 1 la media degli NO_x è risultata $70,32 \text{ mg/Nm}^3$.

Per la linea 2 la media degli NO_x è risultata $60,40 \text{ mg/Nm}^3$.

Un altro parametro importante da calcolare è la deviazione standard. La deviazione standard o scarto quadratico medio è un indice di dispersione delle misure sperimentali, vale a dire è una stima della variabilità di una popolazione di dati o di una variabile

casuale. La deviazione standard è uno dei modi per esprimere la dispersione dei dati intorno ad un indice di posizione, quale può essere, ad esempio, il valore atteso o una stima del suddetto valore atteso. La deviazione standard ha pertanto la stessa unità di misura dei valori osservati. In statistica la deviazione standard si può esprimere come un indice di precisione e stima approssimativamente la distanza "media" delle singole osservazioni dalla media. Maggiore è la deviazione standard, maggiore è la dispersione dei dati. (Montgomery *et al.*, 2006). La deviazione standard viene calcolata facendo la radice quadrata positiva della varianza, un'altra misura della dispersione dei dati.

La deviazione standard si ottiene con la seguente equazione:

$$\sigma_{NOx} = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^N (NO_{x,i} - \overline{NOx})^2}{N}} \quad (6.2)$$

Per la linea 1: $\sigma_{NOx} = 14,8 \text{ mg/Nm}^3$.

Per la linea 2: $\sigma_{NOx} = 15,05 \text{ mg/Nm}^3$.

Nelle Figure 6.7 e 6.8 si riportano gli istogrammi ottenuti utilizzando un software di analisi statistica dei dati: Minitab. Gli istogrammi sono utili per esaminare la forma e la diffusione dei dati, si ottengono dividendo i valori dei campioni in intervalli.

Le barre rappresentano il numero di osservazioni che rientrano all'interno di ciascuna frequenza. Questi grafici sono utilizzati per determinare quanto bene i dati di campione seguono una distribuzione specifica. Minitab genera una linea di distribuzione utilizzando le stime dei parametri ricavati da una serie di dati. La linea di distribuzione è generalmente sovrapposta con i dati effettivi in modo da poter confrontare direttamente i dati empirici dalla distribuzione ipotizzata. Sono calcolati anche la media, la deviazione standard e il numero di dati disponibili. L'istogramma rappresenta un'analisi statistica preliminare sulla distribuzione dei dati per avere un'idea generale sul loro andamento.

La Figura 6.7 riporta l'istogramma per i valori di ossidi di azoto a camino ottenuti dal sistema GORE DeNOx con la linea di distribuzione dei dati.

La Figura 6.8 riporta l'istogramma per i valori di ossidi di azoto a camino ottenuti dal reattore SCR con la linea di distribuzione dei dati.

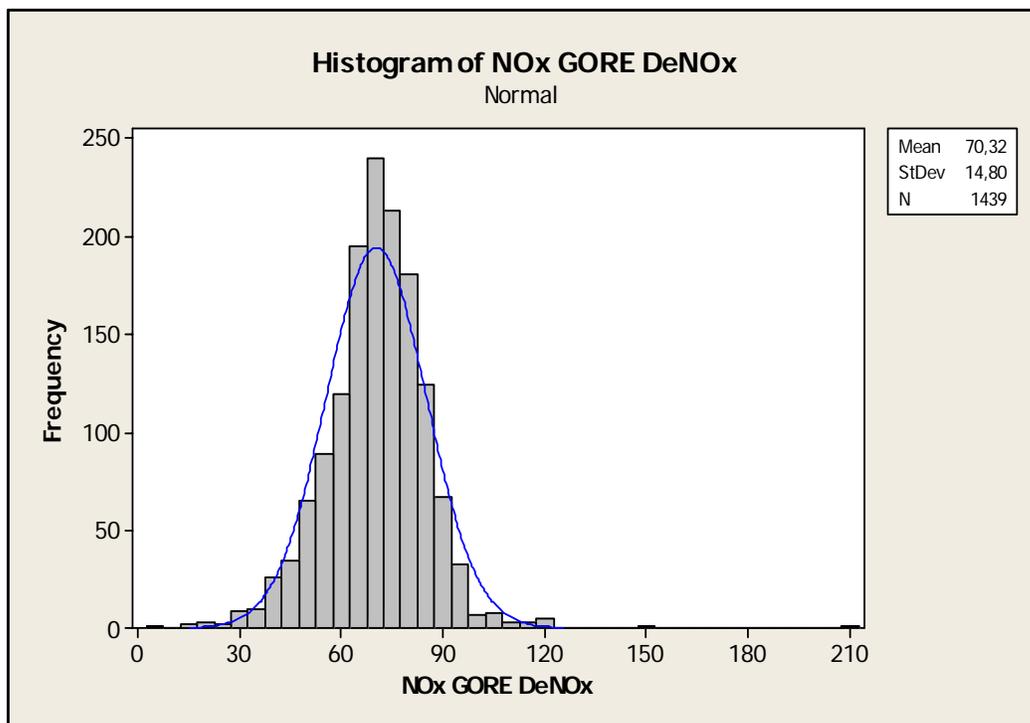


Figura 6.7 Istogramma dei valori di ossidi di azoto a camino ottenuti dal sistema GORE DeNOx. Si nota come i dati con maggior frequenza stiano nell'intorno del valore di set point fissato ($70\text{mg}/\text{Nm}^3$).

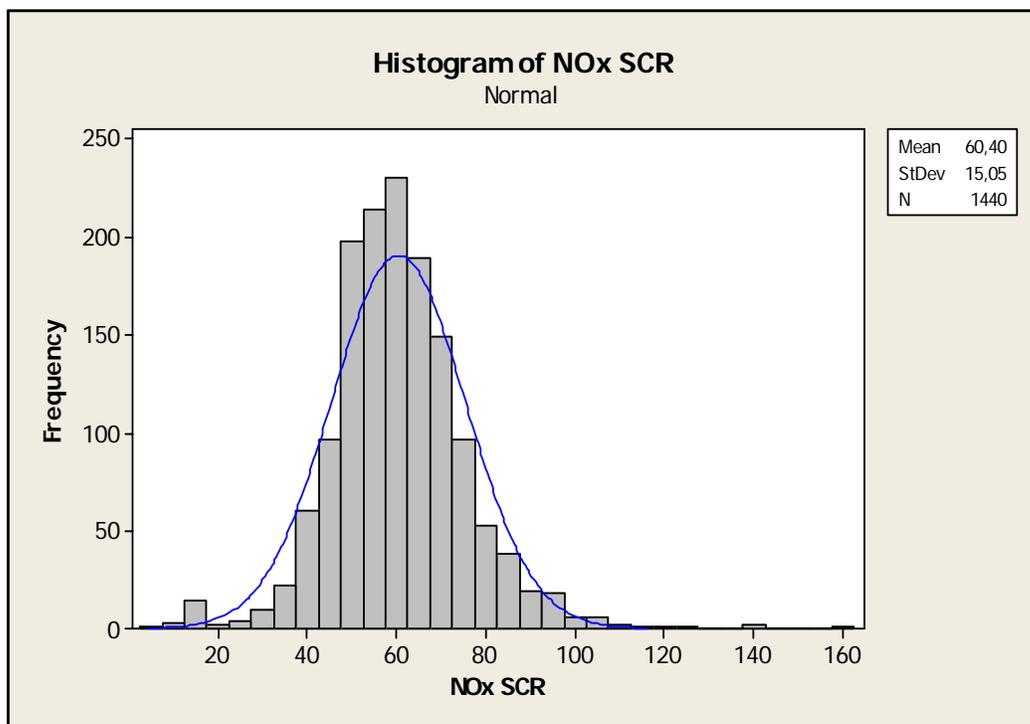


Figura 6.8 Istogramma dei valori di ossidi di azoto a camino ottenuti dal reattore SCR. Si nota come i dati con maggior frequenza stiano nell'intorno del valore di set point fissato ($60\text{mg}/\text{Nm}^3$) con una frequenza abbastanza elevata di dati anche sotto il valore di set point.

In Figura 6.9 si riportano gli andamenti degli ossidi di azoto e dell'ammoniaca a camino per il sistema GORE DeNOx e per il reattore SCR. Si riportano anche i valori di set point, della media e della deviazione standard degli ossidi di azoto per entrambi sistemi di denitrificazione.

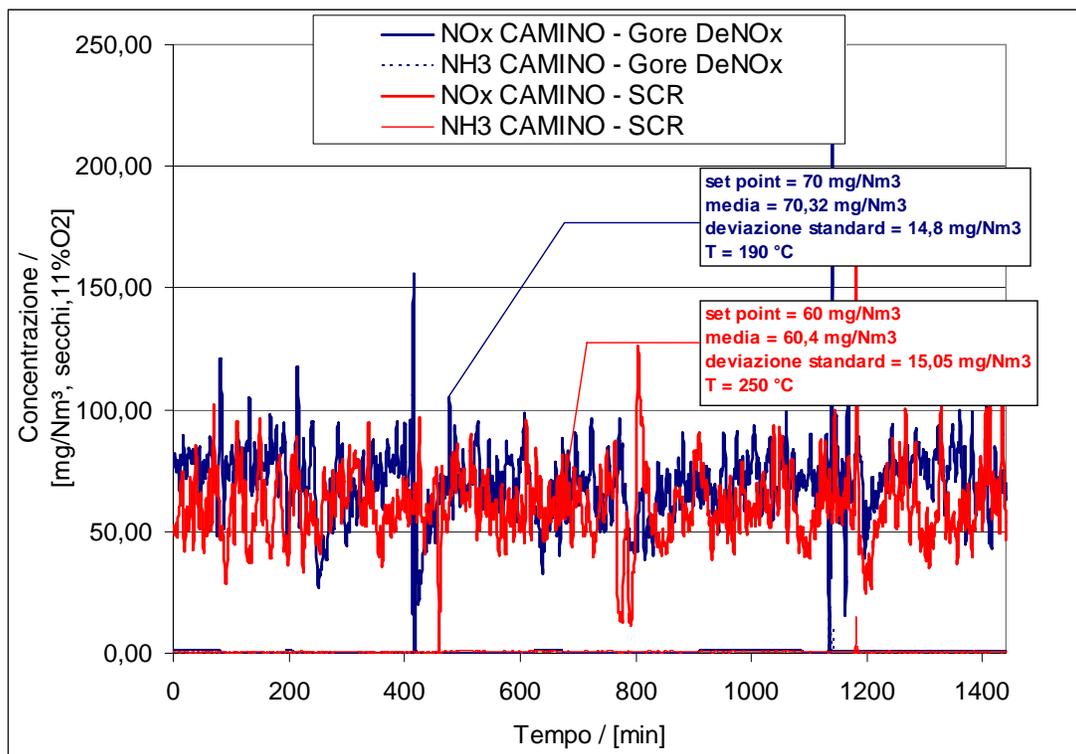


Figura 6.9 Andamento degli ossidi di azoto e dell'ammoniaca a camino per il sistema GORE DeNOx nella linea 1 e del SCR nella linea 2. Si riportano le medie e il valore della deviazione standard.

Dai risultati ottenuti si può notare come la variabilità dei dati per un reattore SCR e per il sistema GORE DeNOx sia simile, addirittura inferiore per il filtro a maniche catalitiche. Questo è un risultato molto importante perché permette di considerare il filtro a maniche catalitiche come un reattore SCR in termini di dispersione dei dati e di precisione.

Il filtro a maniche presenta una dispersione dei dati attorno al valor medio inferiore rispetto al reattore SCR, è quindi in grado di garantire quel valore di set point impostato con slip di ammoniaca a camino perfettamente paragonabili a quelli di un reattore SCR.

In Figura 6.10 è riportato l'andamento dell'efficienza di abbattimento degli NO_x per il sistema GORE DeNO_x e per il reattore SCR.

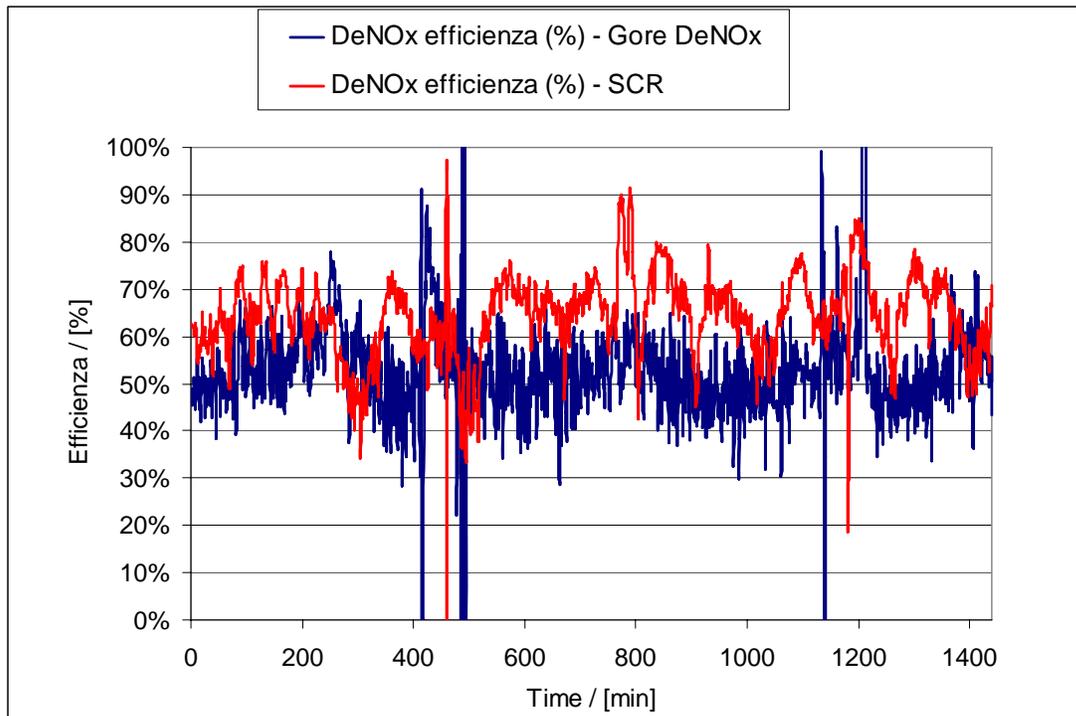


Figura 6.10 Andamento dell'efficienza di abbattimento degli NOx per il GORE DeNOx e per SCR, la scala temporale è espressa in minuti.

6.2 CARATTERISTICHE OPERATIVE

In Tabella 6.1 si riporta un confronto tra il regime di funzionamento del reattore SCR presente nella linea 2 e una stima delle caratteristiche operative del filtro a maniche GORE DeNOx (GORE, 2011).

Dai risultati ottenuti dalle prove sperimentali, si è riscontrato che la riduzione degli NOx a una temperatura di 190°C da parte del GORE DeNOx è mediamente compresa tra il 50-60% per garantire un valore a camino di 70 mg/Nm³. Questo sistema garantisce un abbattimento degli ossidi di azoto compreso nel range BAT per i reattori SCR (60-100 mg/Nm³), non si può aggiungere nessuna conclusione sul funzionamento di tale sistema nell'intorno dei 60 mg/Nm³. Lo slip di ammoniaca a camino è risultata sempre ampiamente inferiore a 5 mg/Nm³ (mediamente <1,5 mg/Nm³). Sul tempo di vita delle maniche catalitiche stimato dalla GORE non è possibile aggiungere nulla proprio perché quest'impianto è in esercizio da 6 mesi. Dopo questo periodo l'attività catalitica delle maniche è ancora del 100% e non è risultata necessaria nessuna rigenerazione con lavaggio esterno (l'azienda produttrice prevede di dover effettuare circa 2 rigenerazione all'anno).

Tabella 6.1 Confronto tra i parametri di funzionamento del reattore SCR rispetto al GORE DeNOx.

	<i>Tail-end SCR</i>	<i>Gore DeNOx (stima)</i>	
<i>Riduzione NOx</i>	>80-90%	> 90%	150°C: 50% 210°C: 90%
<i>NH3 Slip</i>	<<5mg/m ³	<5mg/m ³	
<i>Perdite di carico dei DeNOx</i>	10-30mbar	0-5mbar	Causa: mixer statico
<i>Richiesta di spazio</i>	alta	0	Standard filtro a maniche
<i>Tempo di vita</i>	10+x anni	5+x anni	Stima: tra 8 e 12 anni
<i>Stechiometria NH3/NOxreagiti</i>	1.05	1.15	
<i>Rigenerazione del catalizzatore</i>	Riscaldamento/lavaggio esterno	Lavaggio esterno	Possibile durante il funzionamento

6.3 EMISSIONI DALLO START-UP DELLA LINEA 1

In Tabella 6.2 si riporteranno i dati medi di emissione e i giorni di funzionamento della linea 1 dallo start-up fino a Dicembre 2011. Questo è il periodo in cui si sono svolte principalmente le prove riportate in questo lavoro di Tesi.

(File 04 - Valori medi di emissione dallo start-up della prova sperimentale (Acegas Aps, 2011)).

Con riferimento alla Tabella 6.2, nel mese di Ottobre si operava solo con urea come mezzo reagente con tecnica SNCR, il ricircolo dei fumi e le maniche catalitiche. La media mensile della concentrazione degli ossidi di azoto a camino è 138 mg/Nm³.

A metà del mese di Novembre si è attivato il sistema di regolazione dell'ammoniaca a monte del filtro catalitico, si lavorava quindi con urea (SNCR attivo e ricircolo dei fumi) e la soluzione di ammoniaca. La media mensile della concentrazione degli ossidi di azoto a camino è 112 mg/Nm³. Dal mese di Dicembre si è arrestato il reattore SNCR e l'iniezione di urea e si è lavorato solo con la soluzione di ammoniaca a monte del filtro a maniche catalitiche e il ricircolo dei fumi.

Tabella 6.2 Dati di emissione medi dallo start-up della linea 1 (Ottobre 2011) fino a Dicembre 2011.

	<i>Ottobre 2011</i>	<i>Novembre 2011</i>	<i>Dicembre 2011</i>	<i>Medie</i>	<i>Limiti 133/2005 all.1 (media giornaliera)</i>
CO (mg/Nmcs 11% O2)	6,0	4,5	4,2	4,9	50
CO₂ (Vol %)	7,0	8,0	7,7	7,6	
COT (mg/Nmcs 11% O2)	1,6	1,1	1,3	1,3	10
H₂O (Vol %)	12,3	14,6	14,2	13,7	
HCl (mg/Nmcs 11% O2)	2,5	1,8	1,9	2,1	10
HF (mg/Nmcs 11% O2)	0,1	0,0	0,1	0,1	1
NH₃ (mg/Nmcs 11% O2)	0,1	0,8	0,8	0,6	50
NOx (mg/Nmcs 11% O2)	138,3	112,4	68,8	106,5	200
O₂ (Vol %)	12,2	10,6	11,1	11,5	
Polveri (mg/Nmcs 11% O2)	0,1	0,1	0,2	0,1	10
SO₂ (mg/Nmcs 11% O2)	0,2	0,2	0,2	0,2	50
Hg (µg/Nmcs 11% O2)	0,5	0,4	0,4	0,4	
Portata Fumi (Nmcs/h 11% O2)	34372	35516	33562	34483	
Temperatura Fumi (°C)	94	110	114	106	
Giorni di marcia	16	27	29		

La media mensile della concentrazione degli ossidi di azoto a camino è 69 mg/Nm³. Durante questi tre mesi la concentrazione dell'ammoniaca a camino è risultata sempre < 1 mg/Nm³.

La linea 1 nei mesi di Gennaio e Febbraio 2012 ha lavorato a queste condizioni:

- set point NO_x a camino = 70 mg/Nm³
- media giornaliera NO_x = 70 mg/Nm³
- coefficiente stechiometrico degli NO_x rimossi = 1,15
- attività catalitica delle maniche = 100% (dopo 4 mesi dall'installazione)
- perdite di carico del filtro GORE = filtro a maniche tradizionali
- SNCR arrestato, denitrificazione solo con il GORE DeNO_x
- emissioni di NH₃ < 1,5 mg/Nm³
- emissioni di polveri < 0,5 mg/Nm³
- la rigenerazione con lavaggio esterno non è risultata ancora necessaria sotto queste condizioni.

In Tabella 6.3 si riportano i dati storici di emissione prima della sperimentazione rispetto ai dati ottenuti a seguito degli interventi di *revamping* e dell'installazione del GORE DeNO_x. I dati storici rappresentano un valore mediato nei tre mesi di funzionamento prima dell'inizio dei lavori di *revamping*, i dati dopo la sperimentazione sono una media dei dati ottenuti durante il mese di Gennaio 2011.

Tabella 6.3 Dati storici prima della sperimentazione e dati attuali, si osservi la differenza di NO_x e NH₃ a camino.

	<i>Dati storici</i>	<i>Dati Gennaio 2011</i>
CO (mg/Nmcs 11% O ₂)	3,1	4,2
CO₂ (Vol %)	7,0	7,7
COT (mg/Nmcs 11% O ₂)	1,4	1,3
H₂O (Vol %)	15,7	14,2
HCl (mg/Nmcs 11% O ₂)	2,5	1,9
HF (mg/Nmcs 11% O ₂)	0,0	0,1
NH₃ (mg/Nmcs 11% O ₂)	7,6	0,8
NO_x (mg/Nmcs 11% O ₂)	134,8	70
O₂ (Vol %)	12,2	11,1
Polveri (mg/Nmcs 11% O ₂)	0,5	0,2
SO₂ (mg/Nmcs 11% O ₂)	2,1	0,2
Portata Fumi (Nmcs/h 11% O ₂)	~32000	33562
Temperatura Fumi (°C)	119	114

Conclusioni

Il lavoro riportato in questa Tesi ha avuto come obiettivo lo studio di un innovativo sistema di denitrificazione installato per la prima volta su scala industriale nel mese di Settembre 2011 presso la linea 1 del Termovalorizzatore di San Lazzaro (Padova).

L'obiettivo della sperimentazione è rappresentato principalmente dall'abbattimento di almeno del 50% degli NO_x in modo da raggiungere valori in uscita (cioè a camino) di circa 60/70 mg/Nm^3 , secchi, all'11% O_2 e di NH_3 minore di 8 mg/Nm^3 , secchi, all'11% O_2 , come stabilito dall'AIA provvisoria rilasciata dalla regione Veneto, per ottenere entro 5 anni di funzionamento (*ndr. entro il 2015*) dal collaudo finale, l'AIA definitiva.

Dallo studio fatto si può concludere che le operazioni di *revamping* della linea 1 con l'introduzione del GORE DeNOx consentono di ottenere valori di emissioni a camino conformi alle linee 2 e 3.

In particolare, la linea 1 è in grado di raggiungere tali valori lavorando a diverse condizioni operative:

1. con l'utilizzo di urea inviata al reattore SNCR, il filtro a maniche catalitiche e il ricircolo dei fumi (FGR);
2. con l'utilizzo di urea inviata al reattore SNCR, la soluzione di ammoniaca inviata al filtro a maniche catalitiche e il ricircolo dei fumi;
3. utilizzando il filtro a maniche catalitiche con l'iniezione di ammoniaca (25%) come sistema di abbattimento degli ossidi di azoto e il ricircolo dei fumi;
4. utilizzando solo il filtro a maniche catalitiche con l'iniezione di ammoniaca (25%) come sistema di abbattimento degli ossidi di azoto, senza il ricircolo dei fumi.

Dalla risoluzione di un bilancio dell'ammoniaca per le situazioni 2, 3, e 4 è risultato che per abbattere il 50/60% di NO_x , il sistema di regolazione opera con rapporto stechiometrico $\text{NH}_3/\text{NO}_{x,\text{reagiti}}$ di 1,15, con uno slip di ammoniaca a camino inferiore a 1,5 mg/Nm^3 , secchi, all'11% O_2 .

Dal mese di Dicembre 2011, la linea 1 funziona con il solo sistema GORE DeNOx e il ricircolo dei fumi, con un valore di set point a camino di 70 mg/Nm^3 di NO_x , con un'attività catalitica delle maniche ancora al 100% senza bisogno di rigenerazione.

Lo studio comparativo tra il GORE DeNOx e il reattore SCR presente nella linea 2 ha permesso di osservare come la variabilità dei dati (intesi come dispersione intorno al valore di set point fissato a camino per gli ossidi di azoto) per entrambi i sistemi sia simile, addirittura inferiore per il filtro a maniche catalitiche. Questo è un risultato molto importante perché permette di considerare il filtro a maniche catalitiche come un reattore SCR in termini di dispersione dei dati e di precisione.

Il filtro a maniche è quindi in grado di garantire quel valore di set point impostato con slip di ammoniaca perfettamente paragonabili a quelli di un reattore SCR.

Dalle prove realizzate e dopo sei mesi di funzionamento del GORE DeNOx si può concludere che questo sistema sembra funzionare come un SCR equivalente, sia in termini di abbattimento, sia di affidabilità. È in grado di lavorare in maniera del tutto soddisfacente nel *range* stabilito dalle BAT (60-100 mg/Nm³); non appare invece possibile operare a valori inferiori a tale range.

Si può quindi affermare che l'obiettivo di studio di questa Tesi è stato raggiunto, le maniche catalizzate dopo sei mesi dallo start-up presentano ancora un'attività catalitica invariata senza la necessità di effettuare alcuna rigenerazione, ad es. con lavaggio esterno (l'azienda produttrice prevede di effettuare circa 2 rigenerazioni l'anno).

Questi risultati sono particolarmente utili all'azienda, che potrà completare il lavoro valutando l'efficienza energetica della linea 1 rispetto alla linea 2.

Appendice

In questa sezione vengono riportate le parti caratteristiche dei fogli elettronici in Excel® utilizzati per ottenere i risultati descritti nella presente Tesi.

File 01 - Bilancio di materia dell'ammoniaca

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K
1	Caso studio:										
2	Setpoint 70 mg/Nm3 a camino										
3	NO SNCR										
4	SOLO NH4OH (25%)										
5			Reazione 1								
6			Reazione 2								
7											
8											
9											
10											
11											
12											
13											
14											
15	IN			32000 Nm3/h							
16				Flow							
17				150 mg/Nm3							
18				NOx							
19				910 g/m3							
20	OUT			NH4OH water (25%)							
21				4,5 l/h							
22				NOx							
23				70 mg/Nm3							
24				80 mg/Nm3							
25											
26											
27											
28											
29											
30											
31											
32											
33											
34											
35											
36											
37											
38											
39											
40											
41											
42											
43											

Reactions

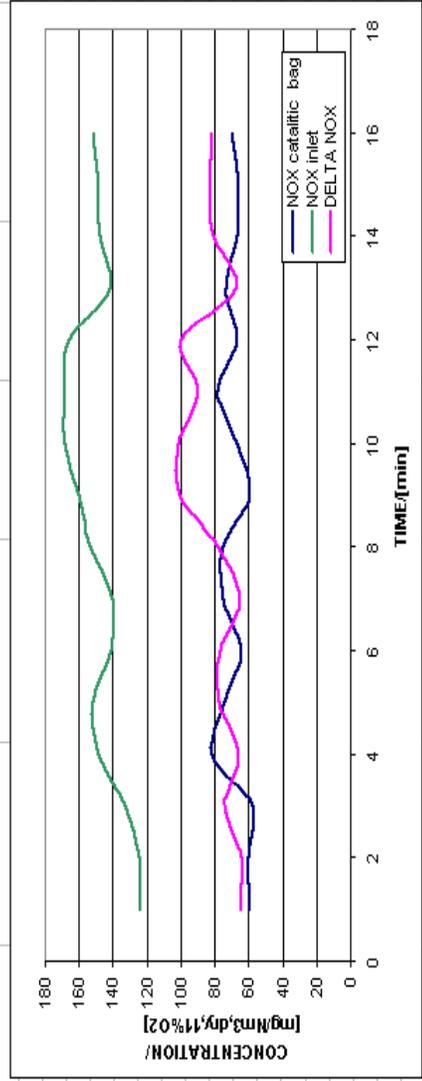
- $4 \text{ NO} + 4 \text{ NH}_3 + \text{O}_2 \rightarrow 4 \text{ N}_2 + 6 \text{ H}_2\text{O}$
- $4 \text{ NO}_2 + 8 \text{ NH}_3 + 2 \text{ O}_2 \rightarrow 6 \text{ N}_2 + 12 \text{ H}_2\text{O}$
- $4 \text{ NH}_3 + 3 \text{ O}_2 \rightarrow 2 \text{ N}_2 + 6 \text{ H}_2\text{O}$
- $4 \text{ NH}_3 + 5 \text{ O}_2 \rightarrow 4 \text{ NO} + 6 \text{ H}_2\text{O}$
- $2 \text{ SO}_2 + \text{O}_2 \rightarrow 2 \text{ SO}_3$
- $\text{NH}_3 + \text{SO}_3 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{NH}_4\text{HSO}_4$
- $2 \text{NH}_3 + \text{SO}_3 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow (\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$

File 02 - Bilancio di materia dell'ammoniaca e valori di concentrazione per una singola manica catalitica (1°parte)

A	B	C	D	E	F	G	H	I	J
34									
35	Time	SO2 [mg/Nm3,11%O2]	CO [mg/Nm3,11%O2]	HCl [mg/Nm3,11%O2]	O2 vol%	CO2 vol%	NO [mg/Nm3,11%O2]	NO2 [mg/Nm3,11%O2]	NOX [mg/Nm3,11%O2]
36									
37									
38	06-dic-11	1,07972322	17,24183016	1,872644959	15,71	3,7	38,4651397	0,388025532	59,23968928
39		0,995075929	16,76081018	2,568752221	15,26	4,4	39,1811147	0,357605412	60,30471091
40	T °H inlet	0,951885052	19,78858754	3,344665751	15,57	4,1	37,71994054	0,378021191	58,06953021
41	[°C]	0,440041281	23,67972145	3,561584121	14,51	5,2	53,42376182	0,316279671	82,05463525
42		0,386450327	22,4865784	3,798082119	13,61	6,4	48,54782232	0,277761172	74,55592933
43		0,408564795	25,36206788	4,015425975	14,01	5,6	41,75021498	0,293655946	64,17148486
44		0,456208932	26,54566725	3,692441046	14,74	5	48,97117758	0,32790017	75,25380186
45		0,397753192	26,79862129	3,679211023	13,82	5,9	48,66261704	0,286885107	74,73968918
46		0,454756038	27,45589577	3,680681679	14,72	5,1	38,79637446	0,326855902	59,68530882
47		0,471265333	26,39085863	3,541853516	14,94	4,9	43,51840807	0,336721958	66,9218863
48		0,49239102	21,11126498	3,415962701	15,2	4,5	51,00863223	0,353906046	78,39711336
49		0,412102152	26,50331968	3,335451796	14,07	5,7	43,270726	0,296198422	66,5004092
50		0,41032585	25,13245831	3,321074849	14,04	5,5	48,08506055	0,294921705	73,86506434
51		0,440720357	23,13781876	3,312288936	14,52	5,1	43,58999785	0,316767757	67,00946447
52		0,477569886	22,77411392	3,313141082	15,02	4,8	42,98128971	0,343253355	66,10462661
53		0,504570303	24,28244584	3,500456478	15,34	4,5	45,88436195	0,362655905	70,56573368
54									
55									
56									media NOX manica 68,59119235
57	Input	Density:	910 g/l						
58	Output								
59	Gas flow	55,5556 Nm³/h							
60	Inlet	147,933 mg/m³ asNO2 is							
61	Target:	90,0165 mg/m³ asNO2 is							
62	NH4OH water (25%) feed rate	0,00568 l/h							
63				0,00321594 mol/m³ NO2					
64				0,001259059 mol/m³ NO2					
65				0,005169667 kg/h					
66				0,001292414 kgNH3/h					
67	Delta Nox	57,9167 mg/m³ as NO2		23,26345486 mgNH3/m³					
68	Stoichiometric Factor	1,1		30,65417692 ppm NH3			26,83945 ppm NO		
69				28,25205129 ppm NOx as NO2			1,412603 ppm NO2		
70				95%/5% Regel			26,83944873 ppm Reaction 1		
71							1,412602565 ppm Reaction 2		
72							1,883470066		

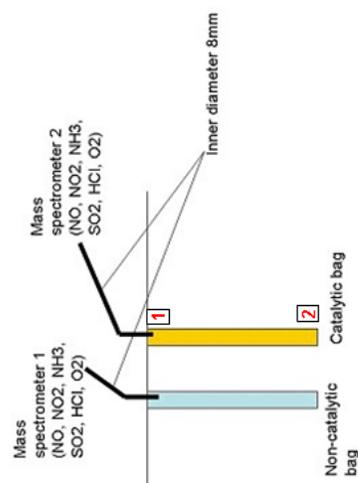
(2°parte)

	K	L	M	N	O	P	Q	R
34								
35	NOX FTIR1	DELTA NOX	NH4OH	NH4OH single bag	NH3 FTIR1	NH3 FTIR2	Flow gas single bag	Gore denox eff
36	[mg/Nm3,11%O2]		[Nl/h]	[Nl/h]	[mg/Nm3,11%O2]	[mg/Nm3,11%O2]	[Nm3/h, dry]	[%]
37								
38	124,7287021	65,48901282	2,1	0,003645833	0,15	0,66	55,55555556	52,50516659
39	124,7287021	64,42399119	2,7	0,0046875	0,15	0,66		51,65129606
40	132,7691985	74,67966833	4,2	0,007291667	0,15	0,66		56,24773603
41	148,2655708	66,21093559	4,1	0,007118056	0,15	0,66		44,65698626
42	151,8399561	77,28402682	4,1	0,007118056	0,15	0,66		50,89834638
43	140,9709265	76,79944168	3,6	0,00625	0,15	0,66		54,4789224
44	140,319426	65,0656241	6,5	0,011284722	0,15	0,66		46,36964815
45	153,3009061	78,56121689	5,5	0,009548611	0,15	0,66		51,24641393
46	160,2817612	100,5964524	2,1	0,003645833	0,15	0,66		62,76225793
47	168,3170575	101,3951712	1,9	0,003298611	0,15	0,66		60,24057972
48	168,3170575	89,91994416	4,2	0,007291667	0,15	0,66		53,42295397
49	166,1104959	99,61008666	3,7	0,006423611	0,15	0,66		59,96616056
50	141,7463454	67,88128101	2,1	0,003645833	0,15	0,66		47,88926363
51	147,934439	80,92497453	2,1	0,003645833	0,15	0,66		54,70326928
52	148,3778667	82,27324012	2,1	0,003645833	0,15	0,66		55,44845868
53	151,932591	81,36686729	2,1	0,003645833	0,15	0,66		53,55457757
54								
55								
56	media NOX inlet	media delta NOX		media delta NOX				media eff
57	148,1213127	79,5301203		0,005761719				53,50262732
58								
59								
60								
61								
62								
63								
64								
65								
66								
67								
68								
69								
70								
71								
72								
73								
74								
75								
76								
77								



File 03 - Calcoli tecnici di una singola manica catalitica

A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K	L	M	N
1	Singola MANICA CATALITICA												
2	d	h	s	N%bags	Filter ACR	Flow gas	T ^{BH}	Flow gas single bag	Flow gas single bag	Condensate / Water content	T	190 °C	
3	[mm]	[mm]	[mm]		[m ³ /m ² min]	[Nm ³ /h, dr, °C]		[m ³ /h, dry]	[m ³ /h, actual]	[g/m3]	p	963 mbar	
4	125	5800	2,7	576	0,8	32000	190	55,55555556	97,07421471	111,5957792	FACTOR	0,572998	
5	Calcolo superficie della singola manica.												
6	A=πrdh												
7	A=πrdh												
8	A=πrdh												
9	Calcolo velocità FILTRAZIONE gas nella singola manica.												
10	v												
11	[m/min]												
12	0,710697816												
13	Calcolo volume della singola manica.												
14	V=πr ² dh												
15	V=πr ² dh												
16	V=πr ² dh												
17	V=πr ² dh												
18	V=πr ² dh												
19	V=πr ² dh												
20	V=πr ² dh												
21	V=πr ² dh												
22	V=πr ² dh												
23	V=πr ² dh												
24	V=πr ² dh												
25	V=πr ² dh												
26	V=πr ² dh												
27	Calcolo tempo di permanenza gas nella singola manica catalitica.												
28	T												
29	[min]												
30	0,003799083												
31	Calcolo superficie uscita gas punto1.												
32	A=π(d ²)/4												
33	A=π(d ²)/4												
34	A=π(d ²)/4												
35	A=π(d ²)/4												
36	A=π(d ²)/4												
37	A=π(d ²)/4												
38	Calcolo velocità MAX gas uscita punto1.												
39	v												
40	[m/s]												
41	2,527292947												
42	Al punto 2 si suppone che la velocità del gas sia approssimabile a 0 m/s (da prove in laboratorio).												
43													
44													
45													



File 04 - Valori medi di emissione dallo start-up della prova sperimentale (Acegas Aps, 2011)

1	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K	L	M	N	O	P	Q	R	S	
2	VARIABLE	CO (mg/Nmes 11% O2)	CO2 (Vol.%)	COT (mg/Nmes 11% O2)	H2O (Vol %)	HCl (mg/Nmes 11% O2)	HF (mg/Nmes 11% O2)	NH3 (mg/Nmes 11% O2)	NO (mg/Nmes 11% O2)	NO2 (mg/Nmes 11% O2)	NOx (mg/Nmes 11% O2)	O2 (Vol %)	Polveri (mg/Nmes 11% O2)	Portata Fumi (Nmcs/h 11% O2)	SO2 (mg/Nmes 11% O2)	Temperatur a Fumi (°C)	Hg (µg/Nmes 11% O2)	gg marcia	
3	gen.																		
4	feb.																		
5	mar.																		
6	apr.																		
7	mag.																		
8	giu.																		
9	lug.																		
10	ago.																		
11	set.																		
12	ott.	6,0	7,0	1,6	12,3	2,5	0,1	0,1			188,3	12,2	0,1	34,372	0,2	94	0,5	15,93	
13	nov.	4,5	8,0	1,1	14,6	1,8	0,0	0,8			112,4	10,6	0,1	35,516	0,2	110	0,4	27	
14	dic.	4,2	7,7	1,3	14,2	1,9	0,1	0,8			68,8	11,1	0,2	33,562	0,2	114	0,4	28,5	
15																			
16	1° trim 2011																		
17	2° trim 2011																		
18	3° trim 2011																		
19	4° trim 2011	4,9	7,6	1,3	13,7	2,1	0,1	0,6			106,5	11,3	0,1	34,483	0,2	106	0,4		
20																			
21	Media annua 2011	4,9	7,6	1,3	13,7	2,1	0,1	0,6			106,5	11,3	0,1	34,483,3	0,2	105,6	0,4	71,4	
22	Livelli 193/2005 all.1 (media giornaliera)	50		10		10	1	50			200		10		50				

Nomenclatura

Torre a carboni attivi

S_e	= superficie esterna cilindro contenente carbone attivo [m^2]
S_i	= superficie interna cilindro contenente carbone attivo [m^2]
S_f	= superficie filtrante, superficie dell'intercapedine in cui è contenuto il carbone attivo [m^2]
v	= velocità di filtrazione del gas [$m\ s^{-1}$]
V	= volume del carbone attivo [m^3]
τ	= tempo di permanenza del gas sul carbone attivo [s]
Q	= portata volumetrica dei fumi [Nm^3h^{-1}]
d_e	= diametro esterno del cilindro [m]
d_i	= diametro interno del cilindro [m]
h	= altezza del cilindro [m]
ΔP	= perdite di carico sul cilindro [mmH_2O]

Filtro a manica

d	= diametro della manica [mm]
h	= altezza della manica [mm]
A	= area di filtrazione di ogni manica [m^2]
Q	= portata volumetrica dei fumi [Nm^3h^{-1}]
v_f	= velocità di filtrazione [$m\ min^{-1}$]
P	= pressione nel filtro [mbar]
T_{in}	= temperatura in ingresso al filtro [$^{\circ}C$]
W	= condensato [$g\ m^{-3}$]
s	= spessore della manica [mm]
V	= volume di ogni manica [m^3]
τ	= tempo di permanenza del gas sulla manica [s]
v_{max}	= velocità flusso gassoso [$m\ s^{-1}$]
ΔP	= perdite di carico sul filtro [mmH_2O]
<i>Filter Drag</i>	= perdite di carico filtro/velocità di filtrazione [$mmH_2O/m\ min^{-1}$]

Bilancio di materia dell'ammoniaca

<i>GOREDeNOxEff</i>	= efficienza di abbattimento del sistema GORE DeNOx [%]
<i>DeltaNOx</i>	= variazione ingresso e uscita NOx sul filtro [mg/Nm ³ ,secchi,11%O ₂]
<i>S</i>	= rapporto ammoniaca in ingresso rispetto NOx abbattuti [adim]
ρ	= densità ammoniaca [g m ⁻³]
σ_{NOx}	=deviazione standard degli NOx [mg/Nm ³ ,secchi,11%O ₂]

Inquinanti

<i>NO_x</i>	= ossidi di azoto
<i>SO₂</i>	= anidride solforosa
<i>HCl</i>	= acido cloridrico
<i>CO</i>	= monossido di carbonio
<i>CO₂</i>	= anidride carbonica
<i>HF</i>	= acido fluoridrico
<i>NH₃</i>	= ammoniaca
<i>COT</i>	= composto organico totale
<i>PCDD</i>	= policloro-dibenzo-p-diossine
<i>PCDF</i>	= policloro-dibenzo-furani
<i>IPA</i>	= idrocarburi policiclici aromatici
<i>Ca(OH)₂</i>	= calce
<i>NaHCO₃</i>	= bicarbonato di sodio
<i>Pb</i>	= piombo
<i>Cd</i>	= cadmio
<i>Hg</i>	= mercurio
<i>TCDD</i>	= tetra cloro- dibenzo-p-diossina
<i>V₂O₅</i>	= ossido di vanadio
<i>NH₄HSO₄</i>	= solfato d'ammonio
<i>SO₃</i>	= anidride solforica
<i>Sb</i>	=antimonio
<i>As</i>	= arsenico
<i>Cr</i>	= cromo
<i>Co</i>	= cobalto
<i>Cu</i>	= rame
<i>Mn</i>	= manganese
<i>Ni</i>	= nichel
<i>Sn</i>	= stagno

Riferimenti bibliografici

- ACEGAS ApS (2011). *Documentazione interna*.
- GORE (2011) *Documentazione interna*.
- Mantovani A. (2010), Appunti di lezione dell'esame: "Prevenzione e Controllo Integrato dell'Inquinamento", Università degli Studi di Padova
- Matsuda, S., Kamo, T., Kato, A. and Nakajima, F., *Deposition of Ammonium Bisulfate in the Selective Catalytic Reduction of Nitrogen Oxides with Ammonia*, Ind. Eng. Chem. Prod. Res. Dev., 1982, 21, 48-52.
- Burke, J.M. et al., *Ammonium Sulfate and Bisulfate Formation in Air Preheaters*, 1982.
- Ando, Jumpei. *NOx Abatement for Stationary Sources in Japan*. EPA-600/7-79-205 EPA Contract No. 68-02-2161, 1979.
- Nielsen, M.T., *Importance of SO2 Oxidation to High Dust SCR DeNOX Units*, NETL Conference on NOx Control Technologies 2003.
- J.R.Thogersen, T. Slabiak, N. White, *Ammonium bisulphate inhibition of SCR catalysts*.
- Nan-You Topsoe, *Catalysis for NOx abatement. Selective catalytic reduction of NOx by ammonia: fundamental and industrial aspects*, (1997).
- Von der Heide, B. et al., *SNCR Process -Best Available Technology for NOx Reduction in Waste To Energy Plants*, (2008).
- N. Doring, J. Meyer, G. Kasper, *Effect of filtration velocity variations on the NOx conversion of catalytically impregnated filter elements*, University of Karlsruhe, Germany, (2007).
- C. Orsenico, A. Beretta, P. Forzatti, J. Svachula, E. Tronconi, F. Bregani, A. Baldacci, *Theoretical and experimental study of the interaction between NOx reduction and SO2 oxidation over DeNOx-SCR catalysts*, Dipartimento di Chimica Industriale e Ingegneria Chimica 'G. Natta' del Politecnico, Milano, (1996).
- Montgomery D. C. e Runger G.C. (2006). *Applied statistics and probability for Engineers*, John Wiley and Sons Ltd.
- Piccinin, C. (2011). *Comunicazione personale*.
- Ebert, J (2011). *Comunicazione personale*.

Siti Web:

<http://www.acegas-aps.it>

<http://www.gore.com>

Ringraziamenti

Desidero ringraziare ed esprimere la mia riconoscenza verso le persone che mi hanno aiutato e che mi hanno incoraggiato nel percorrere i miei studi e nella stesura di questa Tesi.

Desidero innanzitutto ringraziare il Professore Antonio Mantovani, relatore di questa Tesi, per i suoi preziosi insegnamenti e le per le ore dedicate alla mia tesi, per i consigli e i confronti avuti con lui.

Ringrazio sentitamente i correlatori di questa Tesi, l'Ing. Cristiano Piccinin e l'Ing. Johannes Ebert, che sono sempre stati disponibili nel dirimere i miei dubbi durante il periodo di tirocinio e durante la stesura di questo lavoro, nonché tutto il personale che ho potuto conoscere presso l'impianto ACEGAS-ApS di Padova per l'ospitalità offerta durante i sei mesi di tirocinio, in particolar modo Michele Burato che è sempre stato molto disponibile nel fornirmi, in tempi brevi, i dati di interesse per il lavoro di questa Tesi.

Rimarrà in me il piacevole ricordo di questi mesi di Tesi e dei colloqui in inglese sostenuti con Johannes!

Desidero ora indirizzare i miei ringraziamenti a tutte quelle persone che mi sono state vicine al di fuori dell'ambito universitario e che mi hanno saputo sostenere durante questi cinque anni.

Il primo pensiero va ai miei genitori, Claudio e Anna Maria, per avermi sempre sostenuto durante questi anni e per avermi dato la possibilità economica di raggiungere questo traguardo con la speranza che sia per loro una grande soddisfazione.

Un grazie dal cuore a Daniele per il grande aiuto che mi ha dato, per la sua presenza e per avermi sempre incoraggiata.

Ringrazio infine mia sorella Giorgia, tutti i miei Amici più cari, le mie Amiche e coinquiline dell'Università con le quali ho condiviso anni di studio e di vita molto piacevoli.

Infine mi sento di ringraziare per la forza, per la determinazione a non mollare mai e per le fatiche sostenute.....me stessa!

Marzo, 2012

Michela

