

ALMA MATER STUDIORUM - UNIVERSITÀ DI BOLOGNA

SCUOLA DI INGEGNERIA E ARCHITETTURA

*DIPARTIMENTO DI INGEGNERIA CIVILE, CHIMICA, AMBIENTALE E DEI
MATERIALI – DICAM*

CORSO DI LAUREA MAGISTRALE IN INGEGNERIA CHIMICA E DI PROCESSO

TESI DI LAUREA MAGISTRALE

In

PROGETTAZIONE DI APPARECCHIATURE E IMPIANTI M

**IMPLEMENTAZIONE E VERIFICA DI UNA LOGICA DI CONTROLLO PER
IL DOSAGGIO DI CALCE IN UN SISTEMA DI ABBATTIMENTO DI HCL**

CANDIDATO
Francesco Prestifilippo

RELATORE
Prof. Valerio Cozzani

CORRELATORI
Prof. Alessandro Dal Pozzo
Ing. Valeria D'Ercole

Anno Accademico 2022/2023

Sommario

I Introduzione

1 Il trattamento dei gas acidi nelle emissioni gassose dei termovalorizzatori di rifiuti solidi urbani.....	9
1.1 La termovalorizzazione	10
1.2 Tipologia di rifiuti	11
1.3 La termovalorizzazione in Europa	12
1.4 Inquinanti tipici del processo WtE e pericolosità.....	13
1.5 Aspetti normativi.....	15
1.6 Approcci al trattamento dei gas acidi.....	17
1.6.1 Sistemi di trattamento ad umido	17
1.6.2 Sistemi di trattamento a secco.....	18
1.6.3 Sistemi a semi-secco	18
1.7 Confronto tra processi a umido e a secco.....	19
1.8 Meccanismo della reazione gas-solido sull'abbattimento dei gas acidi.....	21
1.9 DSI (Dry Sorbent injection)	23
1.10 Analisi delle performance delle due tipologie di calce idrata: calce idrata normale vs calce idrata ad alta superficie specifica	23
1.11 Sistemi multistadio a secco.....	25
1.11.1 Layout di processo	25
1.12 Problema di ottimo	27
1.13 Il Controllo delle Emissioni.....	28
2 Il termovalorizzatore di Ferrara	29
2.1 Sezioni del termovalorizzatore.....	29
2.1.1 Sezione di conferimento e stoccaggio dei rifiuti.....	31
2.1.2 Sezione di combustione	32
2.1.3 Generatore di vapore.....	33
2.1.4 Sezioni di depurazione dei fumi	35
2.1.5 Sistema di trattamento e raccolta delle acque	39

2.1.6	Stoccaggio della calce idrata.....	39
2.2	Sistema e misurazione della concentrazione degli inquinanti.....	40
2.3	Logiche di controllo per il dosaggio di calce	43
3	Definizione di setpoint variabili per il controllo del dosaggio reagente.....	46
3.1	Implementazione dell'ottimizzazione economica nell'algoritmo di controllo	46
3.2	Analisi storica dei dati d'impianto e modellazione del processo	48
3.3	Taratura del modello	50
3.4	Definizione dei setpoint per il controllo del dosaggio calce	51
4	Campagna sperimentale per il test dell'algoritmo di controllo	57
4.1	Impostazione della campagna di test.....	57
4.2	Raccolta dati	58
4.3	Definizione degli indicatori di performance	58
4.4	Risultati	60
4.4.1	Primo Test.....	60
4.4.2	Secondo test	64
4.4.3	Terzo Test	69
5	Conclusioni	76
6	Bibliografia e Sitografia	78

Indice figure

Figura 1-Schema di processo di un termovalorizzatore.....	10
Figura 2-Rappresentazione degli impianti di termovalorizzazione attivi in Europa. (Cewep 2020).	12
Figura 3-Numero di unità di trattamento gas acidi attualmente in funzione o in costruzione in Europa, suddivise in base all'anno di entrata in servizio	19
Figura 4-Reazione gas-solido secondo il modello “shrinking core” (estratta dal documento “la termotecnica” redatto da Dal Pozzo.....	22
Figura 5-Product layer formato: a) in condizioni di gas secco; b) in presenza di umidità	22
Figura 6-Estratto dal PFD della sezione di interesse (Tondelli,2016)	26
Figura 7-Ottimizzazione economica con costi di febbraio 2023 impiegando sorbacal	27
Figura 8-Schema a blocchi del WtE di Ferrara.....	30
Figura 9-Sezione di conferimento e stoccaggio dei rifiuti.....	31
Figura10-Portoni di accesso alla fossa principale dello stabilimento di Ferrara	32
Figura 11-Sezione di combustione.....	33
Figura 12-Schema a blocchi del sistema di abbattimento Fumi della linea 2 del WtE di Ferrara.....	36
Figura 13-Schema del sistema di dosaggio della calce alle due linee, con C1 e C2 sono indicate le coclee estrattrici mentre con D1 e D2 i deviatori. Le coclee 2A e 2B sono le coclee dosatrici della linea 2, le coclee 3A e 3B sono le coclee dosatrici della linea 3	40
Figura 14-BFD del sistema di monitoraggio del processo, si possono notare le due sezioni SMP1 ed SMP2. Nel riquadro tratteggiato gli strumenti della cabina analisi di processo (CAP).....	41
Figura 15-BFD del sistema di monitoraggio delle emissioni	42
Figura 16 a) Schematizzazione del controllo feedforward con feedback trim; b) Parametri presenti nella formulazione standard del controllo FFT implementabile nel DCS d'impianto.....	44
Figura 17-Andamento della conversione prevista dal modello al variare del parametro empirico aij	49
Figura 18-Taratura globale del modello (Configurazione Calce + Bicarbonato; aHCl,Calce = 2.2)	50
Figura 19-Calce tradizionale: Ottimizzazione economica con costi dell'anno 2019.....	53
Figura 20-Calce tradizionale: Ottimizzazione economica con costi di febbraio 2023	53
Figura 21-Calce tradizionale: Ottimizzazione economica con costi di luglio 2023	54
Figura 22-Scostamenti del punto di ottimo economico tenendo conto delle diverse concentrazioni di HCl in ingresso al SDF e degli indici di costo relativi ai tre periodi.	54
Figura 23-Variazione generale della concentrazione di HCl SMP1, della concentrazione di HCl SMP2 e della portata di calce in linea 3.....	60
Figura 24-Variazione della concentrazione di HCl SMP2 e del setpoint in linea 3.	61

Figura 25-Variazione della portata di calce in linea 3	61
Figura 26-Variazione della concentrazione di HCl SMP1 in linea 3.....	62
Figura 27-Andamento dell'errore normalizzato rispetto al setpoint.....	63
Figura 28-Variazione generale della concentrazione di HCl SMP1, della concentrazione di HCl SMP2 e della portata di calce in linea 3.....	64
Figura 29-Variazione della concentrazione della portata di calce	65
Figura 30-Variazione della concentrazione di HCl SMP2.....	65
Figura 31-Andamento dell'errore normalizzato rispetto al setpoint.....	66
Figura 32-Variazione di HCl SMP2 con media mobile dei 5 minuti precedenti con visualizzazione di attivazione della logica override.	67
Figura 33-Variazione di concentrazione di HCl SMP2 nel periodo di attivazione dell'override.	68
Figura 34-Variazione della portata di calce nel periodo di attivazione dell'override	68
Figura 35-Variazione generale della concentrazione di HCl SMP1, della concentrazione di HCl SMP2 e della portata di calce in linea 3	69
Figura 36-Variazione della concentrazione di HCl SMP2.....	70
Figura 37-Variazione della concentrazione della portata di calce	70
Figura 38-Variazione della concentrazione di HCl SME	71
Figura 39-Variazione della concentrazione di bicarbonato	72
Figura 40-Andamento dell'errore normalizzato rispetto al setpoint.....	73

Indice tabelle

Tabella 1-Confronto limiti di emissione semiorari previsti D.Lgs 152/06 e dall'AIA.....	15
Tabella 2-Limiti di concentrazione media giornaliera previsti dall'AIA	16
Tabella 3-Confronto limiti giornalieri con quelli semi-orari del Termovalorizzatore di Ferrara	16
Tabella 4-Confronto tra le caratteristiche della calce tradizionale e della calce Sorbacal.....	24
Tabella 5-Livelli di emissione associati alle BAT per le emissioni convogliate in atmosfera di HCl, HF, SO ₂	25
Tabella 6-Terna di parametri utilizzata ad aprile 2021	44
Tabella 7-Portata di calce effettiva e teorica, portata di residui SMP1, portata di HCl SMP2 e portata di bicarbonato al variare della concentrazione di HCl SMP1 (valori calcolati da ottimizzazione economica).....	51
Tabella 8-Indici di costo unitario riportati per i tre periodi: 2019, febbraio2023 e Luglio 2023	52
Tabella 9-Setpoint variabile considerando i costi di febbraio 2023 e calce come sorbente	56
Tabella 10-Parametri di performance	74

ABSTRACT

L'abbattimento dei gas acidi nel processo di termovalorizzazione dei rifiuti dell'impianto di Ferrara avviene mediante un sistema di depurazione dei fumi (SDF) e prevede come processo di trattamento un sistema multistadio a secco, in cui il primo stadio coinvolge l'utilizzo di idrossido di calcio (Ca(OH)_2), mentre il secondo impiega il bicarbonato di sodio (NaHCO_3).

Nei sistemi di trattamento a doppio stadio, a parità di abbattimento complessivo dei gas acidi, esiste una configurazione di ottimo economico dell'abbattimento tra i due stadi, che minimizza i costi operativi. Inoltre, data l'eterogeneità del rifiuto alimentato nel forno a griglia del termovalorizzatore, i fumi provenienti dalla camera di combustione presentano un contenuto di gas acidi (principalmente, HCl, e diossido di zolfo, SO_2) fortemente variabile nel tempo, pertanto, anche il punto ottimale presenta una variabilità temporale.

In questo contesto, nasce la necessità di controllare il processo, favorendo il mantenimento di tale ottimo economico, senza causare instabilità al sistema. Per questo studio, si è implementata e testata una logica di controllo feedback feedforward trim (FFT) a set point variabile. In seguito, sono stati definiti e calcolati specifici parametri di performance al fine di valutare l'efficacia del sistema di controllo.

I risultati ottenuti contribuiscono allo sviluppo di uno strumento di calcolo automatizzato ed aggiornabile in base ai parametri che influenzano l'ottimo economico. Inoltre, lo strumento non solo può essere utilizzato per il caso specifico del termovalorizzatore di Ferrara, ma è applicabile anche a ciascun impianto di Waste-to-Energy (WtE) gestito da HERAmbiente sul territorio italiano.

Introduzione

Il presente elaborato ha lo scopo di elaborare strategie per l'ottimizzazione e il controllo del dosaggio di reagente solido utilizzato per la rimozione dei gas acidi (principalmente acido cloridrico, HCl, e diossido di zolfo, SO₂) dagli effluenti gassosi generati in un impianto di termovalorizzazione di rifiuti solidi urbani del Gruppo Hera di Ferrara.

La tecnologia del SDF (Sistema di Depurazione Fumi) prevede, per quanto riguarda la sezione di trattamento dei gas acidi, l'impiego di un doppio stadio di abbattimento a secco, il quale è formato, per quanto concerne la sezione di trattamento acidi, da un sistema di rimozione a operante con idrossido di calce (Ca(OH)₂) al primo stadio e con idrogeno carbonato di sodio (NaHCO₃) al secondo stadio.

Il sistema a doppio stadio permette di raggiungere l'efficienza di abbattimento globale necessaria al rispetto dei limiti di emissione a camino attraverso infinite combinazioni di ripartizione dell'abbattimento tra i due stadi del processo, tuttavia, esiste una configurazione di ottimo economico che minimizza i costi operativi.

In questo contesto, il problema di controllo del processo consiste nel mantenere il funzionamento reale del sistema in prossimità del punto di ottimo economico tramite una logica di erogazione del reagente che tenga conto delle considerazioni di ottimizzazione economica del processo. Inoltre, il problema è complicato dalla composizione mutevole nel tempo dei fumi su cui il sistema a doppio stadio è chiamato ad agire: data l'eterogeneità del rifiuto alimentato nel forno a griglia del termovalorizzatore, i fumi provenienti dalla camera di combustione presentano un contenuto di HCl e SO₂ fortemente variabile nel tempo. Di conseguenza, anche il punto di ottimo economico del sistema risulta variabile nel tempo, aspetto che rende più complesso per il sistema di controllo adeguare il dosaggio di reagente in maniera efficace.

Pertanto, nell'ottica di ottimizzare il processo e controllare il sistema in presenza di una concentrazione variabile di acido in ingresso, è stata implementata e verificata una logica di controllo a setpoint variabile.

L'ottimizzazione economica del processo è stata studiata grazie a un modello matematico dei due stadi del sistema di abbattimento, calibrato sui dati di funzionamento del sistema per il biennio 2020-22. Il modello matematico consente di individuare il punto di ottimo economico al variare della portata di acido in ingresso e dei costi unitari del sistema, a parità di emissioni a camino.

Una volta individuato il punto di ottimo economico del sistema e determinata la sua dipendenza dalle variabili di processo, per garantire un funzionamento del sistema vicino al punto di ottimo economico, è essenziale mantenere stabile la conversione di acido al primo stadio.

Da questa esigenza, nasce la sfida nel gestire il sistema dal punto di vista del controllo ponendosi come obiettivo quello di cercare di operare nella regione di ottimo economico durante il normale funzionamento dell'impianto senza generare instabilità al sistema.

Nella seguente tesi è stata pianificata una campagna sperimentale, proprio per poter affrontare la problematica del controllo.

Tale campagna ha coinvolto l'implementazione di vari test, ognuno dei quali prevede diverse configurazioni, con lo scopo di ottenere margini di miglioramento del sistema attraverso la valutazione di specifici indicatori di performance.

La tesi è stata elaborata in cinque capitoli:

- Nel primo capitolo, viene introdotto il tema della termovalorizzazione, i diversi tipi di inquinanti derivanti dal processo, la loro pericolosità, gli aspetti normativi relativi alle emissioni dei gas acidi, le principali tecniche di trattamento dei gas acidi, con particolare riferimento alle reazioni solido gas, al sistema doppio stadio a secco ed infine il problema inerente all'ottimizzazione ed al controllo del sistema.
- Nel secondo capitolo, viene illustrato il funzionamento dell'impianto Waste to Energy (WtE) di Ferrara, concentrandosi principalmente sulla sezione di trattamento fumi, introducendo: lo stoccaggio della calce, le misurazioni delle concentrazioni degli inquinanti e le principali logiche di controllo,
- Nel terzo capitolo, a partire da un modello matematico e dai dati dell'impianto è stato delineato il processo attraverso il quale è possibile ottenere il punto di funzionamento ottimale che permette di minimizzare i costi operativi. Inoltre, è stato implementato il controllo feedback feedforward trim a setpoint variabile per il dosaggio di calce idrata, per garantire il funzionamento del sistema all'interno della regione di ottimo economico.
- Nel quarto capitolo è stata presentata la campagna sperimentale per il test dell'algoritmo di controllo, nello specifico sono stati implementati tre test: i primi due hanno l'obiettivo di verificare la frequenza di aggiornamento di setpoint e la fascia di concentrazione di HCl in ingresso al primo stadio; mentre il terzo test ha lo scopo di testare i limiti di funzionamento dello stadio a bicarbonato nel caso in cui viene implementata la tabella a setpoint variabile ottimizzata. Inoltre per valutare le prestazioni del sistema di controllo sono stati determinati specifici parametri di performance.
- Nel quinto capitolo, sono state discusse le conclusioni del lavoro di tesi.

1 Il trattamento dei gas acidi nelle emissioni gassose dei termovalorizzatori di rifiuti solidi urbani

Negli ultimi decenni la problematica correlata alla gestione e alla produzione dei rifiuti ha assunto dimensioni sempre maggiori in relazione al miglioramento delle condizioni economiche, alle esigenze in continuo cambiamento della società consumista, alla crescita della popolazione e delle aree urbane. Tutt'oggi le modalità di gestione rappresentano una delle voci di costo più pesanti nei bilanci delle amministrazioni pubbliche, ne consegue un maggiore costo di smaltimento per i paesi in cui lo sviluppo di impianti e tecnologie è in ritardo; questo aspetto, contribuisce alla diffusione delle discariche e del traffico di rifiuti, un business che si oppone a quella branca di economia che sta diventando il salvagente anti-crisi per molti paesi del mondo, cioè la green economy e la filiera del riciclo. La distinzione dei processi produttivi, inoltre, ha moltiplicato le tipologie di rifiuti, provocando impatti sempre più forti sull'ambiente, sulla salute umana e richiedendo la necessità di sviluppare tecnologie all'avanguardia che rispettino i limiti, sempre più stringenti, imposti dalle normative.

Ad oggi la modalità più efficiente di gestione dei rifiuti avviene tramite impianti di termovalorizzazione.

I termovalorizzatori rappresentano un approccio nella gestione dei rifiuti che trasforma il problema in risorsa, ma devono essere parte integrante di un sistema completo e di un'economia circolare.

Essi non sostituiscono la raccolta differenziata o il riciclaggio, bensì sostengono l'eliminazione delle discariche, offrendo una soluzione locale alla chiusura del ciclo di gestione in un'ottica di sostenibilità ambientale complementare al riciclaggio.

Questi tipi di impianti, attraverso la combustione dei rifiuti, generano emissioni gassose che contengono sostanze altamente nocive per l'uomo e l'ambiente. Tra queste sostanze vi sono i composti acidi, in particolare l'acido cloridrico in maggiore quantità, gli ossidi di azoto, e microinquinanti quali i policlorodibenzodiossine (PCDD), i metalli pesanti e gli idrocarburi policiclici aromatici (IPA).

La crescente preoccupazione per il benessere umano e ambientale ha determinato l'adozione di normative rigorose mirate a limitare tali sostanze inquinanti nelle emissioni gassose prima della loro dispersione attraverso il camino.

1.1 La termovalorizzazione

La termovalorizzazione dei rifiuti è una tecnica che ha l'obiettivo di convertire l'energia presente nei rifiuti derivanti dalle attività umane in energia elettrica e/o calore, destinata all'utilizzo in processi produttivi-industriali o al riscaldamento di edifici.

Il processo prevede una reazione di ossidazione diretta e controllata all'interno di una camera di combustione, coinvolgendo i materiali combustibili presenti nei rifiuti solidi, generando una corrente di fumi ad alta temperatura.

La corrente fumi viene successivamente convertita in energia meccanica tramite l'espansione del vapore in una turbina dedicata. Successivamente, tramite un alternatore, l'energia meccanica viene trasformata in energia elettrica. Una parte di questa energia elettrica è destinata a coprire le esigenze energetiche dell'impianto, mentre la rimanente parte viene generalmente immessa nella rete di distribuzione elettrica nazionale. Gli effluenti gassosi rilasciati nella sezione di recupero termico contengono una varietà di inquinanti, tra cui gas acidi, ossidi di azoto, diossine, particolato e polveri, i quali vengono rimossi mediante moderni sistemi di filtrazione e reazione prima di essere immessi nell'atmosfera.

Di seguito è presentato uno schema semplificato di un impianto di termovalorizzazione con doppio stadio di abbattimento a secco, il quale verrà spiegato nei capitoli successivi nel dettaglio.

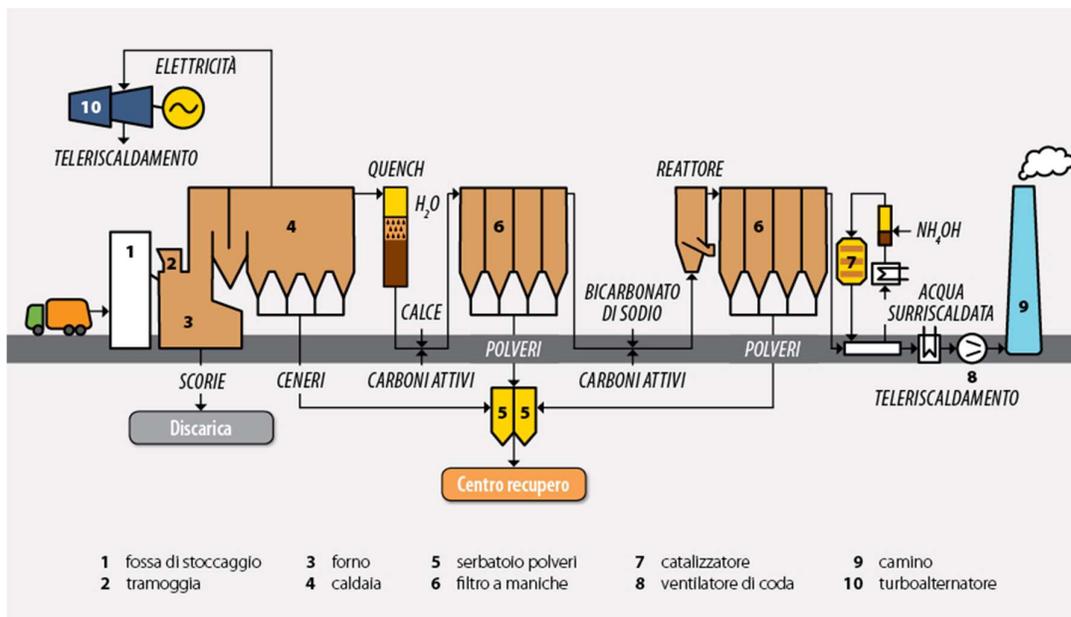


Figura 1-Schema di processo di un termovalorizzatore

1.2 Tipologia di rifiuti

I rifiuti rappresentano materiali di scarto originati dalle attività degli esseri viventi, e possono derivare sia dal regno animale che vegetale; essi sono parte integrante dei cicli naturali. Tuttavia, i rifiuti generati dall'umanità, in molte circostanze, non possono essere assimilati rapidamente nei cicli naturali; per questo motivo, è sorta la necessità di gestirli artificialmente.

Il decreto legislativo n. 152/06, noto come testo unico ambientale, definisce il termine "rifiuto" come "qualsiasi sostanza od oggetto di cui il detentore si sbarazza o ha l'intenzione o l'obbligo di sbarazzarsi". L'enfasi è posta sulla volontà del possessore di eliminare la sostanza o l'oggetto, indipendentemente dalla loro potenziale riutilizzabilità, recuperabilità o riciclabilità.

La classificazione dei rifiuti può essere effettuata in funzione dell'origine o della pericolosità.

In base all'origine i rifiuti sono classificati in urbani e speciali; in base alla pericolosità si possono invece categorizzare in pericolosi e non pericolosi [1]. Secondo il D.Leg. n. 152/06, sono rifiuti speciali:

- i rifiuti da attività agricole e agro-industriali;
- i rifiuti derivanti dalle attività di demolizione, costruzione, nonché i rifiuti pericolosi che derivano da attività di scarico;
- i rifiuti derivanti da lavorazioni industriali ed artigianali;
- i rifiuti derivanti da attività commerciali e da attività di servizio;
- i rifiuti derivanti dall'attività di recupero e smaltimento di rifiuti, i fanghi prodotti dalla potabilizzazione e da altri trattamenti delle acque e dalla depurazione delle acque reflue e da abbattimento dei fumi;
- i rifiuti derivanti da attività sanitarie;
- i macchinari e le apparecchiature deteriorati ed obsoleti;
- i veicoli a motore, rimorchi e simili fuori uso e loro parti.

Secondo il D.Leg. n. 152/06, sono rifiuti urbani:

- i rifiuti domestici, anche ingombranti, provenienti da locali e da luoghi adibiti ad uso di civile abitazione;
- i rifiuti non pericolosi provenienti da locali adibiti ad usi diversi da quelli citati al punto precedente, assimilati ai rifiuti urbani sulla base dei criteri dettati dal decreto stesso;
- i rifiuti provenienti dallo spazzamento delle strade;
- i rifiuti di qualunque natura o provenienza, giacenti sulle strade ed aree pubbliche o sulle strade ed aree private comunque soggette ad uso pubblico o sulle spiagge marittime e lacuali e sulle rive dei corsi d'acqua;

- i rifiuti vegetali provenienti da aree verdi, quali giardini, parchi e cimiteri;
- i rifiuti provenienti da esumazioni ed estumulazioni.

1.3 La termovalorizzazione in Europa

In Europa, negli ultimi anni, si osserva un incremento del numero di termovalorizzatori. Si hanno differenze riguardanti potenzialità e numero degli impianti. Sono riportati sotto i dati sul numero di impianti di termovalorizzazione dei rifiuti [2].

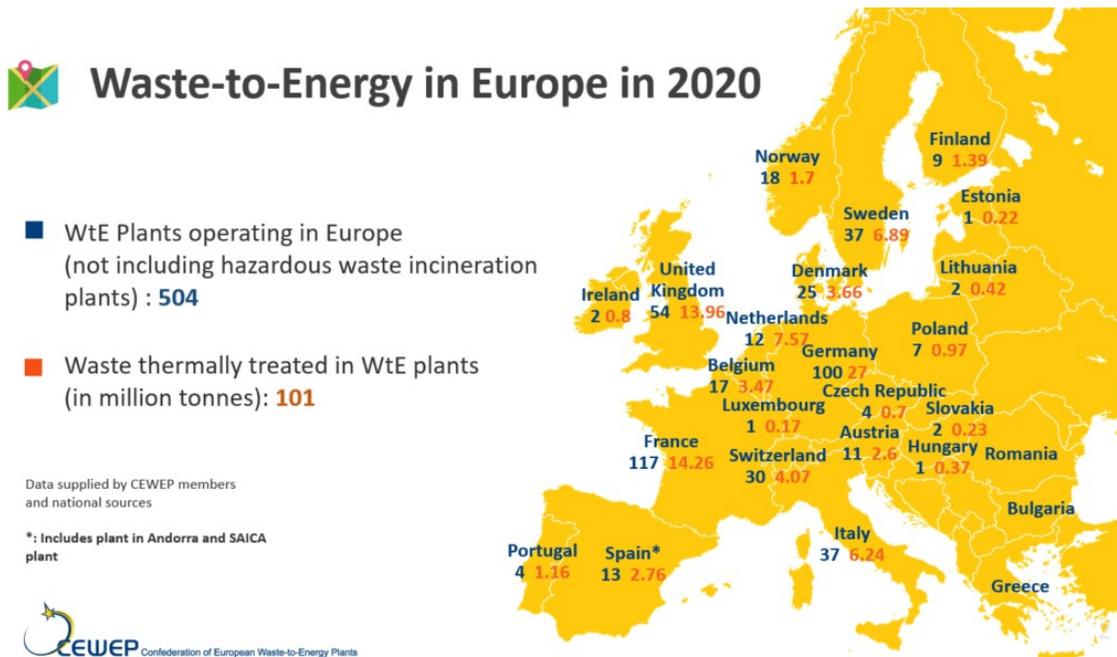


Figura 2-Rappresentazione degli impianti di termovalorizzazione attivi in Europa. (Cewep 2020)

Esistono due categorie di approcci alla gestione dei rifiuti. Da un lato, ci sono i paesi che affrontano sfide come la mancanza di tecnologie specifiche per il trattamento dei rifiuti e basse percentuali di raccolta differenziata, costringendoli a utilizzare principalmente discariche. Questi paesi includono Romania, Bulgaria e Grecia. Dall'altro lato, ci sono i paesi che si distinguono per un'elevata capacità impiantistica e politiche di incentivazione robuste volte a promuovere la riduzione dei rifiuti.

1.4 Inquinanti tipici del processo WtE e pericolosità

Nel corso degli anni c'è stata una crescente attenzione verso le questioni relative alla salute umana e all'ambiente in relazione alla presenza degli impianti di termovalorizzazione dei rifiuti, legate alla presenza di sostanze pericolose per l'uomo e per l'ambiente nei fumi prodotti dalla combustione.

Al fine di tutelare la salute umana e l'ambiente, l'Unione Europea ha implementato regolamentazioni che stabiliscono restrizioni sulle emissioni per tutti gli agenti inquinanti citati.

Questi limiti sono stati progressivamente ridotti nel corso degli anni, evidenziando una crescente consapevolezza dei rischi connessi all'incenerimento dei rifiuti.

Tra gli inquinanti principali prodotti, derivanti dal processo di incenerimento dei rifiuti possiamo identificare principalmente composti acidi, ossidi di azoto e microinquinanti.

I gas acidi rappresentano inquinanti comuni, la loro emissione è soggetta a rigidi limiti stabiliti dalla Direttiva 2010/75/UE.

Sono di particolare interesse e, tra di loro, l'acido cloridrico (HCl), gli ossidi di zolfo (SO_x) e, in misura minore, l'acido fluoridrico (HF) sono rilevanti.

Tra questi, l'acido cloridrico (HCl) è generalmente presente in maggiore quantità.

La concentrazione di questo inquinante nei gas di combustione è strettamente correlata al tipo di rifiuto incenerito e alle variazioni stagionali. Se inalato, può irritare le vie respiratorie e causare problemi respiratori. In caso di contatto con la pelle o gli occhi, può causare irritazioni e ustioni. Inoltre, l'acido cloridrico può danneggiare l'ambiente se immesso in quantità eccessive nell'aria o nell'acqua. Può contribuire all'acidificazione delle piogge e all'eutrofizzazione dei corsi d'acqua. Inoltre, può reagire con altri composti presenti nell'aria per formare composti nocivi come il cloro e il biossido di cloro, che possono avere effetti negativi sulla qualità dell'aria e sulla salute umana. Molto spesso, nei materiali polimerici, è presente un elevato contenuto di cloro, che durante la combustione si trasforma in acido cloridrico presente nei gas di scarico. Anche se l'acido fluoridrico deve essere ridotto, si nota che la sua concentrazione nella corrente di fumi generata dalla combustione è generalmente trascurabile rispetto all'acido cloridrico.

La presenza di SO_x deve essere limitata poiché questi composti sono i principali responsabili delle piogge acide, che si verificano a causa della formazione in atmosfera di acido solforico (H₂SO₄). Anche il contenuto di acido fluoridrico è soggetto a limitazioni come inquinante acido, sebbene solitamente la sua concentrazione nei gas di combustione sia trascurabile rispetto a quella di HCl.

Gli ossidi di azoto (NOx) si formano durante la combustione e possono derivare da due fonti distinte: gli NOx termici e gli NOx chimici. Gli NOx termici si generano dalla formazione di radicali liberi dell'ossigeno (O) capaci di reagire con le molecole di azoto (N₂), che sono presenti in elevate concentrazioni nei gas di scarico. Questo processo è attivo ad alte temperature, pertanto è necessario regolare i parametri di combustione, come il livello di eccesso d'aria e, di conseguenza, la temperatura, al fine di limitare la produzione di NOx. Gli NOx chimici, invece, si formano durante la combustione di materiali contenenti composti azotati legati. La produzione di questi composti dipende quindi dal tipo di materiale combusto.

I microinquinanti acidi rappresentano una famiglia diversificata di composti, tra cui rientrano i policlorodibenzodiossine (PCDD), comunemente noti come diossine. Questi sono composti policiclici clorurati che si formano per azione catalitica mediata da metalli. Le diossine sono note per essere cancerogene e sono classificate come microinquinanti poiché sono considerati pericolosi anche in piccole quantità, nell'ordine dei nanogrammi per chilogrammo di massa corporea negli animali da laboratorio.

Nella categoria dei microinquinanti rientrano anche i metalli pesanti come il mercurio e il cadmio, gli idrocarburi policiclici aromatici (IPA), i policlorobifenili (PCB) e i furani. Tutti questi composti sono caratterizzati da un alto grado di tossicità, nonché dalla capacità di accumularsi e persistere nei tessuti degli organismi viventi.

1.5 Aspetti normativi

La normativa di riferimento in Italia per le emissioni in atmosfera dei fumi derivanti dalla combustione dei rifiuti prevede l'utilizzo del sistema di monitoraggio delle emissioni (SME) per garantire il rispetto dei limiti imposti. Questo sistema misura istantaneamente le concentrazioni degli inquinanti acidi a camino in condizioni normalizzate, registrando valori in medie semi-orarie e giornaliere. Tali valori vengono confrontati con i limiti stabiliti dalla normativa.

Il sistema SME effettua misurazioni istantanee, chiamate misurazioni elementari, utilizzate per calcolare le medie semi-orarie e giornaliere. Tuttavia, possono verificarsi periodi in cui queste misurazioni non sono affidabili, ad esempio a causa di anomalie del sistema di misurazione, risposte dei segnali elettrici al di fuori delle tolleranze predefinite o scarti tra valori consecutivi superiori alla soglia massima prefissata.

Le medie semi-orarie sono considerate affidabili se almeno il 70% dei valori elementari nell'arco della mezz'ora è attendibile. Viene effettuata un'analisi sul range di oscillazione dei dati elementari, che non devono discostarsi oltre i valori prefissati.

Per la validazione dei valori medi giornalieri, si tiene conto del numero di dati semi-orari disponibili e delle ore di marcia dell'impianto, che non devono essere inferiori a sei. Il numero di valori semi-orari scartati durante la giornata non deve superare cinque, indipendentemente dalla causa dello scarto.

In conformità alla direttiva 2010/75/EU, le autorità locali hanno il diritto di imporre limiti di emissione più stringenti rispetto alla normativa nazionale.

Di seguito si riporta una tabella che confronta i limiti semi-orari imposti dal D.Lgs 152/06 con quelli dell'autorizzazione integrata ambientale specifica per l'impianto considerato ("AIA PG 91987" e successive modifiche):

Parametro	Limite mg/Nm ³	
	D.Lgs 152/06	AIA
HCl	60	40
SO ₂	200	50
HF	4	2
NO _x	400	300
Polveri	30	20
COT	20	15
NH ₃	60	10

Tabella 1-Confronto limiti di emissione semiorari previsti D.Lgs 152/06 e dall'AIA

Sotto è riportato quanto previsto dall'autorizzazione integrata ambientale per le medie giornaliere:

Parametro	Limite mg/Nm³
HCl	10
SO ₂	20
HF	1
NO _x	150
Polveri	5
COT	10
NH ₃	5

Tabella 2-Limiti di concentrazione media giornaliera previsti dall'AIA

Per quanto riguarda, invece il WtE di Ferrara, oggetto del caso di studio trattato nel capitolo 2, i limiti imposti ai flussi in massa annui degli inquinanti richiedono limiti medi giornalieri notevolmente inferiori rispetto a quanto precedentemente menzionato per i limiti semi-orari:

Parametro	Limite autorizzato [mg/Nm³]
Polveri totali	4 (a) 20 (b)
HCl	6 (a) 40 (b)
HF	1 (a) 2 (b)
SO ₂	20 (a) 50 (b)
NO _x	100 (a) 300 (b)
CO	50 (a) 100 (b)
NH ₃	5 (a) 10 (b)
TOC	8 (a) 15 (b)
Hg	0,02 (a) 0,05 (b)

Tabella 3-Confronto limiti giornalieri con quelli semi-orari del Termovalorizzatore di Ferrara

Dove:

(a) = valore medio giornaliero

(b) = valore medio sui 30 minuti (100°percentile)

(c) = valore medio sui 30 minuti (97°percentile)

1.6 Approcci al trattamento dei gas acidi

Le soluzioni impiantistiche predominanti per la rimozione dei gas acidi possono essere di diverso tipo tra cui:

- Sistema di rimozione a umido: un sistema basato sull'assorbimento, in cui gli effluenti gassosi interagiscono con un solvente, generalmente una soluzione acquosa contenente reagenti basici come l'idrossido di sodio. I risultati della reazione si trovano in forma liquida, generando pertanto effluenti liquidi.
- Sistema di rimozione a secco: un sistema basato sull'adsorbimento, in cui gli effluenti gassosi sono esposti a un agente adsorbente introdotto sotto forma di polvere. Comuni agenti adsorbenti sono la calce e il bicarbonato di sodio, producendo prodotti di reazione in forma asciutta.
- Sistema di rimozione a semi-secco (semi-umido): l'agente assorbente viene introdotto nella corrente gassosa come sospensione o soluzione acquosa concentrata, come ad esempio il latte di calce. L'acqua presente nella soluzione si evaporerà al contatto con i fumi caldi, producendo prodotti di reazione in forma asciutta.

1.6.1 Sistemi di trattamento ad umido

I sistemi ad umido sono comunemente noti come scrubber. Questi dispositivi consentono lo scambio di materia tra la corrente gassosa e una fase liquida di carattere alcalino. In queste operazioni, si verificano in sequenza l'assorbimento dei composti gassosi nella fase liquida e reazioni chimiche. Ne risulta un refluo liquido contenente gli ioni del solvente (acqua), reagenti alcalini non reagiti e prodotti di reazione derivanti dalla neutralizzazione della corrente. Poiché il sistema è controllato dalla dinamica di assorbimento dei composti gassosi nella corrente liquida, viene utilizzata una configurazione che massimizza la superficie di contatto tra liquido e gas. Le apparecchiature comunemente impiegate includono le torri di nebulizzazione e le torri a piatti.

1.6.2 Sistemi di trattamento a secco

Questi sistemi utilizzano agenti adsorbenti come l'idrossido di calcio, l'ossido di calcio, l'idrossido di sodio e l'idrogeno carbonato di sodio, che vengono iniettati sotto forma di polvere per eliminare le sostanze inquinanti attraverso il processo di adsorbimento. I prodotti di reazione risultanti sono allo stato solido e richiedono un filtraggio prima di essere smaltiti in discarica o recuperati per il riutilizzo nell'industria chimica. Sebbene l'uso di sistemi a secco elimini la generazione di reflui liquidi da trattare, comporta l'impiego di reagenti costosi, consumati in quantità considerevoli.

Uno dei sistemi a secco più diffusi per l'abbattimento dei gas acidi è il processo NEUTREC®, sviluppato da Solvay SpA, che utilizza il bicarbonato di sodio (NaHCO_3) come reagente alcalino. Sebbene questo reagente sia più costoso rispetto ad altri, assicura rendimenti di abbattimento più elevati. Nel processo, il bicarbonato di sodio subisce decomposizione termica a circa 140°C , generando carbonato di sodio (Na_2CO_3), CO_2 e H_2O .

Le reazioni di abbattimento con gli inquinanti, come HCl , SO_2 e HF , seguono, portando alla formazione di sali di sodio. Il processo NEUTREC® garantisce notevoli riduzioni degli inquinanti, specialmente per HCl e SO_2 .

1.6.3 Sistemi a semi-secco

In questi sistemi, un agente assorbente, di solito ossido di calcio o idrossido di calcio, viene alimentato nella corrente gassosa come sospensione o soluzione acquosa concentrata. L'acqua presente nella soluzione evapora al contatto con i fumi caldi, producendo prodotti di reazione allo stato solido. La quantità di liquido iniettato è inferiore a quella necessaria per saturare completamente la corrente gassosa da purificare, garantendo così che l'acqua contenuta nella soluzione si evapori completamente e si formino prodotti di reazione asciutti. Questi ultimi possono essere successivamente rimossi dall'effluente gassoso attraverso un sistema di rimozione del particolato, come un elettrofiltro o un filtro a maniche.

1.7 Confronto tra processi a umido e a secco.

Le linee guida europee sulle Best Available Techniques (BAT) per la riduzione dei gas acidi sono state pubblicate nel 2006 attraverso il documento BREF.

Tuttavia, a partire dal 2013, sono state avviate le procedure per la revisione delle BAT, culminate nella pubblicazione del nuovo BREF tra il 2019 e il 2020. Dal 2006, numerosi impianti sono stati aperti o sottoposti a lavori di ammodernamento, e nel mercato sono emerse nuove tecniche per il trattamento dei gas acidi. Analizzando un database che raccoglie dati provenienti da 399 impianti europei, ottenuti attraverso informazioni pubblicate da agenzie ambientali nazionali, utility del settore e consorzi operanti in Europa (come CEWEP, ESWET), è evidente un chiaro trend evolutivo nelle tecnologie impiegate per la depurazione dei gas acidi (Figura 3).

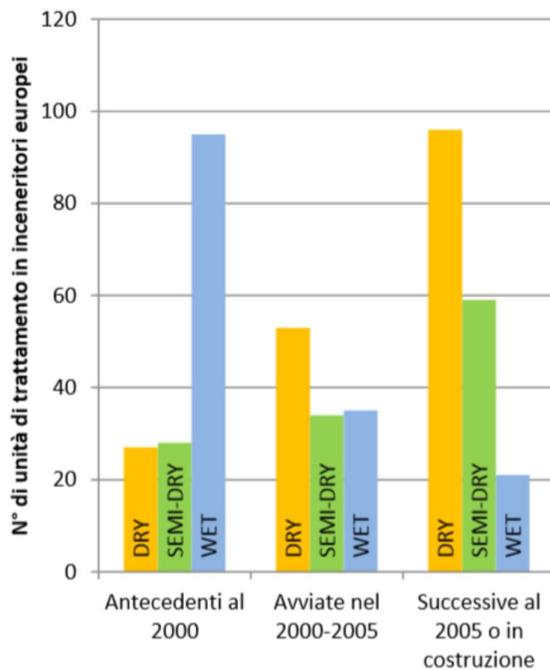


Figura 3-Numero di unità di trattamento gas acidi attualmente in funzione o in costruzione in Europa, suddivise in base all'anno di entrata in servizio

Fino al 2000, il lavaggio dei fumi con scrubber umidi rappresentava lo standard, ma successivamente si è notata una marcata preferenza per soluzioni a secco o semi-secco, che coinvolgono l'iniezione di reagenti solidi.

Le caratteristiche che hanno suscitato l'interesse dei gestori d'impianto verso i trattamenti a secco sono numerose, tra cui:

- semplificazione del processo: riduzione dei costi di investimento e manutenzione;
- riduzione dell'impatto ambientale e conformità alle normative più rigorose;
- maggiore efficienza nell'abbattimento degli inquinanti;
- minore consumo di acqua rispetto ai sistemi ad umido;
- riduzione dei reflui liquidi da gestire.

A fronte di questi vantaggi, va notato che le reazioni gas-solido sono generalmente meno efficienti delle reazioni gas-liquido nella rimozione dei gas acidi dai fumi. Ciò richiede l'uso di una quantità significativa in eccesso del sorbente. Di conseguenza, l'ottimizzazione dell'efficienza rispetto al consumo di reagente è diventato l'obiettivo principale delle soluzioni impiantistiche più moderne. Questo significa che gli impianti a secco che hanno registrato un notevole successo commerciale negli ultimi anni dovranno ora rispettare normative sulle emissioni sempre più rigorose. Per affrontare le sfide legate al processo a secco, inclusi l'uso eccessivo di reagenti, c'è una crescente necessità di ottimizzare il processo, riducendo al minimo il consumo di reagenti e la produzione di residui durante il trattamento.

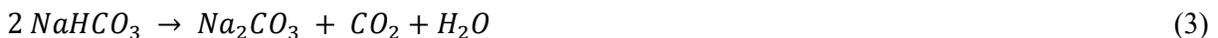
1.8 Meccanismo della reazione gas-solido sull'abbattimento dei gas acidi.

L'approvazione di normative anti-inquinamento sempre più ambiziose ha spinto all'adozione di tecnologie di trattamento a secco altamente efficienti. Nonostante la crescente comprensione qualitativa del meccanismo di reazione gas-solido, specialmente per quanto riguarda il ruolo dell'umidità, abbia già portato a modifiche cruciali nel design, il salto definitivo nella qualità dell'ottimizzazione del processo sarà raggiunto attraverso una modellazione quantitativa dei fenomeni fisico-chimici coinvolti [3].

Il concetto alla base dei sistemi di trattamento a secco consiste nell'assorbire i gas acidi presenti nei fumi mediante una reazione di neutralizzazione con una sostanza alcalina in polvere, generalmente costituita da calce idrata o bicarbonato di sodio, che viene iniettata all'interno del condotto dei fumi. La calce idrata, o idrossido di calcio ($\text{Ca}(\text{OH})_2$), reagisce direttamente con i gas acidi:



Il bicarbonato di calcio, quando viene iniettato nella linea dei fumi e si trova a una temperatura superiore a 140°C , subisce una trasformazione nota come "effetto popcorn", convertendosi in biossido di carbonio (CO_2), acqua e carbonato di sodio (Na_2CO_3), comunemente noto come "soda". La polvere di Na_2CO_3 ottenuta presenta una maggiore superficie specifica rispetto al reagente di partenza, rendendola più reattiva nei confronti dei composti da neutralizzare. Di conseguenza, sarà il carbonato di sodio a reagire con i gas acidi. Le reazioni coinvolte, quindi, sono le seguenti:



La reazione tra il gas e il solido, può essere descritta attraverso il modello noto come "shrinking core" (nucleo in contrazione). In questo modello, la reazione avviene principalmente all'interfaccia tra il gas e le particelle del materiale assorbente. Qui, si forma uno strato di prodotti solidi chiamato "strato di prodotto", e con il passare del tempo, la particella reagente viene consumata e il suo volume diminuisce, mentre uno strato di prodotti di spessore crescente si accumula intorno a essa, come mostrato in Figura 4.

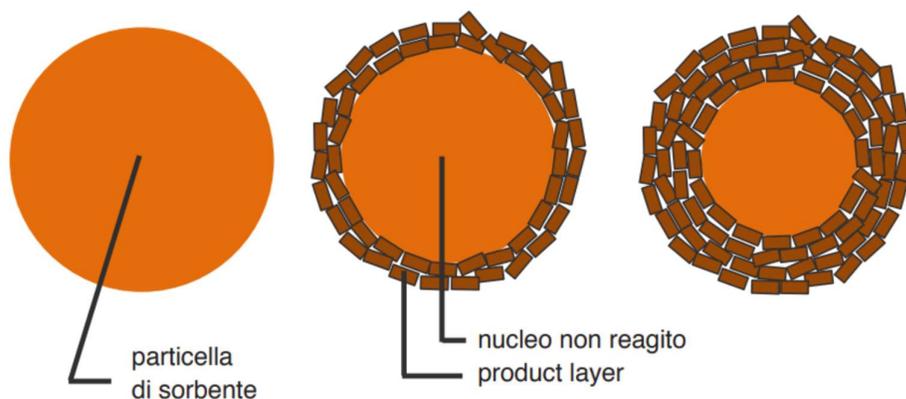


Figura 4-Reazione gas-solido secondo il modello "shrinking core" (estratta dal documento "la termotecnica" redatto da Dal Pozzo)

Le condizioni ottimali per l'utilizzo dei vari reagenti solidi variano notevolmente. Per il bicarbonato di sodio (NaHCO_3), l'intervallo di temperatura efficace si estende da 140°C (che rappresenta la temperatura minima necessaria per attivare la produzione di Na_2CO_3) fino a 300°C . Le prestazioni migliorano all'aumentare della temperatura a causa di considerazioni cinetiche.

Per quanto riguarda la calce idrata ($\text{Ca}(\text{OH})_2$), invece, il range di temperatura ideale si colloca tra 120 e 160°C , con prestazioni che migliorano man mano che la temperatura diminuisce. Questo è dovuto al fatto che un aumento dell'umidità relativa causa un maggiore assorbimento d'acqua da parte del solido, creando così una maggiore superficie disponibile per nuove reazioni, come illustrato nella Figura 5 che segue il modello del "shrinking core".

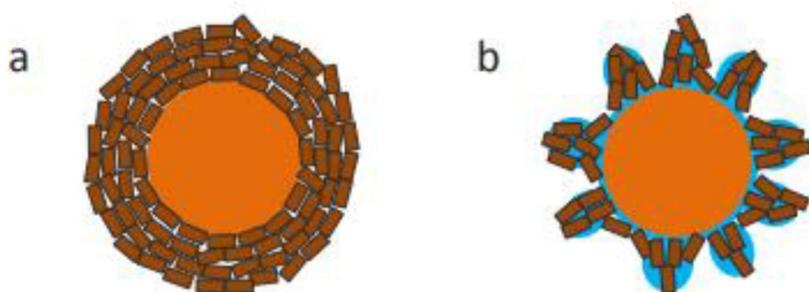


Figura 5-Product layer formato: a) in condizioni di gas secco; b) in presenza di umidità

1.9 DSI (Dry Sorbent injection)

L'iniezione di sorbente nei gas di scarico, nota come Dry Sorbent Injection o DSI, rappresenta la forma più semplice di trattamento a secco. In questo processo, il $\text{Ca}(\text{OH})_2$ o il NaHCO_3 vengono dosati direttamente nel condotto dei fumi, posizionati a valle di un preriscaldatore dell'aria e a monte di un sistema di depolverazione, che può essere un precipitatore elettrostatico (ESP) o un filtro a maniche (FF) incaricato di catturare i residui solidi del processo.

Nel caso di un filtro a maniche come depolveratore, i reagenti alcalini iniettati si depositano sulle maniche filtranti, creando una sorta di pannello di sorbente che funge da reattore chimico a letto fisso per i gas acidi che attraversano il filtro. Ciò migliora le prestazioni del sistema. Tuttavia, in Europa, la semplice DSI con $\text{Ca}(\text{OH})_2$ comune non è sufficiente per ottemperare ai limiti di emissione nei camini, specialmente per composti come l'acido cloridrico (HCl), i quali richiedono tipicamente un abbattimento dell'ordine del 98-99% secondo la Direttiva 2010/75/EU.

Un elemento cruciale per il corretto funzionamento di un sistema DSI è il contatto ottimale tra i gas acidi e il reagente solido. Ciò viene garantito dall'inserimento di miscelatori statici a monte delle lance di iniezione, i quali agiscono come generatori di vortice, oppure dall'installazione di veri e propri reattori Venturi. Quest'ultima opzione è particolarmente indicata quando si prevede l'uso di NaHCO_3 , in quanto assicura il tempo necessario all'attivazione termica del reagente.

1.10 Analisi delle performance delle due tipologie di calce idrata: calce idrata normale vs calce idrata ad alta superficie specifica.

Per affrontare la crescente produzione di fumi di combustione sempre più ricchi di inquinanti come HCl, SO_x, HF, NO_x e diossine, i quali devono essere eliminati per rispettare le norme vigenti, il termovalorizzatore di Ferrara ha sperimentato, negli anni 2018 e 2019, l'utilizzo di un nuovo reagente chimico noto come calce Sorbacal. Questo è stato dosato alternativamente alla calce normale nel primo stadio di abbattimento a secco. La decisione di adottare nuovi reagenti più sofisticati è motivata dalla volontà di ottenere un'efficienza di abbattimento maggiore, mantenendo lo stesso dosaggio della calce normale.

Di seguito (Tabella 4) vengono riportate alcune caratteristiche distintive tra le due calce [5]:

- Calce normale: è il prodotto standard nel settore della depurazione dei fumi. Ha proprietà chimico-fisiche, adatte a garantire un'elevata efficienza di abbattimento in condizioni di processo favorevoli (bassa temperatura di esercizio fino a 160-170 °C, presenza di umidità relativa e tempi di contatto gas-reagente sufficientemente elevati). Si tratta di un materiale molto puro, composto principalmente da idrossido di calcio, con un titolo superiore al 90%, una superficie specifica attiva fino a 15-18 m²/g e una granulometria estremamente fine.
- Calce idrata ad alta superficie specifica (Sorbacal): la ricerca e lo sviluppo di nuovi e più performanti prodotti hanno portato alla creazione di un reagente con caratteristiche chimico-fisiche estreme. Attualmente, questo reagente è il più performante in termini di neutralizzazione degli inquinanti acidi. Grazie alle sue peculiarità chimico-fisiche specifiche, consente di ottenere una maggiore efficacia di abbattimento in tutte le condizioni operative di processo, anche a temperature superiori a 180-200°C.

Parametro	Calce Tradizionale	Sorbacal
Contenuto di Ca(OH) ₂	>90%	>93%
Densità di mucchio	400-450 kg/m ³	380-420 kg/m ³
Superficie specifica	15-18 m ² /g	40-45 m ² /g
Volume dei pori	0,08 cm ³ /g	>0,2 cm ³ /g
d ₅₀	6 μm	6 μm

Tabella 4-Confronto tra le caratteristiche della calce tradizionale e della calce Sorbacal

Inoltre, confrontando bicarbonato e sorbacal con la calce idrata convenzionale, possiamo affermare che i primi due sono reagenti più efficienti in termini di abbattimento, consentendo una maggiore conversione di inquinanti a parità di dosaggio rispetto alla calce normale. Tuttavia, essi comportano un costo più elevato rispetto alla calce.

1.11 Sistemi multistadio a secco

Il sistema a doppio stadio per l'abbattimento dei gas acidi è riconosciuto come una delle tecniche più avanzate e efficaci per assicurare la rimozione efficiente dei gas acidi presenti negli effluenti gassosi [4]. Questi sistemi godono di una vasta diffusione in quanto consentono di rispettare agevolmente i severi limiti imposti dalla normativa europea vigente sulle emissioni di inquinanti.

Il BREF Waste Incineration del 2020 ha delineato i BAT-AEL, ossia i limiti di emissione degli inquinanti acidi derivanti dai termovalorizzatori:

Parameter	BAT-AEL		Averaging period
	New plant	Existing plant	
HCl	<2-6(*)	<2-8(*)	Daily average
HF	<1	<1	Daily average or average over the sampling period
SO ₂	5-30	5-40	Daily average

(*) The lower end of the BAT-AEL range can be achieved when using a wet scrubber; the higher end of the range may be associated with the use of dry sorbent injection.

Tabella 5-Livelli di emissione associati alle BAT per le emissioni convogliate in atmosfera di HCl, HF, SO₂

I BAT-AEL indicati derivano dalle migliori tecniche disponibili per ridurre al minimo le emissioni di inquinanti acidi generate dal termovalorizzatore. Questi limiti sono stati sviluppati mediante l'analisi dei dati di monitoraggio delle emissioni provenienti da impianti reali e la valutazione di tecnologie avanzate per il controllo delle emissioni.

1.11.1 Layout di processo

Il sistema di abbattimento a doppio stadio è composto da due reattori di iniezione di sorbente solido posti in serie, e da filtri a maniche di separazione gas-solido posti a valle di ogni reattore [6].

Nel primo stadio, si utilizza la calce idrata (Ca(OH)₂), viene alimentata tal quale per la rimozione della maggior parte degli inquinanti, poiché questo reagente è più economico. Nel secondo stadio, viene impiegato il bicarbonato di sodio (NaHCO₃), che è più reattivo adatto al ruolo di finissaggio, con una resa di abbattimento maggiore, ma allo stesso tempo richiede un costo di investimento maggiore.

Si riporta di seguito la schematizzazione di un sistema di depurazione a doppio stadio:

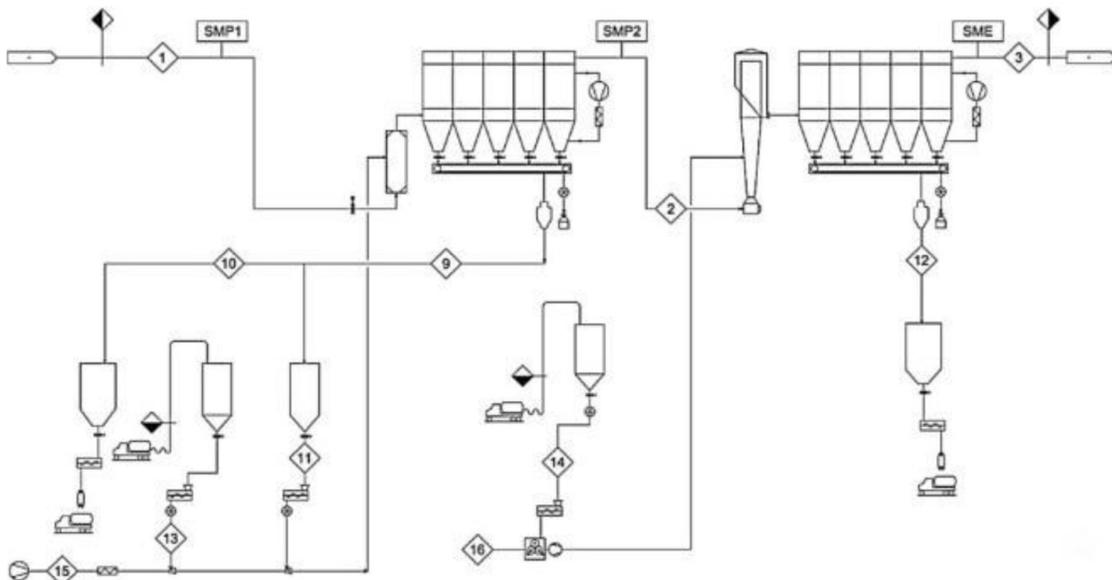


Figura 6-Estratto dal PFD della sezione di interesse (Tondelli,2016)

Nel corso del processo di abbattimento, la corrente di fumi (1) è convogliata verso il primo reattore insieme alla calce idrata (o la Sorbacal nel WtE di Ferrara) e alla corrente di ricircolo dei solidi derivanti dalla filtrazione (9), noti come prodotti calcici residui (PCR), che contengono calce non reagita. Dopo la prima fase, la corrente gassosa è indirizzata al secondo reattore (2) e quindi sottoposta a ulteriore purificazione per rispettare i limiti di emissione consentiti. I residui sodici (PSR) sono recuperati dal filtro del secondo stadio (12), mentre tutti i residui, sia sodici che calcici, vengono immagazzinati in silos separati in attesa di essere smaltiti.

Introdurre un sistema di questo tipo permette di combinare i vantaggi di reagenti poco performanti ma economici con reagenti di alta prestazione ma costosi.

Un sistema multistadio permette di raggiungere un'efficienza di abbattimento globale con infinite combinazioni di abbattimento tra i due stadi del processo ma esiste una configurazione di ottimo economico.

1.12 Problema di ottimo

Per massimizzare i vantaggi di un sistema multistadio come quello appena descritto, emergono alcune problematiche legate all'ottimizzazione processo.

L'individuazione dell'ottimo economico deve tenere conto delle principali condizioni al contorno presenti nel sistema.

Le condizioni al contorno da considerare sono: il tipo di reagente solido utilizzato per abbattere l'inquinante acido; il carico di acido cloridrico in ingresso al primo stadio; i costi operativi totali.

I costi operativi di questo sistema sono strettamente legati all'acquisto dei reagenti e allo smaltimento dei prodotti di reazione.

La calce idrata ha un costo di acquisto inferiore rispetto a sorbacal e bicarbonato di sodio, ma presenta una minore efficienza di abbattimento.

Come già indicato, anche la portata di acido cloridrico in ingresso è variabile in quanto il tipo di rifiuto in ingresso all'interno della camera di combustione presenta fluttuazioni.

Pertanto, esiste una conversione ottimale degli inquinanti acidi al primo stadio che minimizza i costi operativi complessivi del sistema multistadio come mostrato in Figura 7.

L'approccio a questo problema verrà basato sull'utilizzo di dati storici dell'impianto e su un modello matematico per gli stadi di riduzione dei gas acidi.

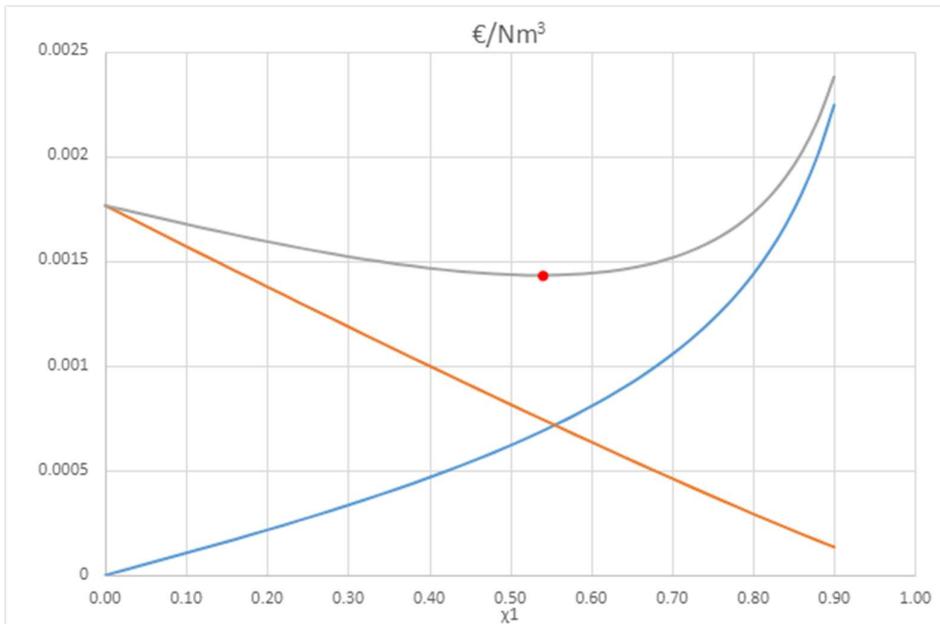


Figura 7-Ottimizzazione economica con costi di febbraio 2023 impiegando sorbacal

1.13 Il Controllo delle Emissioni

Nella presente tesi, si prospetta come ulteriore tematica la trattazione del problema relativo al controllo del sistema multistadio.

Il controllo degli inquinanti acidi, in particolare dell'acido cloridrico (presente in concentrazioni maggiori), è influenzato dalle condizioni al contorno menzionate precedentemente.

In particolare la composizione dei rifiuti bruciati nella camera di combustione di un impianto WtE varia ampiamente nel tempo, la conseguente estrema variabilità della concentrazione di HCl all'ingresso della sezione di trattamento fumi è un'instabilità intrinseca che limita l'efficacia delle strategie di controllo convenzionali nel calibrare l'alimentazione dei reagenti necessaria per mantenere un punto di concentrazione costante all'uscita.

Pertanto, l'idea è quella di implementare un algoritmo di controllo che favorisca il mantenimento dell'ottimo economico (mantenere costante la conversione di HCl al 1° stadio) a fronte delle condizioni di variabilità, accettando velocità di alimentazione in eccesso di reagenti per ridurre al minimo il possibile verificarsi di superamenti dei limiti di emissione di HCl a camino.

Il problema di controllo deriva proprio da questa analisi: voler operare nella regione di ottimizzazione economica durante il normale funzionamento dell'impianto, senza provocare instabilità nel sistema di controllo.

Di seguito verranno formulate le seguenti proposte di implementazione e verifica del sistema di controllo feedforward-feedback trim a set-point variabile, per il termovalorizzatore di Ferrara.

2 Il termovalorizzatore di Ferrara

Il termovalorizzatore di Ferrara è situato in località Cassana in Via Cesare Diana, 44. Attualmente è costituito da due linee di incenerimento di rifiuti (Linea 2 e Linea 3), queste hanno sostituito l'unica linea presente in passato (Linea 1) che ha smesso di funzionare il 13/05/2008. Nominalmente l'impianto ha una capacità di trattamento dei rifiuti pari a 142000 t/a, limitata da autorizzazioni a 130000 t/a. Ha una potenzialità di produzione di energia elettrica pari a 13 MW, alla quale si affianca la produzione di energia termica derivante dalla cogenerazione energetica con una potenzialità massima di 30 MWt. I rifiuti autorizzati al trattamento nell'impianto di Ferrara sono sia rifiuti solidi urbani (RSU) che rifiuti speciali non pericolosi (RS). Nel 2012 è stato eliminato il limite esistente al rapporto tra il quantitativo di RS e di RSU trattabile annualmente all'interno dell'impianto di termovalorizzazione, tale rapporto era in favore dei rifiuti solidi urbani, ai quali è stata comunque assicurata la priorità di trattamento [8].

2.1 Sezioni del termovalorizzatore

Le due linee di trattamento rifiuti sono nominalmente uguali, le principali unità che le compongono sono:

- sezione di conferimento, stoccaggio e triturazione dei rifiuti;
- sezione di combustione;
- sezione di recupero energetico e produzione di vapore;
- sezione di depurazione dei fumi;
- sezione di trattamento acque;
- sezione di smaltimento dei residui.

Le linee 2 e 3 condividono alcune componenti, in particolare entrambe sono dotate di un'unica turbina per l'espansione del vapore generato dal recupero energetico dei fumi. Le altre apparecchiature comuni includono le stazioni di stoccaggio e dosaggio dei sorbenti (calce idrata o sorbocal e bicarbonato di sodio) impiegati nel trattamento delle correnti di fumi prodotte da entrambe le linee, nonché i serbatoi per l'accumulo dei solidi generati dal trattamento degli inquinanti acidi.

Una distinzione chiara tra le due linee è che la linea 3 adotta un sistema di ricircolo dei fumi, sebbene con una sezione di condotto più ridotta rispetto a quella della linea 2.

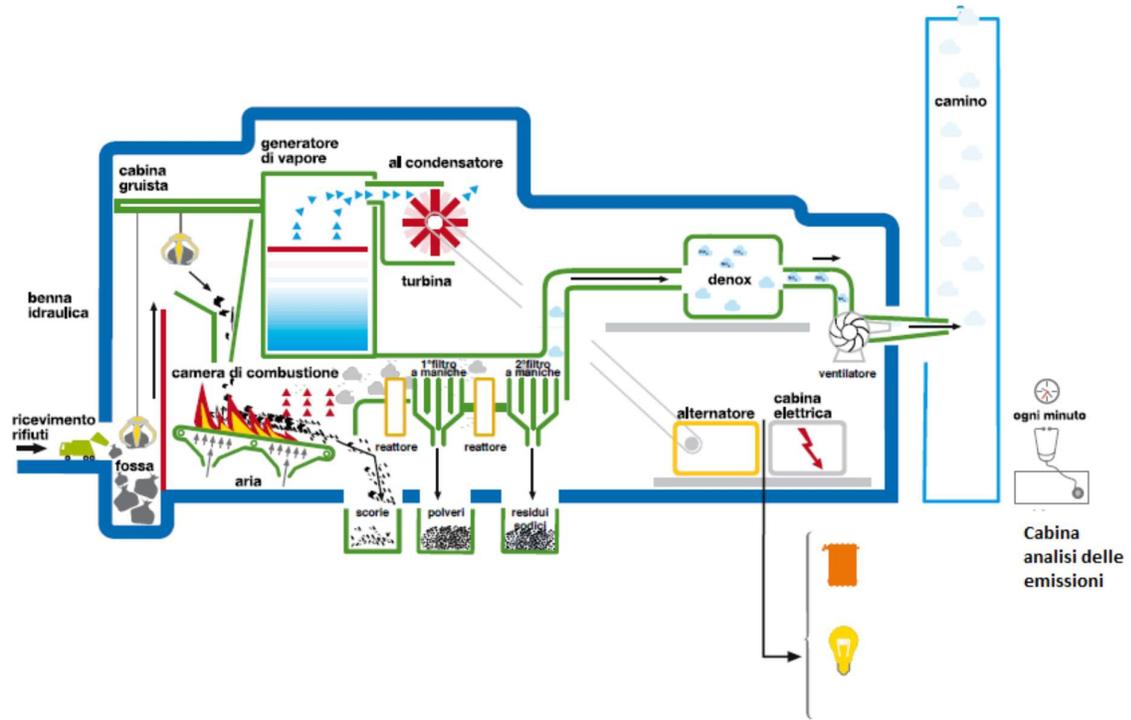


Figura 8-Schema a blocchi del WtE di Ferrara

2.1.1 Sezione di conferimento e stoccaggio dei rifiuti

La sezione di stoccaggio dei rifiuti è formata da due unità collegate, la fossa ausiliaria e la fossa principale. Tali unità hanno lo scopo di permettere alle sezioni di combustione dei rifiuti di lavorare in condizioni stazionarie, sia da un punto di vista della portata massica di rifiuti inceneriti sia dal punto di vista del potere calorifico inferiore (PCI).

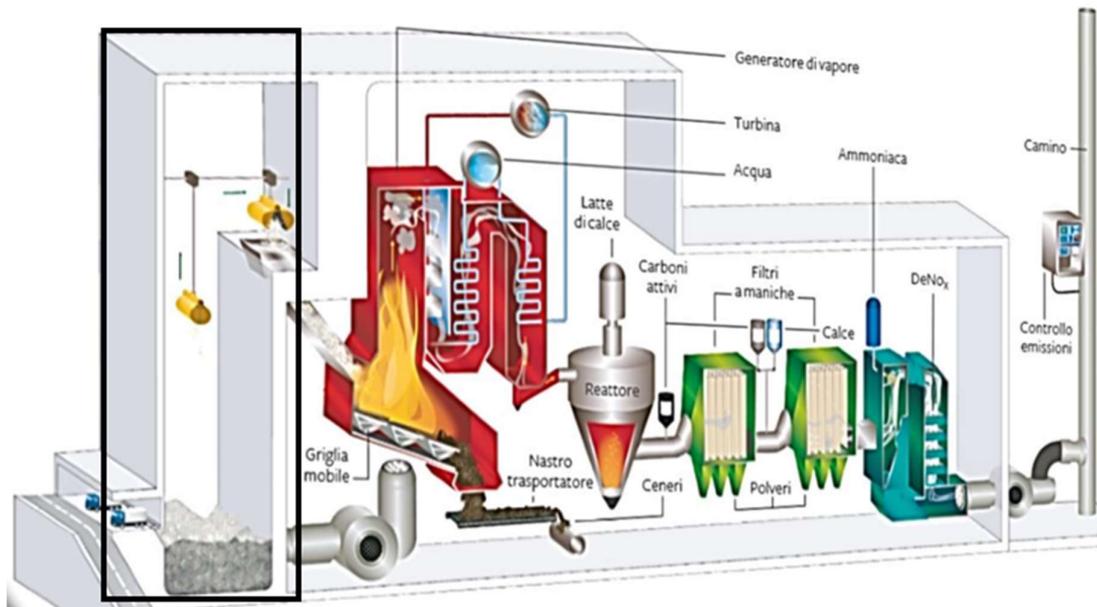


Figura 9-Sezione di conferimento e stoccaggio dei rifiuti

A causa della non regolarità con la quale i rifiuti giungono in impianto, la fossa ausiliaria e quella principale hanno una percentuale di riempimento variabile durante il giorno. Queste unità vengono riempite direttamente dai camion che portano i rifiuti in impianto, previa analisi preliminari di pesatura e di verifica dell'assenza di materiale radioattivo. I rifiuti contenuti nella fossa ausiliaria, tramite un carro ponte vengono alimentati da un operatore al sistema di triturazione, in seguito vengono inviati, mediante un nastro trasportatore, alla fossa principale la quale ha un volume di accumulo dei rifiuti pari a 3000 m³. Infine tramite una benna a polipo si ha l'alimentazione dei rifiuti alle due linee di termovalorizzazione.

Sorgono inoltre, problemi di miscelazione del rifiuto, i quali possono essere legati alla struttura della fossa principale dell'impianto waste-to-energy di Ferrara.

Questi problemi sono influenzati da due parametri di interesse quali il PCI del rifiuto incenerito e la composizione dei fumi prodotti dalla combustione, rendendo estremamente variabili le condizioni della corrente gassosa in ingresso al trattamento fumi.

Come si nota nella Figura 10 la fossa rifiuti è dotata di portelloni che rimangono chiusi se non utilizzati per le operazioni di conferimento dei rifiuti.



Figura10-Portoni di accesso alla fossa principale dello stabilimento di Ferrara

2.1.2 Sezione di combustione

Il sistema di combustione a griglia (SCG) è l'elemento caratterizzante della sezione di combustione [9]. In funzione delle portate e del potere calorifico del rifiuto alimentato al forno di combustione, può essere o meno richiesto l'utilizzo di un combustibile ausiliario.

I bruciatori ausiliari entrano in funzione quando la temperatura dei fumi scende al di sotto di 870 °C, in questo modo è rispettato, per ciascuna condizione operativa, il limite inferiore sulla temperatura dei fumi generati dalla combustione che è fissato da normativa a 850 °C.

La sezione di combustione è caratterizzata nella sua parte fondamentale da una griglia ad una corsia, larga 4,4 m con un totale di 26 gradini/piastre, disposti su file alternativamente fisse e mobili (13 fisse e 13 mobili), che facilitano l'avanzamento ed il mescolamento dei rifiuti da trattare. La griglia è costituita da un sistema di raffreddamento, adoperando acqua, la quale permette di effettuare un recupero energetico all'interno dello stesso sistema e parte del calore acquisito dell'acqua viene utilizzato per il preriscaldamento dell'aria primaria.

La griglia è suddivisa in cinque zone di alimentazione dell'aria primaria con altrettanti ventilatori, azionati con motori regolati in velocità tramite inverter, ed equipaggiati di misuratori venturi per il monitoraggio della portata.

Vi è anche un sistema di regolazione della portata di aria secondaria con due ventilatori, anche essi regolati in velocità, uno è situato nella parete frontale ed uno in quella posteriore del forno.

Il sistema di evacuazione delle ceneri e delle scorie utilizza per il convogliamento delle ceneri due redler a umido e un estrattore a “gondola” per le scorie.

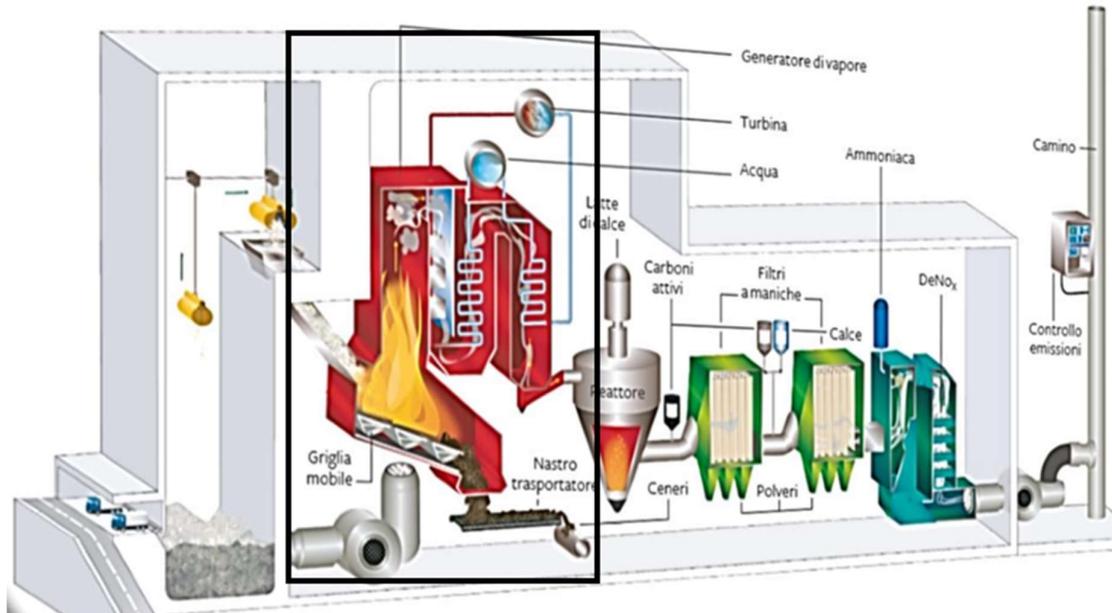


Figura 11-Sezione di combustione

2.1.3 Generatore di vapore

Il generatore di vapore (GV) è costituito da due sezioni, la sezione radiante e quella convettiva. Sotto sono riportate le principali apparecchiature accessorie:

- Sistema di pulizia dei banchi di tipo a scuotimento.
- Tramogge di raccolta ceneri sotto zona radiante e zona convettiva.
- Tubazioni di collegamento alla depurazione fumi ed al ciclo termico.
- Sistema di scarico ceneri con valvole a clapet.
- Redler di trasporto ceneri.
- Sistema bruciatori ausiliari a gas naturale.

È riportata ora una descrizione della struttura delle sezioni radianti e convettive. Seguendo il percorso dei fumi prodotti dalla combustione la prima sezione di interesse è quella radiante che si sviluppa in senso verticale sopra la griglia, ed è costituita nelle sue parti fondamentali da:

zona di combustione (ZC);

zona di post-combustione (ZPC);

zone radianti 2,3,4.

La zona radiante consente la generazione di elevate quantità di vapore. Inoltre, lo scambio termico in questa regione riduce la temperatura dei fumi, i quali entrano nella sezione convettiva con un carico entalpico inferiore, diminuendo così i fenomeni di abrasione delle pareti a causa del deposito di sali fusi. La Zona di Combustione (ZC) e la Zona di Post-Combustione (ZPC) sono separate a un'altezza di circa 3,5 metri sopra la superficie della griglia. La separazione delle due zone è indicata dagli ugelli che introducono aria secondaria nella corrente di fumi, regolandone la velocità a valori superiori a 10 m/s, evitando la formazione di percorsi preferenziali per i fumi e i prodotti di combustione. Le pareti divisorie seconda e terza costringono i gas combusti a invertire la loro direzione altre due volte prima di entrare nella zona convettiva, facilitando così la parziale separazione del particolato solido. Di conseguenza, il particolato separato dalla corrente gassosa viene raccolto dalle zone radianti 2, 3 e 4 e scaricato tramite valvole a doppio clapet.

I gas lasciano la quarta sezione della camera radiante attraverso l'apposita apertura sulla parete verticale e iniziano il loro percorso orizzontale attraverso la zona convettiva. Mentre escono dalla sezione radiante, i fumi scambiano calore attraverso le superfici di scambio termico della sezione convettiva seguendo la sequenza descritta di seguito:

- Vaporizzatore 1-2
- Surriscaldatore BT,
- Surriscaldatore AT,
- Surriscaldatore MT,
- Economizzatore 1-2-3

Vaporizzatori e surriscaldatori sono alloggiati all'interno di una struttura a pareti rivestite da membrane, mentre i tre economizzatori sono posizionati in cassoni di lamiera saldata.

Il vapore prodotto, insieme all'acqua liquida di circolazione, viene convogliato nel corpo cilindrico montato al di fuori del percorso dei fumi e posizionato sopra la camera radiante. In questa posizione avviene la separazione del vapore prodotto dalla corrente liquida. Successivamente, il vapore attraversa i banchi surriscaldatori dai quali viene erogato come vapore surriscaldato a una pressione di 47 bar e una temperatura di 400 °C.

Il corpo cilindrico svolge principalmente le funzioni di separare il vapore prodotto dall'acqua di circolazione e di fungere da serbatoio tampone durante i momenti di squilibrio tra il prelievo di vapore e l'alimentazione d'acqua. Il vapore surriscaldato viene alimentato in modo unitario alle due linee alla

turbina di espansione, dove si verifica la produzione di energia meccanica, successivamente trasformata in energia elettrica attraverso un alternatore.

2.1.4 Sezioni di depurazione dei fumi

Questa sezione si focalizza sull'abbattimento di tutti i composti inquinanti prodotti durante il processo di combustione al fine di rispettare i limiti di legge relativi alle emissioni in atmosfera.

In generale, i fumi vengono sottoposti a una serie di processi di filtrazione e reazione, con variazioni possibili in base alla soluzione impiantistica utilizzata [10].

Il trattamento della linea dei fumi prevede i seguenti passaggi:

- **Depolverazione:** Questa fase mira a rimuovere polveri e ceneri mediante filtri meccanici o elettrici.
- **Abbattimento dei gas acidi:** qui vengono eliminati gas acidi come acido cloridrico, acido fluoridrico e ossidi di zolfo.
- **Rimozione degli ossidi di azoto:** Gli ossidi di azoto (NO e NO₂) vengono rimossi mediante l'iniezione di composti come ammoniaca o urea in un sistema che può essere catalitico o non catalitico (SCR o NSCR).

Poiché l'impianto è composto da due linee di trattamento fumi identiche, ci si concentra su una delle due.

La Linea 2 del WtE di Ferrara si trova dopo le sezioni di combustione dei rifiuti solidi e di recupero energetico. Queste due sezioni sono collettivamente indicate come Generatore di Vapore a Griglia (GVG) poiché, rispetto agli standard precedenti, non esiste più una chiara separazione tra la zona di combustione, la camera di post-combustione e la sezione di recupero energetico, come spiegato in precedenza. Di seguito è presente il diagramma a blocchi della sezione di depurazione dei fumi della Linea 2:

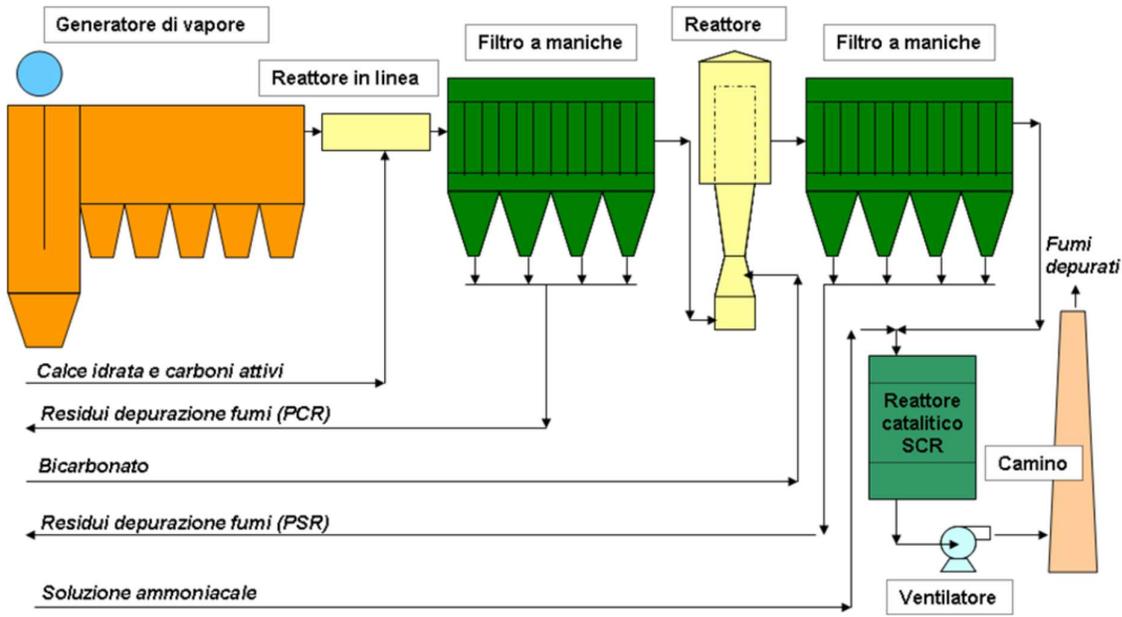


Figura 12-Schema a blocchi del sistema di abbattimento Fumi della linea 2 del WiE di Ferrara

In uscita dal GVG sono presenti due stadi di abbattimento degli inquinanti acidi (principalmente acido cloridrico, acido fluoridrico e biossido di zolfo) operanti a secco.

Ciascuno stadio è costituito nelle sue unità fondamentali da un reattore, al quale viene alimentata la corrente gassosa e due correnti di solidi (una di sorbente per la neutralizzazione dei composti acidi ed una di carboni attivi per la riduzione del contenuto dei microinquinanti), e da un'unità di separazione gas-solido quale un filtro a maniche operante con tecnologia "pulse-jet".

I solidi utilizzati al primo stadio sono calce idrata ($\text{Ca}(\text{OH})_2$) e carboni attivi (CA); la calce idrata è il sorbente utilizzato per la neutralizzazione degli inquinanti acidi, i carboni attivi vengono utilizzati per la riduzione del contenuto di microinquinanti quali diossine, mercurio, cadmio ecc.

Invece al secondo stadio viene alimentato come reagente solido il bicarbonato di sodio (NaHCO_3).

Sono riportate sotto le reazioni di neutralizzazione che avvengono al primo stadio:



In queste reazioni viene illustrato in che modo la calce abbatte gli inquinanti acidi come: acido cloridrico; acido fluoridrico e biossido di zolfo, contemporaneamente però avviene la reazione competitiva indesiderata di abbattimento della CO_2 .

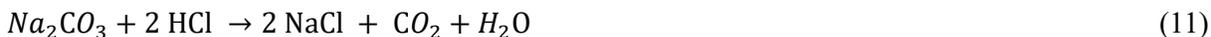
Dal filtro a maniche, invece, viene separato il solido residuo della neutralizzazione, questo è costituito dai prodotti calcici residui (PCR) e le eventuali ceneri volanti derivanti dalle sezioni precedenti, si ottiene quindi una miscela solida dei seguenti composti:

- a) calce non reagita;
- b) cloruro di calcio;
- c) fluoruro di calcio;
- d) solfato di calcio;
- e) carbonato di calcio;
- f) ceneri volanti;

In realtà il filtro ha una duplice funzione, infatti oltre a permettere la separazione dei solidi, consente la neutralizzazione della corrente acida in quanto il reattore del primo stadio è caratterizzato da un volume ridotto e di conseguenza da un basso tempo di contatto tra solido e fumi (di circa 0,5 s sulla base dei dati di progetto), di conseguenza le reazioni vengono completate sullo spessore di solido, chiamato comunemente torta, che si forma sulla superficie del filtro. Il filtro è uguale per ciascuno stadio ed è composto da una superficie di 2200 m² suddivisi in 5 comparti, dotati ciascuno di 22 maniche. I comparti sono caratterizzati dalla possibilità di ispezione durante il funzionamento del filtro previa procedura di isolamento del comparto di interesse. Il filtro è dotato di un sistema di riscaldamento, poiché non sono desiderabili condizioni operative in cui le temperature scendano al di sotto di una soglia critica. Questo è importante per evitare il raffreddamento eccessivo della corrente di fumi durante il passaggio attraverso il filtro, che potrebbe portare alla formazione di condensa acida. La condensazione di una miscela acida metterebbe a rischio l'integrità strutturale del filtro stesso. Il preriscaldamento del filtro è necessario, soprattutto durante le fasi di avvio della linea, quando la temperatura è uguale a quella ambiente. Durante questa fase, il filtro viene portato a temperature superiori alla temperatura minima desiderata, che è di 140 °C, mediante l'uso di un ventilatore di ricircolo dell'aria e quattro batterie elettriche per il riscaldamento dell'aria.

La corrente gassosa in uscita dal primo stadio viene alimentata al reattore verticale del secondo stadio di abbattimento, che è di tipo venturi. In questo caso, è garantito un tempo di permanenza minimo di circa 2 secondi per migliorare il contatto tra il sorbente e i fumi. Sono presenti anche ugelli generatori di turbolenza per l'iniezione della corrente gassosa.

Nel secondo stadio, il sorbente utilizzato è il bicarbonato di sodio (NaHCO_3), e le reazioni chimiche che si verificano sono le seguenti:



Le reazioni riportate descrivono il meccanismo di abbattimento degli inquinanti acidi al secondo stadio impiegando bicarbonato di sodio.

In questo caso, il secondo stadio di abbattimento non presenta reazioni indesiderate a carico della CO_2 .

La corrente di fumi e solidi in uscita dal reattore verticale del secondo stadio viene inviata ad un filtro uguale a quello utilizzato al primo stadio, dove avviene la separazione della fase gassosa da quella solida (PSR), in quest'ultima corrente sono presenti per lo più i seguenti composti:

- a) carbonato di sodio;
- b) cloruro di sodio;
- c) fluoruro di sodio;
- d) solfato di sodio;

La corrente gassosa, uscendo dal filtro del secondo stadio, subisce un preriscaldamento a una temperatura di circa 180°C all'interno di uno scambiatore di calore che utilizza vapore saturo proveniente dal corpo cilindrico della caldaia di recupero energetico. Questa operazione di scambio termico è essenziale perché la riduzione degli ossidi di azoto (NO_x) avviene in un reattore catalitico selettivo (SCR) che richiede temperature superiori ai 180°C per prevenire la deposizione dell'ammonio bisolfato sulla superficie catalitica. La formazione di questo sale è causata dalla presenza residua di ossidi di zolfo (SO_x). Questi composti possono reagire con l'ammoniaca iniettata per la riduzione catalitica degli NO_x , formando il corrispondente sale di ammonio.

Per quanto riguarda la soluzione ammoniacale, essa è immagazzinata in due serbatoi comuni alle due linee. Tuttavia, questo sistema non viene analizzato in quanto non rientra nell'ambito di interesse della tesi.

2.1.5 Sistema di trattamento e raccolta delle acque

Il sistema di trattamento delle acque ha come obiettivo principale la demineralizzazione dell'acqua utilizzata nel ciclo Rankine per la produzione di energia elettrica, in particolare per il vapore surriscaldato. Questo sistema è composto principalmente da un sistema di osmosi inversa e da un sistema di demineralizzazione mediante resine anioniche e cationiche.

Per minimizzare il consumo d'acqua, il condensato risultante dall'espansione in turbina viene condensato utilizzando condensatori ad aria anziché acqua di torre. Le torri evaporative, d'altro canto, sono utilizzate per raffreddare l'acqua necessaria come fluido refrigerante in altre unità presenti nell'impianto, ad esempio, per il raffreddamento delle griglie.

2.1.6 Stoccaggio della calce idrata.

Il sistema di stoccaggio dei sorbenti presso il WtE di Ferrara si distingue notevolmente dai sistemi presenti negli altri impianti del Gruppo HERA. Queste differenze derivano dal fatto che l'impianto di Ferrara è composto da due linee di trattamento dei rifiuti e dei fumi generati dalla combustione. Di conseguenza, lo stoccaggio della calce idrata, così come del bicarbonato di sodio, avviene in silos comuni alle due linee, il che comporta una parziale dipendenza tra di esse.

Nello specifico, la calce idrata è immagazzinata in due silos, ognuno con una capacità di stoccaggio di 38 tonnellate di calce. Il dosaggio della calce per ciascuna delle due linee avviene prelevando calce indifferentemente dai due silos. Per fare ciò, il reagente solido viene estratto tramite due coclee estrattrici, una per ciascun silo. Queste coclee alimentano due deviatori che indirizzano la calce alle due linee, L2 ed L3.

Per garantire il funzionamento continuo dell'impianto in caso di guasto a uno qualsiasi dei componenti, sono previste due coclee dosatrici per ciascuna linea [11]. Queste coclee dosatrici operano di solito in modo alternato per assicurare una continuità nell'alimentazione dei reagenti. Si trascura il dosaggio del bicarbonato di sodio, perché non è oggetto della seguente tesi.

Ecco uno schema a blocchi del sistema di stoccaggio e dosaggio della calce idrata:

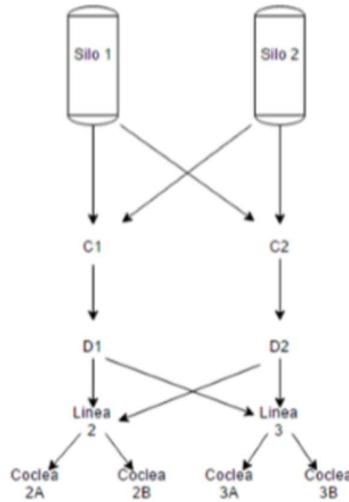


Figura 13-Schema del sistema di dosaggio della calce alle due linee, con C1 e C2 sono indicate le coclee estrattrici mentre con D1 e D2 i deviatori. Le coclee 2A e 2B sono le coclee dosatrici della linea 2, le coclee 3A e 3B sono le coclee dosatrici della linea 3

2.2 Sistema e misurazione della concentrazione degli inquinanti

Il corretto funzionamento dell'impianto è garantito dal sistema di monitoraggio, composto da due unità distinte: il sistema di monitoraggio di processo (SMP) e il sistema di monitoraggio delle emissioni (SME). Il sistema di monitoraggio di processo si suddivide in due sezioni di analisi dei fumi, denominate SMP1 e SMP2, ciascuna delle quali comprende la strumentazione di analisi e le linee di campionamento. Le analisi vengono eseguite in modo continuo e i risultati sono registrati dal Distributed Control System (DCS).

Le sezioni del sistema di monitoraggio di processo, SMP1 e SMP2, analizzano rispettivamente la corrente di fumi in uscita dal Generatore di Vapore (GVG) e quella alimentata al secondo stadio. Il sistema di monitoraggio delle emissioni ha una singola sezione di campionamento dei fumi posizionata nel camino. Di seguito è riportato uno schema a blocchi che illustra i punti di prelievo della corrente gassosa e le analisi effettuate per ciascun punto di monitoraggio del processo:

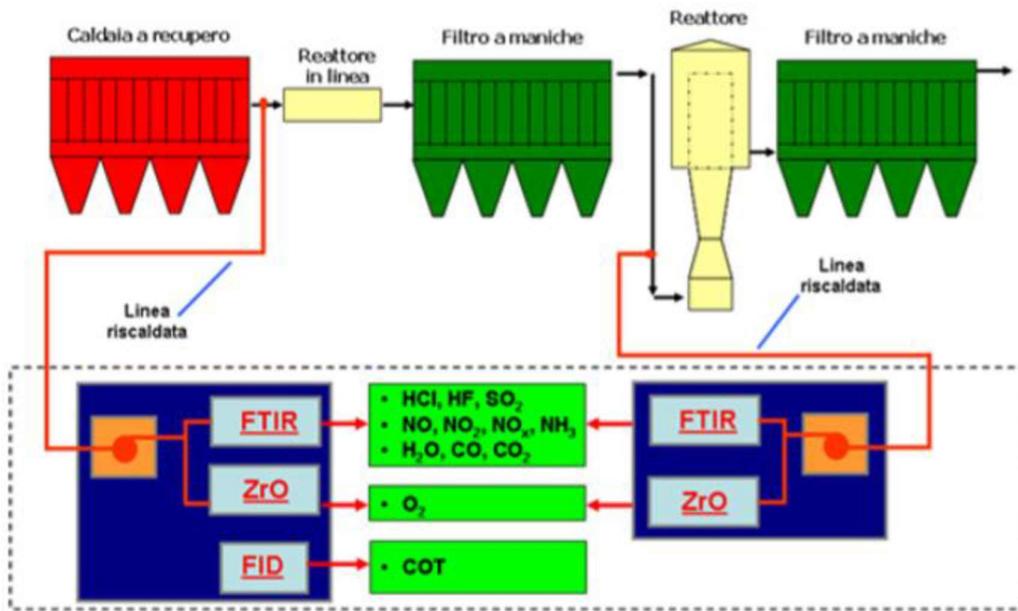


Figura 14-BFD del sistema di monitoraggio del processo, si possono notare le due sezioni SMP1 ed SMP2. Nel riquadro tratteggiato gli strumenti della cabina analisi di processo (CAP).

In Figura 14 si nota come entrambe le sezioni sono composte dalle seguenti unità:

- FTIR: analizzatore in continuo per la misura del contenuto di HCl, HF, SO₂, NO_x, NH₃, H₂O, CO, CO₂;
- ZrO: analizzatore ad ossido di zirconio per la misura del contenuto di O₂;
- Sistema di campionamento e trasporto dei fumi;

Invece il sistema ionizzatore FID per la misura del carbonio organico totale è presente solo per il punto di misurazione SMP1. Tutte queste unità sono contenute all'interno della cabina analisi di processo. Il sistema SME introdotto in precedenza ha una duplice funzione, infatti è utilizzato sia all'interno dell'impianto per le logiche di controllo, sia per la verifica dei parametri imposti dalle norme vigenti (Figura 15):

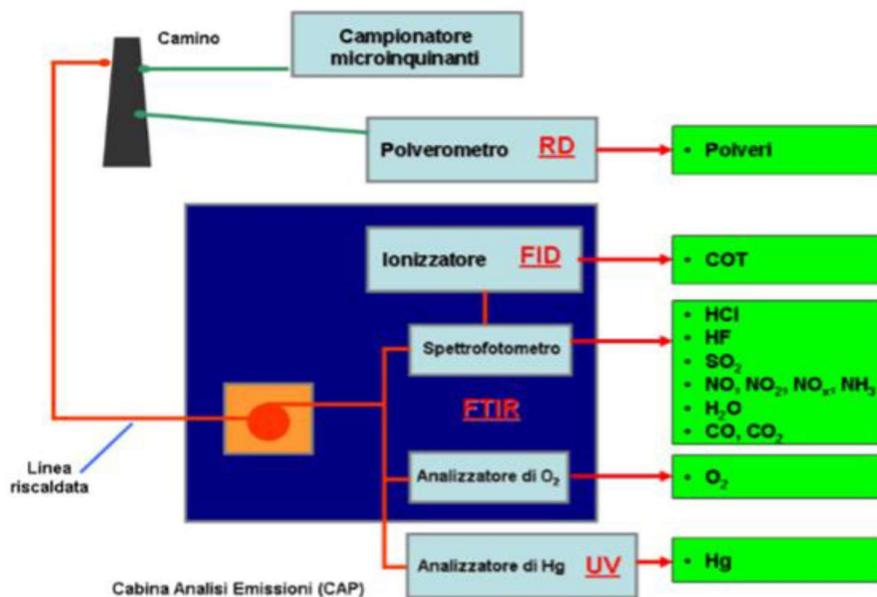


Figura 15-BFD del sistema di monitoraggio delle emissioni

Sono presenti anche unità diverse rispetto a quelle previste dal sistema di monitoraggio del processo, infatti all'interno della cabina analisi delle emissioni troviamo:

- a) FID: ionizzatore per la determinazione del carbonio organico totale;
- b) FTIR: analizzatore in continuo per la misura del contenuto di HCl, HF, SO₂, NO_x, NH₃, H₂O, CO, CO₂;
- c) Analizzatore O₂;
- d) Analizzatore UV per la determinazione del contenuto di mercurio;
- e) Polverometro (RD), sistema dell'analisi delle polveri a camino

Le portate volumetriche relative ai punti di misurazione SMP1 e SMP2 non sono oggetto di misurazione diretta, ma sono calcolate a partire dalla portata volumetrica misurata nel camino. Le misurazioni effettuate nelle tre sezioni presentate sono successivamente utilizzate dal sistema di controllo per il dosaggio dei sorbenti negli stadi di abbattimento a secco e per il dosaggio della soluzione ammoniacale nello stadio di riduzione catalitica (SCR).

2.3 Logiche di controllo per il dosaggio di calce

L'attuale sistema di controllo implementato nel termovalorizzatore di Ferrara adotta una logica di controllo feed-forward con feedback trim (FFT). Questo sistema di controllo è in grado di regolare la portata di calce o di sorbacal dosata al primo stadio tramite due criteri distinti.

Il primo criterio, noto come "rimozione impostata", si basa sull'imposizione della conversione di HCl al primo stadio di abbattimento. In questo caso, il sistema controlla e regola la portata dei reagenti per garantire la massima efficienza nella rimozione dell'inquinante.

La seconda modalità di controllo, chiamata "uscita impostata", impone un valore di set-point sulla concentrazione di HCl in uscita dal primo stadio di abbattimento. In questo modo, il sistema di controllo mantiene la concentrazione di HCl a un livello desiderato, adattando di conseguenza la dosatura dei reagenti.

Il controllo feedforward con feedback trim (FFT) è una soluzione frequentemente adottata in situazioni dove la reiezione dei disturbi in ingresso (disturbance rejection) è di primaria importanza. Questa tecnica introduce un elemento feedforward in un classico loop di controllo feedback, il quale è in grado di anticipare e rispondere in modo preventivo a un disturbo particolarmente problematico, come ad esempio il carico variabile di HCl in ingresso. Come illustrato nella Figura 16, l'architettura FFT prevede la presenza di un controllore feedback tradizionale, il cui segnale di comando alla variabile manipolata è sommato al segnale di comando derivante dal calcolo del controllore feedforward:

$$MV_{tot} = MV_{feedback} + MV_{feedforward} \quad (14)$$

Nella terminologia specifica del controllo FFT implementabile nel DCS d'impianto:

$$MV_n = MV_{n0} + CK(VN + CB) \quad (15)$$

Dove: MV_{n0} e MV_n rappresentano il valore della variabile manipolata, rispettivamente prima e dopo la compensazione feedforward. Il parametro CK è il guadagno della compensazione rispetto a un segnale esterno VN , eventualmente sommato a un termine costante CB .

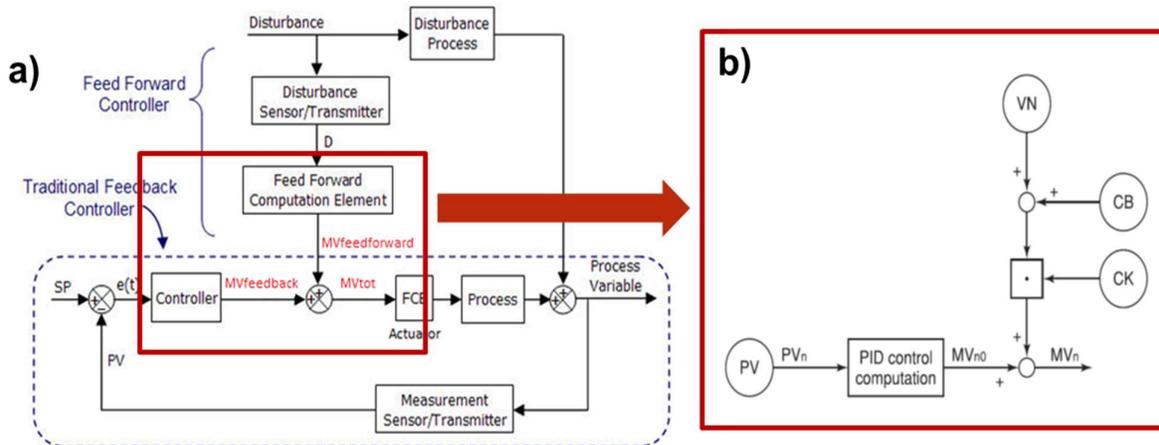


Figura 16 a) Schematizzazione del controllo feedforward con feedback trim; b) Parametri presenti nella formulazione standard del controllo FFT implementabile nel DCS d'impianto.

Si è scelto come modello feedforward la correlazione di proporzionalità tra carico di gas acidi in ingresso e dosaggio di calce. Imponendo $CK = 1$ e $CB = 0$, il termine VN è stato impostato pari a:

$$VN = (0.5 * 1/(MM_HCl) * Q_SMP1(t) * C(HCl)_(SMP1,grezza)(t)) * rs * ((MM_Calce)/R) \quad (16)$$

con il prodotto tra portata fumi, Q_SMP1 , e concentrazione di HCl, $C(HCl)_(SMP1,grezza)$ in ingresso che costituisce la portata massica di HCl in entrata al sistema e il termine VN nel suo complesso che rappresenta il fabbisogno stechiometrico di calce necessario per abbattere tale portata massica. R è il coefficiente di proporzionalità tra comando percentuale alla coclea e portata massica di calce erogata, mentre rs è il parametro di tuning della componente feedforward del controllo FFT. Il controllo feedback su cui il feedforward interviene è il controllo PI tradizionale dell'impianto.

I suoi parametri di tuning sono quindi due: la banda proporzionale PB e il tempo integrale TI .

Di seguito vengono mostrati i valori dei parametri utilizzati nella logica di controllo:

rs	PB	TI
1	400	30

Tabella 6-Terna di parametri utilizzata ad aprile 2021

Nel sistema di controllo, tramite la regolazione forward, viene calcolato il flusso in massa di HCl, SO₂ ed HF in ingresso al primo stadio. Questo calcolo tiene conto della quantità stechiometrica di sorbente da dosare, la quale viene moltiplicata per un coefficiente r_s , che rappresenta il coefficiente di eccesso stechiometrico. Il risultato di questo calcolo determina la portata di calce idrata o sorbacal da dosare al primo stadio, secondo la logica forward.

Contemporaneamente, la logica backward valuta la portata di sorbente da dosare in base alla differenza tra il valore di concentrazione desiderato in uscita dal primo stadio (o la percentuale di abbattimento richiesta) e il valore reale. Se il valore misurato supera il set-point, il segnale del regolatore PID viene convertito in una portata di sorbente da dosare al primo stadio. In questo modo, si ottiene la portata di calce o sorbacal prevista dalla logica backward.

Una seconda logica di controllo, correlata al consumo di carboni attivi, interviene per ragioni di sicurezza del processo.

I carboni attivi sono classificati come composti esplosivi, quindi, per mitigare il rischio di esplosioni, il sistema di controllo deve regolare la quantità di calce fornita nel primo stadio, agendo come composto inerte.

Viene quindi definita la quantità minima di calce come il prodotto tra la portata di carboni attivi necessaria per l'abbattimento dei microinquinanti e il fattore di sicurezza (FS) pari a 5,5.

Una terza logica impostata dal personale di impianto per il controllo della calce è quella della logica override.

Questo tipo di logica opera come misura di sicurezza, entrando in azione quando viene superata una determinata soglia di concentrazione di HCl SMP2. La soglia presa in considerazione è fissata a 700 mg/Nm³.

La presente logica sovrascrive ogni altra logica presente e permette il dosaggio di un valore di calce pari al 80% del massimo valore dosabile della coclea finché la concentrazione in uscita non torna al di sotto della soglia di sicurezza.

Per stabilire quale valore considerare, il sistema di controllo effettua il calcolo delle tre logiche ogni minuto e seleziona il valore maggiore tra quelli ottenuti.

3 Definizione di setpoint variabili per il controllo del dosaggio reagente

3.1 Implementazione dell'ottimizzazione economica nell'algoritmo di controllo

A partire da uno studio effettuato in passato basato su una simulazione di processo di abbattimento di gas acidi è stato dimostrato come, a parità di rendimento di rimozione, è possibile ridurre i costi operativi del processo ottimizzando la distribuzione della rimozione tra i due stadi di abbattimento [12].

Tuttavia, l'approccio nell'individuare il punto di funzionamento ottimale prevede di conoscere quantitativamente la reattività dei reagenti utilizzati nei due stadi, di non facile determinazione in quanto la quantità in ingresso di HCl al primo stadio è variabile a seconda del tipo di rifiuto, ma anche dovuto al fatto che in una reazione gas-solido vi sono parametri come temperatura e umidità che possono variare la conversione ottimale.

Per l'ottimizzazione e il controllo del processo è possibile modificare la logica di controllo feedforward-feedback a set-point variabile per l'impianto WtE di Ferrara.

Lo scopo è quello di elaborare un sistema di controllo che lavori in regioni operative vicine al punto di ottimo economico, occorre quindi mantenere il più possibile costante la conversione di HCl al 1° stadio.

Attualmente, il setpoint della concentrazione di HCl in uscita al primo stadio, $C_{HCl,SMP2,sp}$, è un valore fisso, modificabile solo dall'operatore, pertanto una variazione in ingresso di carico di inquinanti al primo stadio di trattamento fumi porterebbe ad una variazione del punto di ottimo economico sulla quale operare.

Dunque, la proposta è implementare un setpoint variabile in funzione della concentrazione di HCl misurata al punto di misura SMP1 stabilendo una certa risoluzione temporale per l'aggiornamento del setpoint.

Per la risoluzione del problema di implementazione bisogna definire:

- la frequenza di aggiornamento del setpoint, quest'ultima deve essere sufficientemente rapida da mantenere l'ottimo economico ma non troppo rapida da creare instabilità nel controllo.
- il numero dei livelli di C_{HCl} misurata a SMP1, dove sostanzialmente anche questa modifica implicherebbe gestire il sistema di controllo.

L'algoritmo implementato assume come istante iniziale $t=0$.

Successivamente, il sistema calcola la concentrazione media di HCl in ingresso primo stadio ($C_{HCl,SMP1,m}$) negli ultimi t^* (da $t = -t^*$ a $t = 0$).

Dove t^* rappresenta il tempo alla quale il setpoint rimane costante.

Assumendo $C_{HCl,SMP1,m}$ calcolata precedentemente, il sistema estrae da una tabella il valore di setpoint $C_{HCl,SMP2,sp}$, da imporre per il prossimo t^* di funzionamento dell'impianto.

All'istante $t = +t^*$ il sistema procede col ricalcolo di $C_{HCl,SMP1,m}$ sugli ultimi t^* (da $t = 0$ a $t = t^*$) e l'eventuale aggiornamento del valore di setpoint $C_{HCl,SMP2,sp}$.

Questo algoritmo attua l'aggiornamento del setpoint ogni t^* minuti, operando su intervalli temporali separati della stessa durata.

Nel caso di un'implementazione più semplice, potrebbe essere considerato un algoritmo che regola il setpoint ogni volta che viene effettuata una nuova lettura della concentrazione di HCl, utilizzando una finestra mobile di t^* minuti.

Ad ogni istante di misurazione, il sistema calcola la concentrazione media, $C_{HCl,SMP1,m}$, dei t^* minuti precedenti (media mobile) e modifica il setpoint, $C_{HCl,SMP2,sp}$, solo se $C_{HCl,SMP1,m}$ passa da una fascia di concentrazione a un'altra.

Anche in questa variante, in pratica, non si prevede che la variazione del valore del setpoint $C_{HCl,SMP2,sp}$ avvenga frequentemente. Tuttavia, l'algoritmo potrebbe incontrare difficoltà in caso di valori di $C_{HCl,SMP1,m}$ che si collocano al limite tra due fasce di concentrazione, generando uno switch frequente tra diversi setpoint.

La procedura di modellazione descritta in seguito propone di analizzare i dati di funzionamento della linea del sistema multistadio per mettere in relazione l'efficienza di abbattimento dei gas acidi con le condizioni di processo, utilizzando un modello empirico. Una volta calibrato il modello con i dati di impianto, è possibile individuare le condizioni ottimali di processo che consentono di minimizzare i costi operativi e determinare le diverse concentrazioni di HCl di setpoint in funzione del carico in ingresso dello stesso.

3.2 Analisi storica dei dati d'impianto e modellazione del processo

La procedura per identificare le condizioni operative che minimizzano il costo operativo nel processo di abbattimento dei gas acidi, fa uso di un modello matematico empirico. Una volta calibrato, il modello consente di simulare l'abbattimento di un gas acido specifico presente in una corrente gassosa che interagisce con il sorbente.

Il modello in questione è rappresentato dalla seguente relazione:

$$X_{ij} = \frac{rs_i^{a_{ij}} - rs_i}{rs_i^{a_{ij}} - 1} \quad (17)$$

dove:

- $X_{i,j}$, rappresenta la conversione del gas acido i quando entra in contatto con il sorbente j ;
- rs_j , è il rapporto tra la massa di sorbente j alimentato e la massa di sorbente j che teoricamente (ovvero sulla base delle stechiometrie delle reazioni) consente di ottenere un completo abbattimento degli inquinanti acidi presenti nella corrente gassosa;
- $a_{i,j}$ è un parametro, maggiore di 1, che viene determinato sperimentalmente, il cui valore dipende dalle particolari condizioni operative delle reazioni di abbattimento oltre che dall'acido i e dal sorbente j considerati.

Il modello è stato sviluppato considerando l'acido cloridrico (HCl) come principale gas acido (composto j -esimo). I sorbenti utilizzati sono: calce idrata (Ca(OH)_2) o sorbacal al primo stadio e bicarbonato di sodio (NaHCO_3) al secondo stadio (composti i -esimi).

Di seguito viene rappresentato l'andamento della conversione X_i in funzione di rs , al variare del parametro a_{ij} :

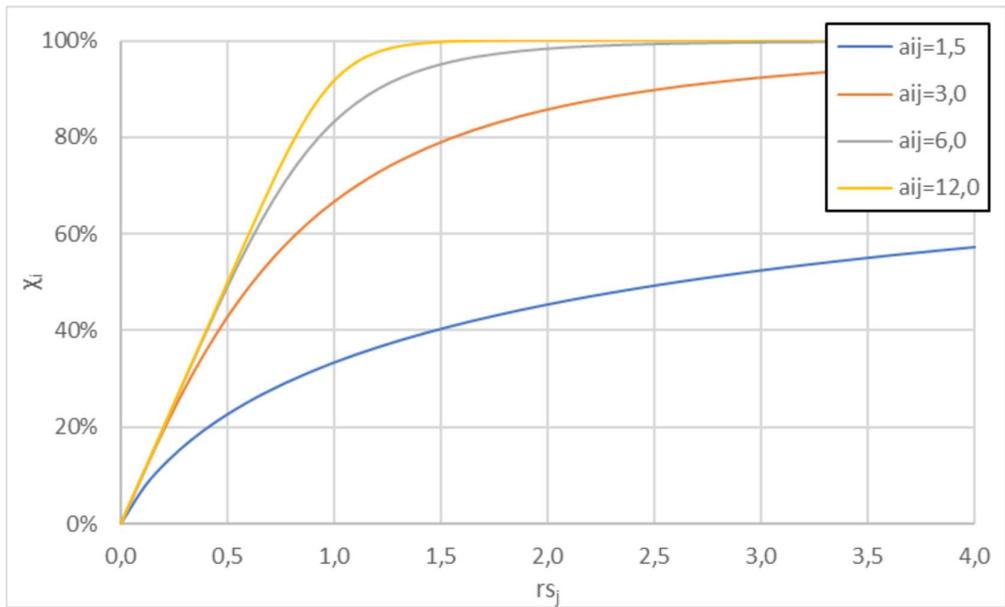


Figura 17-Andamento della conversione prevista dal modello al variare del parametro empirico a_{ij}

Si osserva in Figura 17 come all'aumentare del valore numerico del parametro aumenta la reattività del sorbente con l'inquinante acido, infatti per valori maggiori di a_{ij} , a parità di r_{sj} , si osservano conversioni più alte.

Inoltre, si nota come i benefici legati all'utilizzo di quantità crescenti di eccesso di sorbente sono limitati dall'andamento non più lineare della conversione con l'eccesso stechiometrico. Per valori sufficientemente elevati di r_{sj} il modello deve necessariamente avere un andamento asintotico al valore unitario di conversione, indipendentemente dal valore del parametro a_{ij} , infatti in ciascun caso (purchè a_{ij} diverso da 1 per il quale $\chi_i=0$ per ogni valore r_{sj}) il raggiungimento della conversione unitaria si ha solo al tendere all'infinito del valore di r_{sj} .

In diversi studi precedenti [5] è stata verificata una dipendenza del parametro r_{sj} dalla concentrazione degli inquinanti acidi, questo può essere legato al fatto che, in questi sistemi, le reazioni di neutralizzazione della corrente non avvengono esclusivamente nel reattore (dove si ha un basso tempo di permanenza e quindi un basso tempo di contatto tra corrente gassosa e sorbente) ma avvengono anche nel filtro di separazione gas-solido presente in ciascuno stadio di abbattimento, infatti sulla superficie del filtro si viene a formare uno spessore di solido (torta), dato da sorbente non reagito e da solidi derivanti dalla neutralizzazione della corrente gassosa.

3.3 Taratura del modello

I dati relativi all'impianto per il biennio 2020-2022, utilizzati per la taratura del modello empirico, sono stati adeguatamente filtrati dopo un'analisi della loro variazione stagionale.

La calibrazione del modello, è stata condotta utilizzando dati espressi come medie orarie per quanto riguarda la quantità di reagente e le concentrazioni di HCl in ingresso ed in uscita dal primo stadio.

Una volta determinato il flusso effettivo di calce dosato nella linea, diventa fattibile calcolare il valore di a_{ij} che meglio rappresenta la relazione tra la conversione dell'acido cloridrico e il rapporto tra il sorbente effettivamente alimentato al primo stadio e la quantità di sorbente stechiometrico richiesta per la rimozione dell'inquinante acido.

La taratura del modello matematico avviene iterativamente, cercando di minimizzare la differenza al quadrato tra la conversione verificata sul campo e quella prevista dal modello matematico. Durante questa taratura, si varia il valore del parametro adattabile a_{ij} , dove 'i' si riferisce all'HCl e 'j' al sorbente alimentato al primo stadio (calce o sorbaccal). La calibrazione del modello, volta a individuare il valore ottimale di a_{ij} che meglio si adatta ai dati dell'impianto, viene eseguita per entrambe le configurazioni impiantistiche. Queste configurazioni si differenziano per l'uso di un sorbente diverso al primo stadio. I risultati del modello, basati sull'intero set di dati per entrambe le configurazioni della linea, sono riportati di seguito in Figura 18.

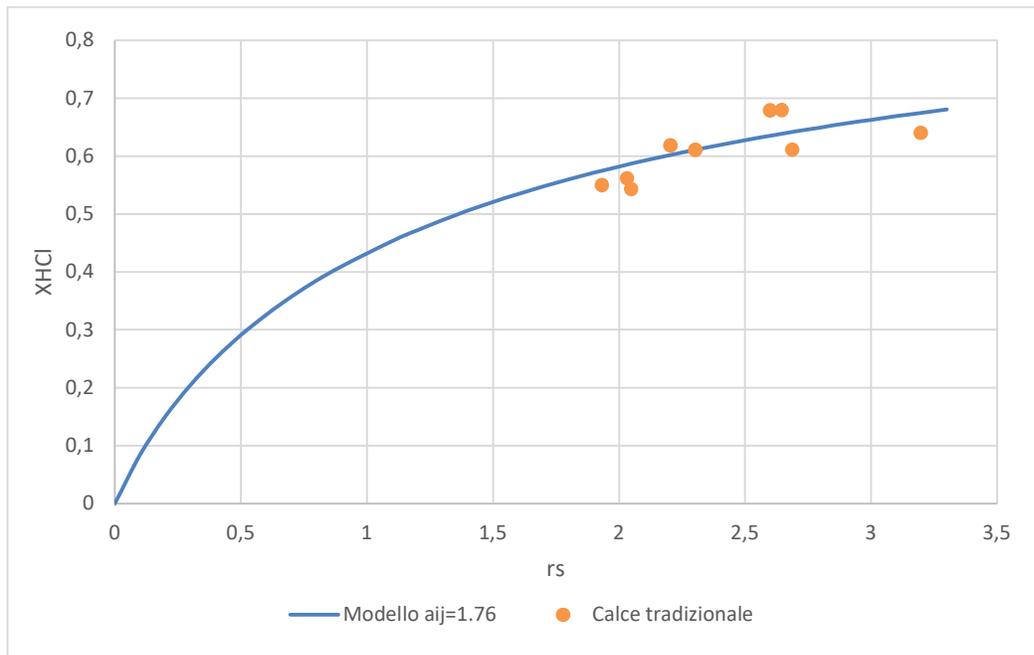


Figura 18-Taratura globale del modello (Configurazione Calce + Bicarbonato; $a_{HCl, Calce} = 2.2$)

3.4 Definizione dei setpoint per il controllo del dosaggio calce

Nel seguente paragrafo verrà presentata la procedura di ottimizzazione della linea 3 del sistema di depurazione fumi, la quale ha permesso di determinare la tabella di setpoint variabili.

Il modello matematico è stato successivamente impiegato per condurre un'analisi tecno-economica del funzionamento del doppio stadio di abbattimento dei gas acidi, considerando diverse distribuzioni di abbattimento tra il 1° e il 2° stadio.

L'analisi tecno-economica è stata condotta per diversi carichi di HCl in ingresso (Tabella 7) e secondo diverse combinazioni dei costi unitari dei reagenti

Tuttavia, la procedura di ottimizzazione per il caso specifico del termovalorizzatore di Ferrara prevede di determinare le seguenti portate in funzione della concentrazione di HCl in ingresso utilizzando calce tradizionale come reagente, pertanto verrà inserito nel calcolo il suo parametro di reattività.

$c_{\text{HCl,IN}}$ (mg/Nm ³)	$\dot{m}_{\text{calce,th}}$ (kg/h)	$\dot{m}_{\text{calce,eff}}$ (kg/h)	\dot{m}_{res} (kg/h)	$\dot{m}_{\text{HCl,SMP2}}$ (kg/h)	$\dot{m}_{\text{bic,th}}$ (kg/h)
600	35,863	19,122	35,236	24,704	56,923
700	41,840	22,309	41,109	28,822	66,410
800	47,817	28,305	51,222	31,998	73,729
900	53,794	31,843	57,625	35,998	82,945
1000	59,771	35,381	64,027	39,997	92,161
1100	65,749	38,920	70,430	43,997	101,377
1200	71,726	42,458	76,833	47,997	110,593
1300	77,703	45,996	83,236	51,997	119,809
1400	83,680	54,827	97,438	54,349	125,230
1500	89,657	58,743	104,398	58,231	134,175
1600	95,634	62,660	111,358	62,113	143,120
1700	101,611	66,576	118,318	65,996	152,065
1800	107,589	70,492	125,278	69,878	161,010
1900	113,566	74,408	132,238	73,760	169,955
2000	119,543	78,325	139,198	77,642	178,900

Tabella 7-Portata di calce effettiva e teorica, portata di residui SMP1, portata di HCl SMP2 e portata di bicarbonato al variare della concentrazione di HCl SMP1 (valori calcolati da ottimizzazione economica).

Le medesime portate insieme alle voci di costo unitarie dei reagenti e dei prodotti da smaltire, sono state utili per il calcolo del costo operativo totale. Di seguito viene riportata una tabella in riferimento ai periodi di variazione dei costi per la quale è stata effettuata l'analisi economica:

Tabella periodi di variazione dei costi			
Costi (€/t)	2019	feb-23	lug-23
Calce tradizionale	50	210	195
Sorbacal	180	393	370
Bicarbonato	250	303	420
PCR	200	272	315
PSR	200	207	261

Tabella 8-Indici di costo unitario riportati per i tre periodi: 2019, febbraio2023 e Luglio 2023

La procedura del calcolo prevede il calcolo del parametro rs relativo a valori di conversione del primo stadio che variano tra 0 e 1.

Mentre per quanto riguarda la conversione al secondo stadio è fissata dal carico in uscita al primo stadio di HCl.

Tenendo conto dei i costi di acquisto dei reagenti solidi, dei costi di smaltimento dei residui solidi e delle portate di reagenti e di prodotti residui si sono determinati i costi operativi totali.

In seguito, è stata individuata la conversione ottimale o la concentrazione ottimale di HCl in uscita al primo stadio, affinché i costi operativi dell'impianto siano minimizzati, ricavando di conseguenza un recupero ottimale di rs e individuando il punto di ottimo economico.

Per ciascuno dei costi indicati, è stato determinato il punto di ottimo economico facendo riferimento a una concentrazione in ingresso al sistema di depurazione fumi di 1000 mg/Nm³ (concentrazione media annuale del 2022 dal WtE di Ferrara) e inoltre, sono stati individuati gli scostamenti tra i diversi punti di ottimizzazione, come mostrato nelle seguenti figure:

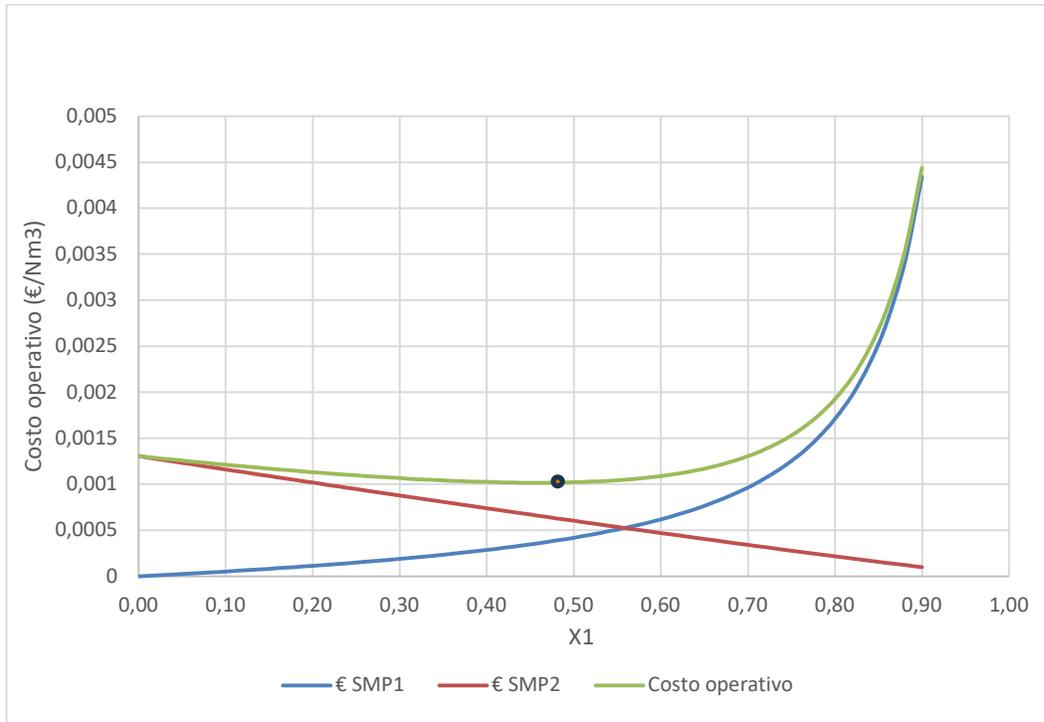


Figura 19-Calce tradizionale: Ottimizzazione economica con costi dell'anno 2019

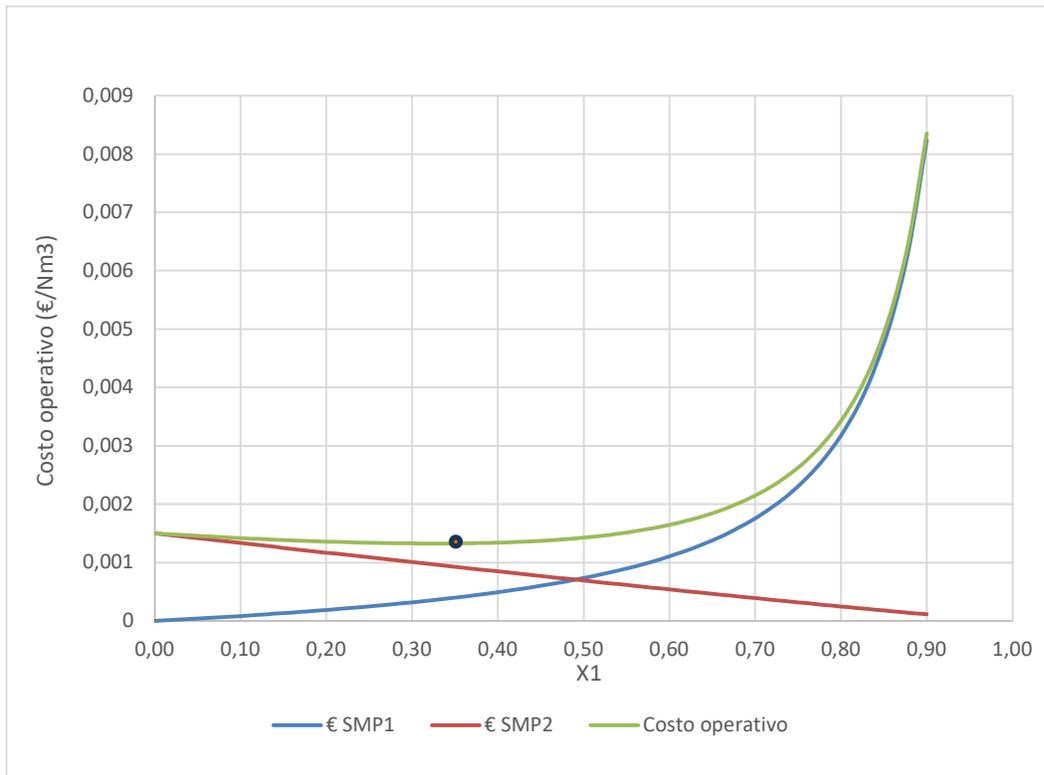


Figura 20-Calce tradizionale: Ottimizzazione economica con costi di febbraio 2023

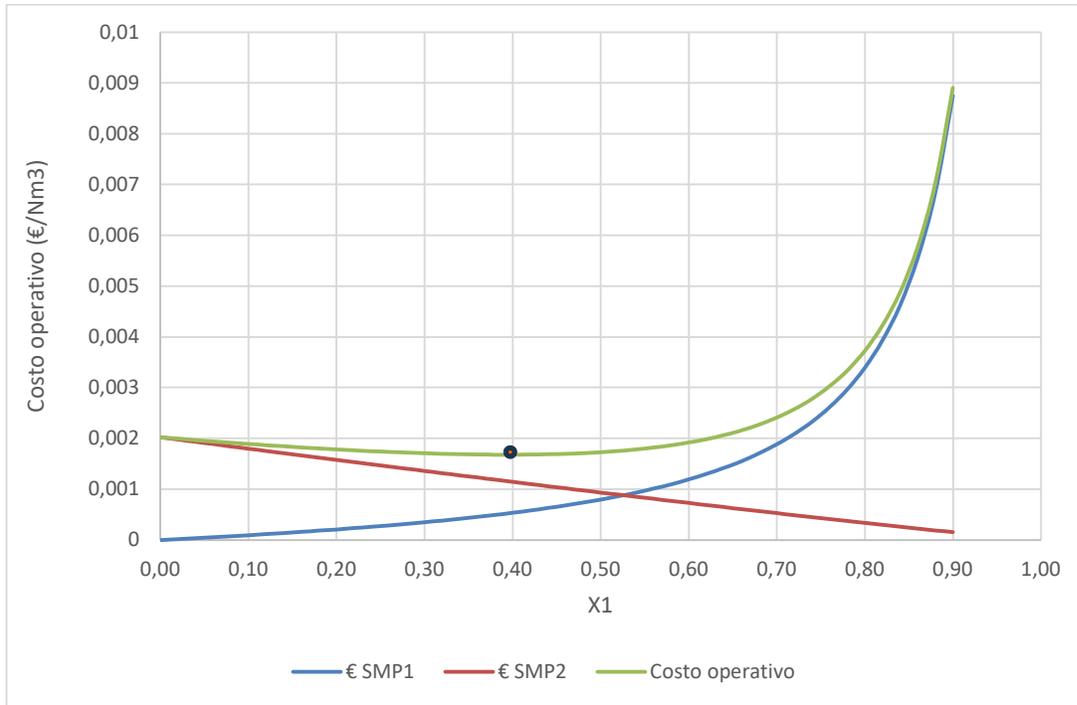


Figura 21-Calce tradizionale: Ottimizzazione economica con costi di luglio 2023

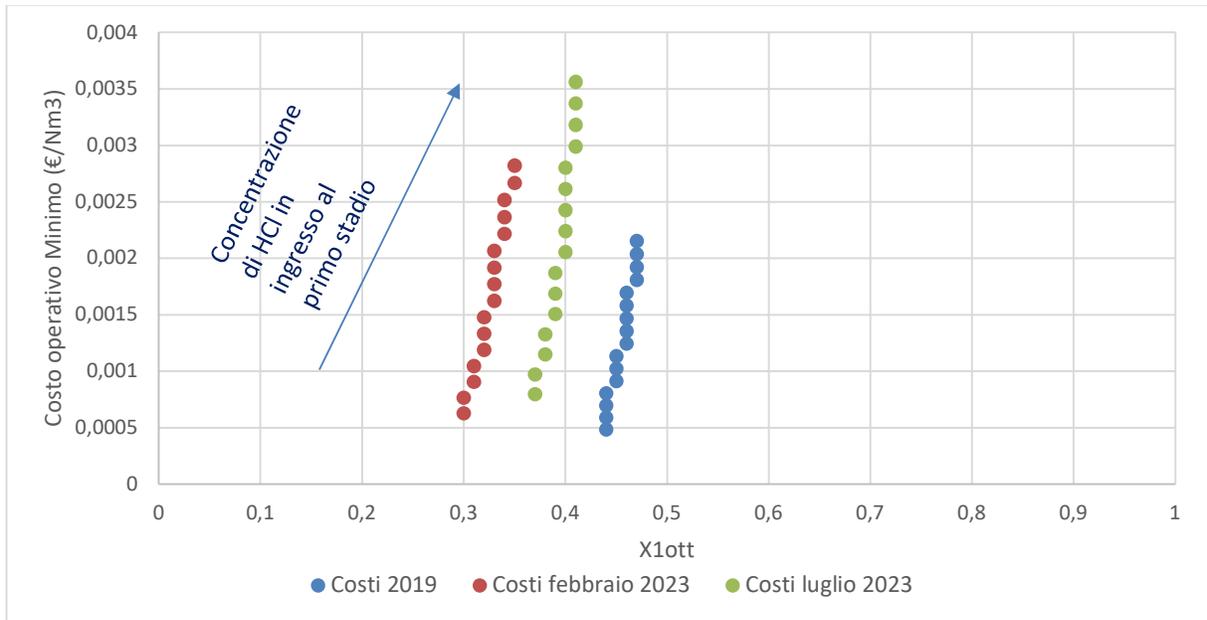


Figura 22-Scostamenti del punto di ottimo economico tenendo conto delle diverse concentrazioni di HCl in ingresso al SDF e degli indici di costo relativi ai tre periodi.

In Figura 22, i valori del punto di ottimo economico per ciascun periodo di costo si presentano ad intervalli al variare della concentrazione in ingresso di HCl al sistema di multistadio.

Il motivo di questo fenomeno dipende dal passo di discretizzazione della conversione (scelto 1%).

Per avere una retta continua nel grafico bisognerebbe discretizzare con una percentuale inferiore intorno al 0.5%.

Analizzando il grafico conversione ottimale rispetto al costo operativo si possono trarre i seguenti risultati:

- A parità di concentrazione in ingresso di HCl, i costi operativi minimi mostrano variazioni in base al periodo considerato. In particolare, più in alto si trovano i punti di ottimo, maggiore è l'inflazione generalizzata. Nel caso specifico, le voci di costo di luglio 2023 sono maggiori rispetto agli altri periodi.
- Nelle situazioni in cui la concentrazione in ingresso di HCl è costante, la conversione ottimale varia anche in base al periodo, principalmente a causa delle fluttuazioni del costo differenziale tra calcio e bicarbonato. Benché i costi siano aumentati nel febbraio 2023 rispetto all'anno 2019, è evidente che i punti di ottimo più a sinistra nel grafico indicano un vantaggio economico complessivo nell'utilizzo del bicarbonato.

Il punto di ottimo mostra una variazione relativamente minima, passando dal 30% al 33% al variare delle concentrazioni di HCl SMP1. Tuttavia, è importante notare che quando questa conversione viene tradotta in setpoint, le variazioni diventano più significative.

Di conseguenza, per ottimizzare il processo, diventa essenziale definire una tabella con setpoint variabili come mostrato in Tabella 9.

In questo modo, si può tener conto delle differenze nelle concentrazioni iniziali e garantire un controllo più preciso e efficace del processo, adattando i setpoint in base alle condizioni specifiche del momento.

Letture di $C_{HCl,SMP1,m}$ come media sui 15 minuti precedenti [mg/Nm ³]	Valore di $C_{HCl,SMP2,sp}$ trasmesso a DCS [mg/Nm ³]
$C_{HCl,SMP1,m} \leq 650$	378
$650 < C_{HCl,SMP1,m} \leq 750$	441
$750 < C_{HCl,SMP1,m} \leq 850$	490
$850 < C_{HCl,SMP1,m} \leq 950$	551
$950 < C_{HCl,SMP1,m} \leq 1050$	613
$1050 < C_{HCl,SMP1,m} \leq 1150$	674
$1150 < C_{HCl,SMP1,m} \leq 1250$	735
$1250 < C_{HCl,SMP1,m} \leq 1350$	796
$1350 < C_{HCl,SMP1,m} \leq 1450$	832
$1450 < C_{HCl,SMP1,m} \leq 1550$	892
$1550 < C_{HCl,SMP1,m} \leq 1650$	951
$1650 < C_{HCl,SMP1,m} \leq 1750$	1011
$1750 < C_{HCl,SMP1,m} \leq 1850$	1070
$1850 < C_{HCl,SMP1,m} \leq 1950$	1130
$C_{HCl,SMP1,m} > 1950$	1189

Tabella 9-Setpoint variabile considerando i costi di febbraio 2023 e calce come sorbente

La medesima procedura è stata ottenuta considerando diverse concentrazioni di HCl in ingresso al sistema di depurazione fumi con reattività e costi unitari fissati.

Il lavoro di ottimizzazione economica del processo di WtE di Ferrara è stato completato fornendo agli operatori di processo del Gruppo Hera, uno strumento di calcolo strutturato, automatizzato e aggiornabile secondo:

- I costi unitari della materia prima, il costo è suscettibile a continue variazioni, specialmente in periodi di inflazione.
- Il tipo di sorbente utilizzato, il quale influenza il parametro relativo alla reattività
- Il carico in ingresso di HCl (variabile a seconda del tipo di rifiuto in ingresso alla camera di combustione).

Il seguente foglio di calcolo non solo può essere utilizzato per ottimizzare il caso specifico del termovalorizzatore di Ferrara, ma è altresì utilizzabile per ogni impianto WtE di HERAmbiente presenti nel territorio italiano.

Inoltre, la formulazione della seguente tabella si rivela fondamentale per la pianificazione della campagna sperimentale della logica a set-point variabile.

4 Campagna sperimentale per il test dell'algoritmo di controllo

In questo capitolo, verrà delineata la progettazione della campagna sperimentale, focalizzandosi su diverse tipologie di test. Tali test saranno implementati considerando la risposta del sistema di controllo a setpoint variabile applicato al processo a doppio stadio, con l'obiettivo di massimizzare l'efficienza economica e, contemporaneamente, assicurare la stabilità del controllo.

4.1 Impostazione della campagna di test

La campagna sperimentale è stata avviata seguendo l'algoritmo descritto nel paragrafo 3.1.

Nei primi test della campagna, al fine di migliorare l'efficienza e il funzionamento del sistema di controllo a setpoint variabile, si sono fissati: il tempo di aggiornamento del setpoint e le fasce di variazione di concentrazioni di HCl SMP1.

La tabella dei setpoint proposta nei primi test è una tabella con valori conservativamente bassi, con l'obiettivo di mantenere entrambi gli stadi in condizioni operative che evitino qualsiasi superamento della concentrazione di HCl al camino.

I test sono stati effettuati con una durata media di 48 ore continuative dove: nella linea 2 è stato impostato un set point fisso, mentre nella linea 3 è stata impostato il setpoint variabile del controllo feedforward feedback trim.

Nei primi test, come primo approccio, per evitare deviazioni significative dal punto ottimale e allo stesso tempo senza creare instabilità al sistema si è fissata una variazione del setpoint ogni 15 minuti e con una fascia di variazione della concentrazione in ingresso di HCl pari a 100 mg/Nm³.

Dopo aver perfezionato il problema di implementazione della logica a setpoint variabile si è progettato ed elaborato un test, il quale considera esclusivamente la logica del sistema di controllo FFT impiegando la tabella a set point variabile più vicina ad una situazione di ottimizzazione economica.

Il punto di ottimo economico implica l'utilizzo del primo stadio in modo meno conservativo e più vicino a una situazione di ottimizzazione economica con valori di HCl più elevati rispetto a quelli forniti nei test precedenti.

Un altro obiettivo di questo test è quello di esplorare i limiti operativi del secondo stadio, al fine di identificare chiaramente i limiti di funzionamento del sistema.

4.2 Raccolta dati

Durante la campagna di test, diversi i dati raccolti e le misure per la verifica del funzionamento della logica e per il mantenimento dell'ottimo economico.

Per entrambe le linee, si sono misurati e calcolati i seguenti dati: la portata dei fumi al camino, il ricircolo dei fumi, le composizioni relative alla portata dei fumi e le composizioni dei componenti in entrata e in uscita dal primo filtro.

Mediante i bilanci di materia basati sui dati raccolti, sono state determinate la portata totale in ingresso al primo filtro e la portata totale in uscita dallo stesso.

Inoltre, è stato inserito nel Distributed Control System (DCS) il valore del setpoint variabile in funzione della concentrazione in ingresso di HCl al primo stadio e sono stati registrati i dati relativi alle portate di calce e bicarbonato.

Nello specifico, la portata di calce è stata monitorata per garantire il rispetto del valore soglia minimo, il quale dipende dalla quantità di carbonio attivo e dal fattore di sicurezza selezionato. In aggiunta, sono stati raccolti i valori di portate di calce in cui è attiva la logica override.

4.3 Definizione degli indicatori di performance

Nel seguente paragrafo verranno definiti gli indicatori di performance monitorati per valutare la qualità delle prestazioni del sistema in varie configurazioni di controllo.

I principali aspetti che sono stati monitorati per garantire la qualità delle prestazioni del sistema includono le capacità del controllo FFT con setpoint variabile di:

- Limitare le fluttuazioni del carico di HCl all'uscita dallo stadio a calce: indicatore variabilità
- Limitare lo scostamento tra concentrazione misurata e setpoint per l'HCl in uscita: indicatore errore normalizzato.

L'errore normalizzato è un indicatore di buone o cattive performance rispetto al set point, invece il coefficiente di variazione viene definito come il rapporto tra la varianza e la media delle misure dei dati effettuati durante l'intero periodo del test.

Nello specifico, i parametri definiti per la progettazione della campagna di test sono:

- L'errore normalizzato rispetto al setpoint, dato dal rapporto tra scostamento del valore misurato di concentrazione di HCl SMP2 rispetto al setpoint e il setpoint stesso.

$$Err = \frac{C_{HCl, SMP2} - SP_{HCl, SMP2}}{SP_{HCl, SMP2}} \quad (18)$$

- Coefficiente di variazione dati dal rapporto tra il coefficiente di variazione dell'acido cloridrico in uscita rispetto al coefficiente di variazione dell'acido cloridrico in ingresso:

$$Var = \frac{CV_{HCl, SMP2}}{CV_{HCl, SMP1}} = \frac{\left(\frac{\sigma}{\mu}\right)_{HCl, SMP2}}{\left(\frac{\sigma}{\mu}\right)_{HCl, SMP1}} \quad (19)$$

- Coefficiente di variazione dati dal rapporto tra il coefficiente di variazione della calce rispetto al coefficiente di variazione dell'acido cloridrico in ingresso:

$$Var = \frac{CV_{Ca(OH)2}}{CV_{HCl, SMP1}} = \frac{\left(\frac{\sigma}{\mu}\right)_{Ca(OH)2}}{\left(\frac{\sigma}{\mu}\right)_{HCl, SMP1}} \quad (20)$$

$$\bullet \text{ Consumo specifico di reagente 1° stadio} = \frac{kg \text{ di } Ca(OH)2 \text{ alimentato}}{kg \text{ di HCl rimosso}} \quad (21)$$

$$\bullet \text{ Gen. residui 1° stadio} = \frac{kg \text{ di residui}}{kg \text{ di HCl rimosso}} \quad (22)$$

$$\bullet \text{ Consumo specifico di reagente 2° stadio} = \frac{kg \text{ di } NaHCO_3}{kg \text{ di HCl rimosso}} \quad (23)$$

$$\bullet \text{ Gen. residui 2° stadio} = \frac{kg \text{ di residui}}{kg \text{ di HCl rimosso}} \quad (24)$$

$$\bullet \text{ Tasso complessivo di prod. residui} = \frac{kg \text{ di residui}}{kg \text{ di HCl rimosso}} \quad (25)$$

4.4 Risultati

4.4.1 Primo Test

Fissate le due variabili di frequenza e di fascia di concentrazione, l'obiettivo di questo prima prova è quello di testare la risposta della logica a setpoint variabile

La prima osservazione, dedotta dall'analisi dei dati ottenuti, indica che la concentrazione di HCl SMP2 segue in modo uniforme il setpoint predefinito, con variazioni del setpoint ogni 15 minuti.

Il sistema di controllo a setpoint variabile utilizzato in questo test iniziale sembra dimostrare efficacia, anche di fronte a marcate fluttuazioni della concentrazione di HCl SMP1, senza creare instabilità al sistema.

Tuttavia, la concentrazione misurata di HCl in uscita al primo stadio, $C_{HCl,SMP2}$, oscilla molto dopo le 35 ore di test, questo fenomeno è dovuto a ripetuti «crolli istantanei» (frequenza ~15-30 min) del valore misurato, verosimilmente associabili alla pulizia delle maniche filtranti o cadute per gravità del cake, in cui la calce forma una "torta" sulle maniche filtranti, e la pulizia potrebbe influenzare la reattività del sistema. Questo fenomeno causa lo scostamento ancora più marcato tra il setpoint e il valore misurato.

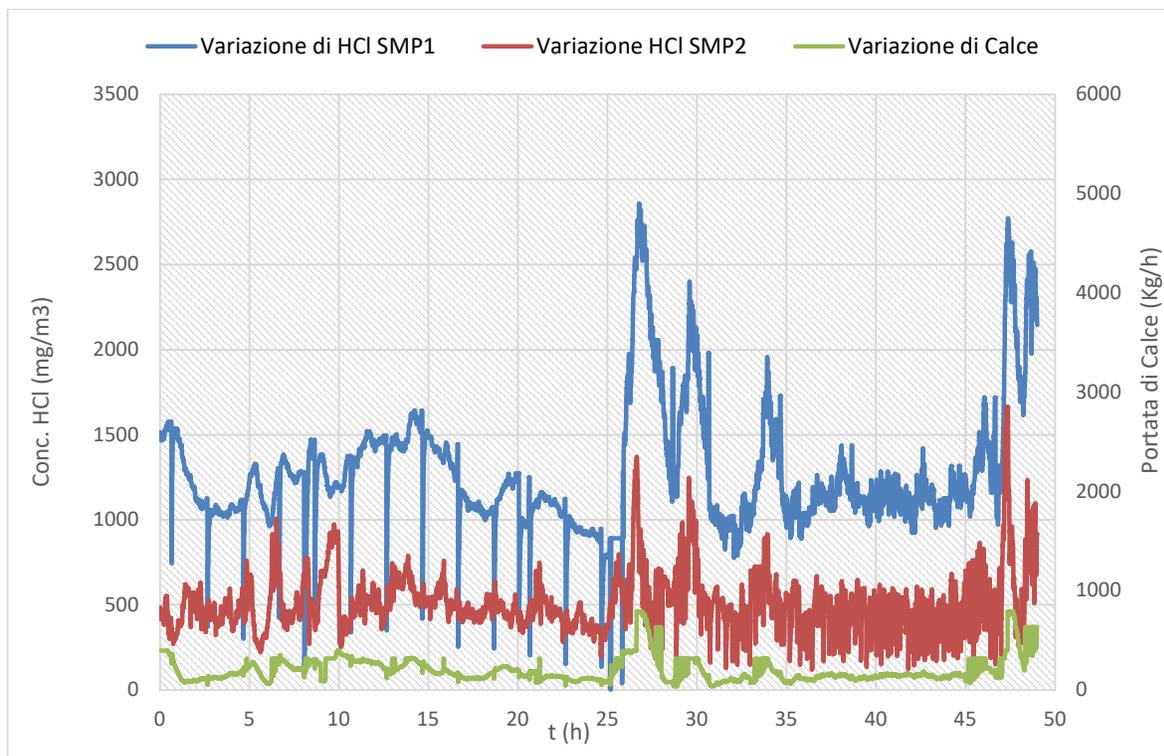


Figura 23-Variazione generale della concentrazione di HCl SMP1, della concentrazione di HCl SMP2 e della portata di calce in linea 3.

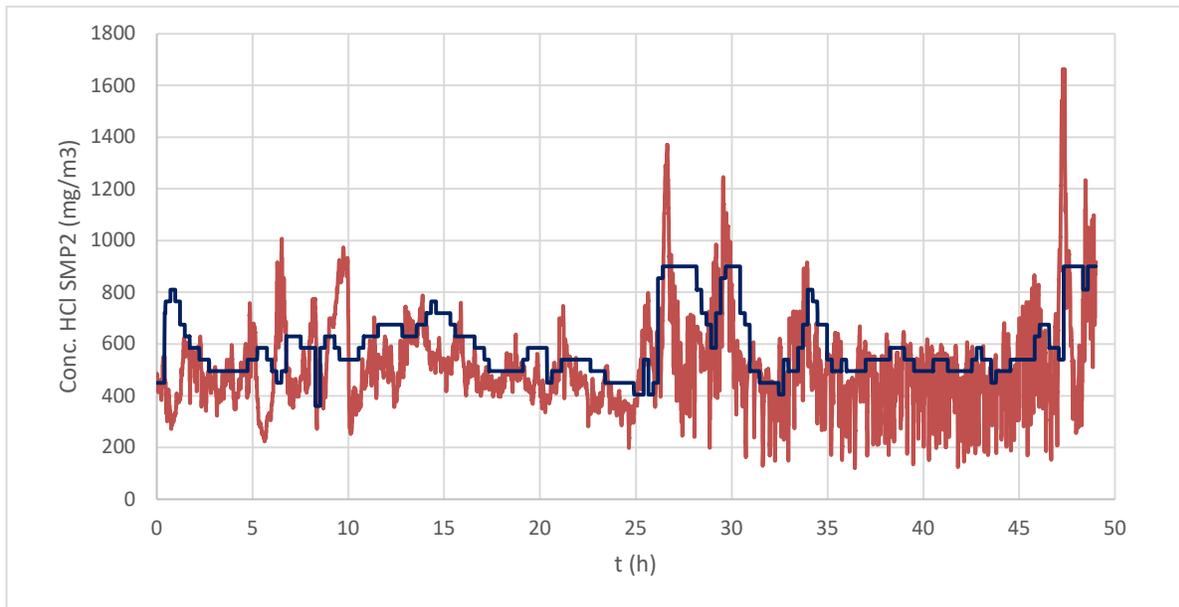


Figura 24-Variatione della concentrazione di HCl SMP2 e del setpoint in linea 3.

Inoltre, è stato osservato che la regolazione del dosaggio della portata di calce non può essere inferiore a una specifica soglia (intorno a 33 kg/h), in relazione alla sicurezza dei carboni attivi. Pertanto, quando la concentrazione di HCl diminuisce, il sistema dovrebbe fornire una bassa portata di calce, potenzialmente inferiore al valore minimo. Questo problema non si è riscontrato nel seguente test, così nel successivo test verrà esaminato come il sistema di controllo si comporta in presenza di basse concentrazioni di HCl in ingresso al primo stadio, $C_{HCl,SMP1}$.

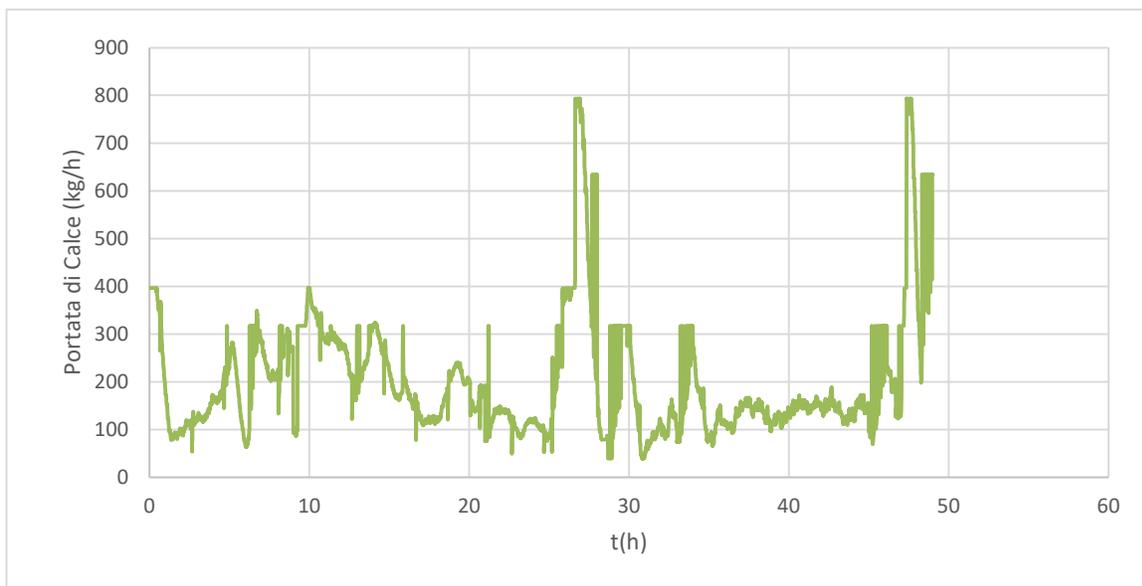


Figura 25-Variatione della portata di calce in linea 3

L'analisi dell'andamento della concentrazione di HCl SMP1 nel tempo rivela il ripetersi periodico di cali istantanei della concentrazione di HCl.

La causa del medesimo fenomeno è data da uno sporcamento eccessivo del filtro della sonda di prelievo dei fumi in quella giornata di test. Con un filtro ostruito da ceneri, il tiraggio dei fumi da analizzare è ridotto, quindi, una volta che l'analizzatore ritorna in modalità di misurazione, la cella di misura impiega più tempo a saturarsi con i fumi (durante la calibrazione, viene aspirata aria purificata). Il problema scompare nelle ore successive alla pulizia del filtro.

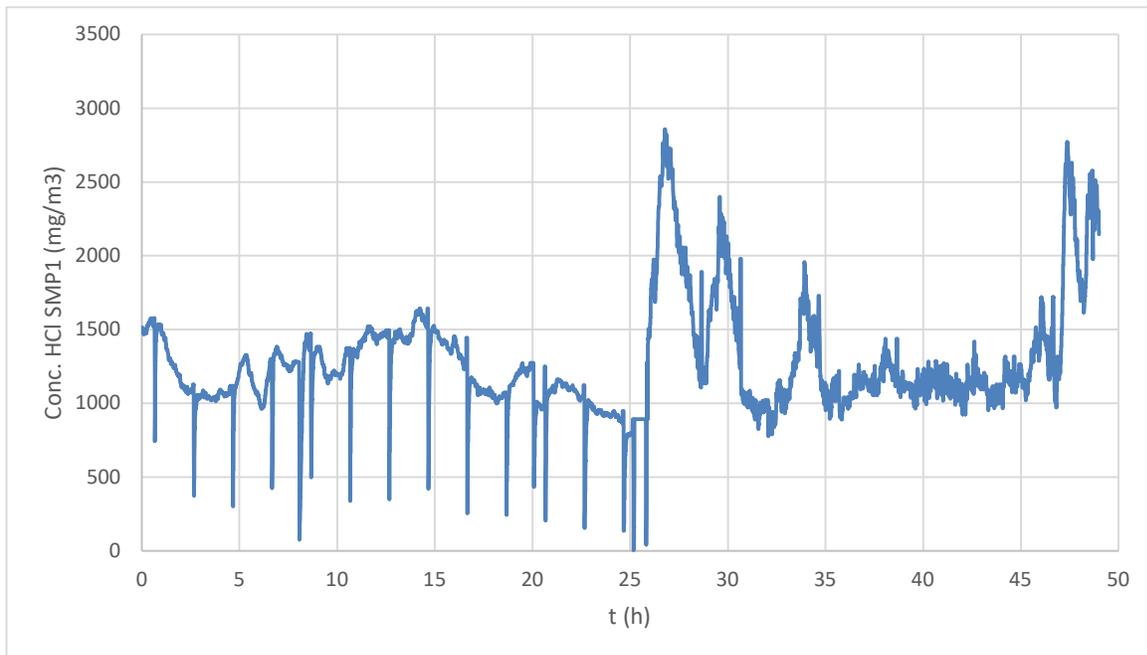


Figura 26-Variazione della concentrazione di HCl SMP1 in linea 3

In questo test, l'ampiezza dell'errore non appare influenzata dal setpoint variabile: in presenza di setpoint costante per lunghi periodi (es. tra l'ora 35 e l'ora 45) l'errore non si riduce.

Inoltre, si ha complessivamente un errore negativo (variabile misurata non supera il valore assegnato di set-point) aspetto positivo dal punto di vista del controllo.

Il sistema sta operando in maniera conservativa, complessivamente sotto il valore di setpoint.

La presenza della componente feedforward rende la dinamica di adattamento abbastanza conservativa: il controllo tende ad adattarsi più velocemente all'abbassamento del setpoint in uscita rispetto all'innalzamento del setpoint in uscita.

D'altra parte però la banda di errore risulta abbastanza alta, sarebbe opportuno ridurla.

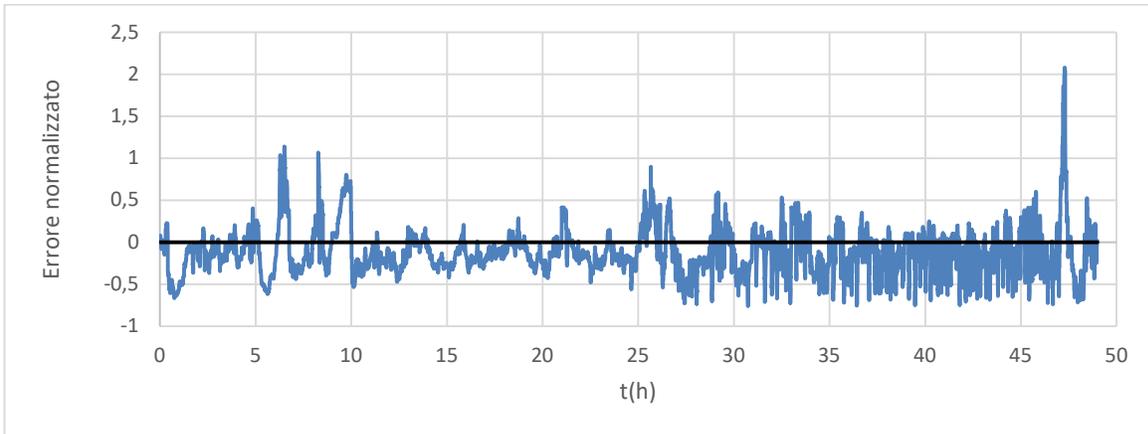


Figura 27-Andamento dell'errore normalizzato rispetto al setpoint

4.4.2 Secondo test

Lo scopo di questo secondo test è adottare gli stessi valori di frequenza e fascia di concentrazione del primo test al fine di confermare i risultati ottenuti con una maggiore robustezza statistica.

In questo caso la concentrazione media in ingresso di HCl al primo stadio, $C_{HCl,SMP1}$, risulta più bassa rispetto alla concentrazione di HCl misurata al punto SMP1 del test precedente, infatti, si ha una portata di calce fornita più bassa rispetto al precedente test. Inoltre, anche in questa prova il valore della portata di calce risulta maggiore della portata minima di calce.

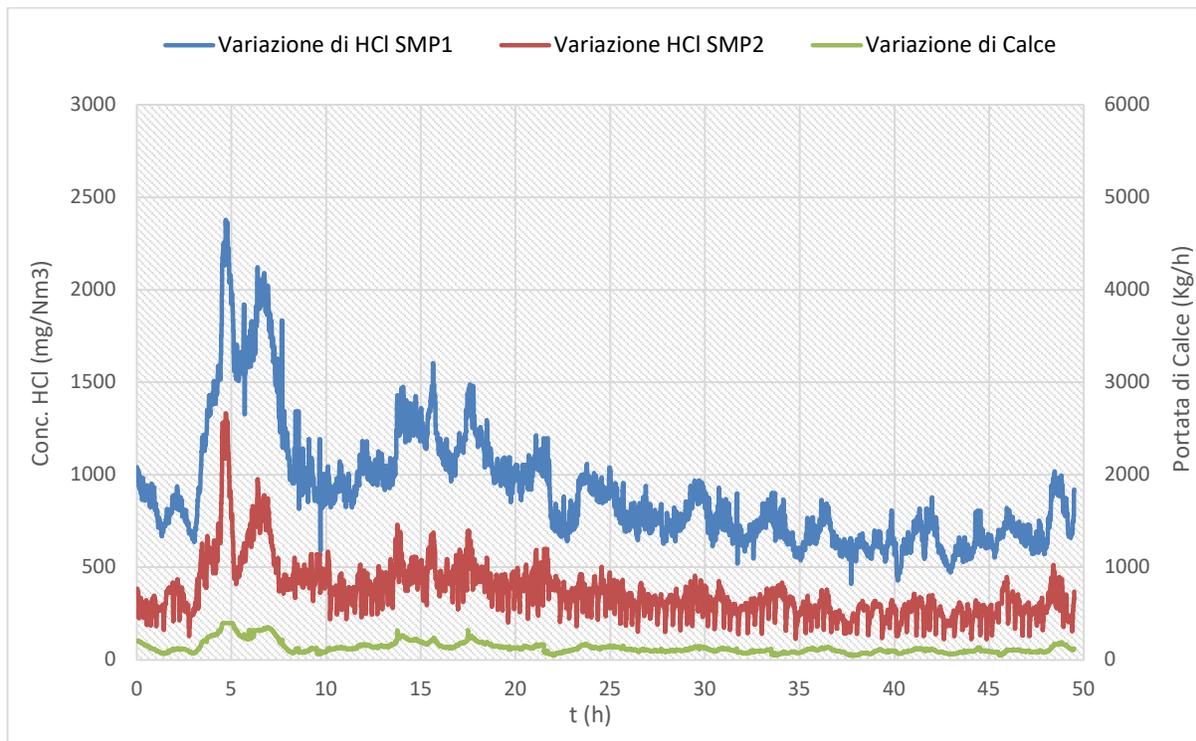


Figura 28-Variazione generale della concentrazione di HCl SMP1, della concentrazione di HCl SMP2 e della portata di calce in linea 3.

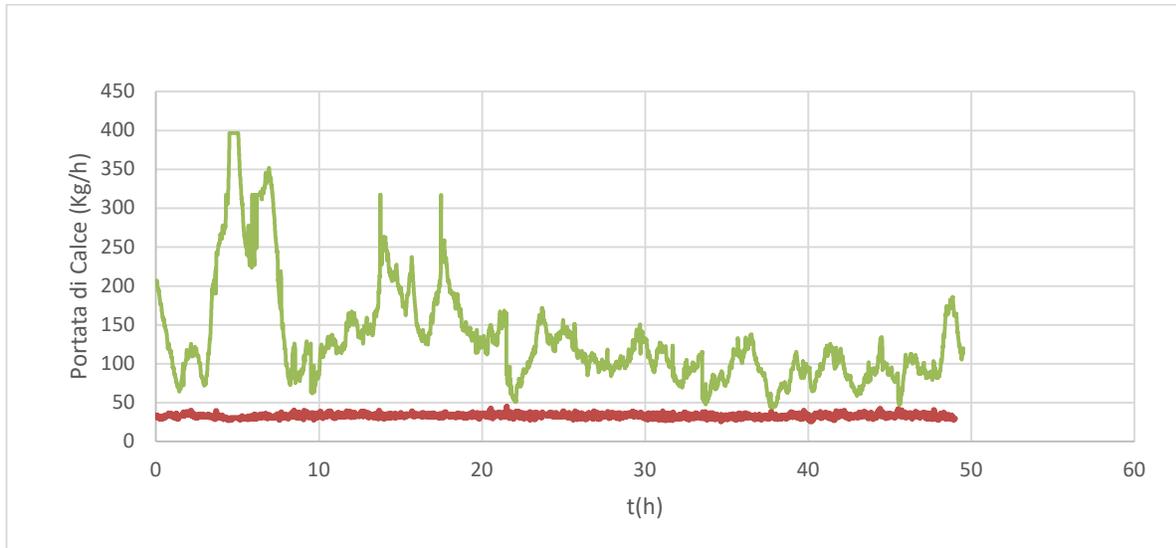


Figura 29-Variazione della concentrazione della portata di calce

I risultati di questo test confermano i trend osservati nella prova precedente. La presenza di un setpoint variabile non induce instabilità nel sistema, e la concentrazione misurata di HCl in uscita al primo stadio, $C_{HCl,SMP2}$, mostra una costante tendenza a rimanere al di sotto del setpoint imposto. Analogamente al primo test, si osserva che l'errore continua a presentare valori negativi rispetto al setpoint, il che è un elemento positivo. Tuttavia, è importante notare che la banda dell'errore rimane ancora considerevolmente ampia, come evidenziato nella Figura 31.

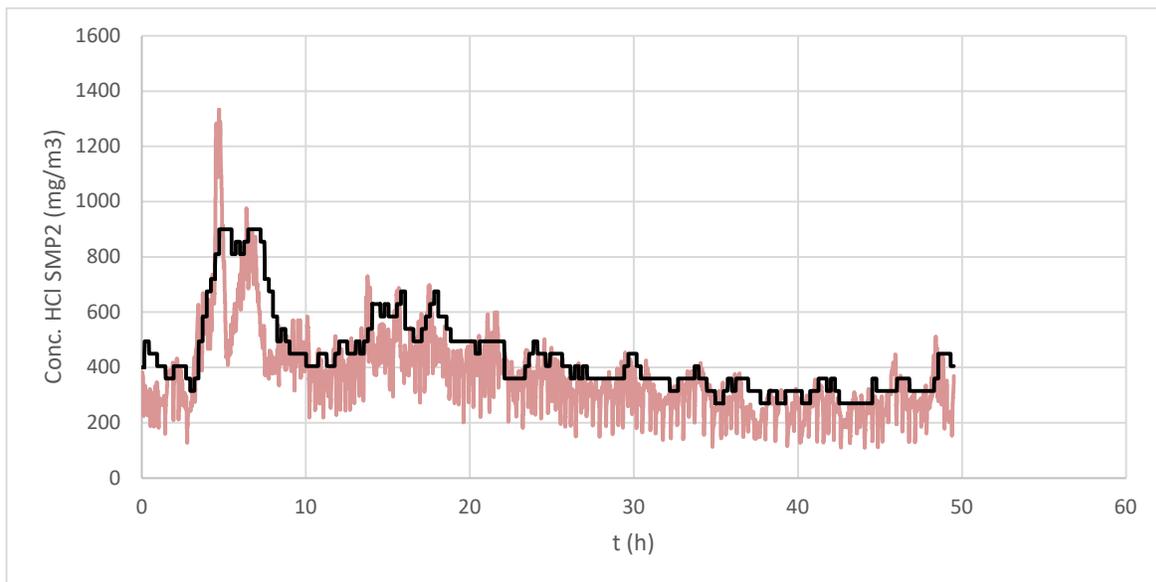


Figura 30-Variazione della concentrazione di HCl SMP2

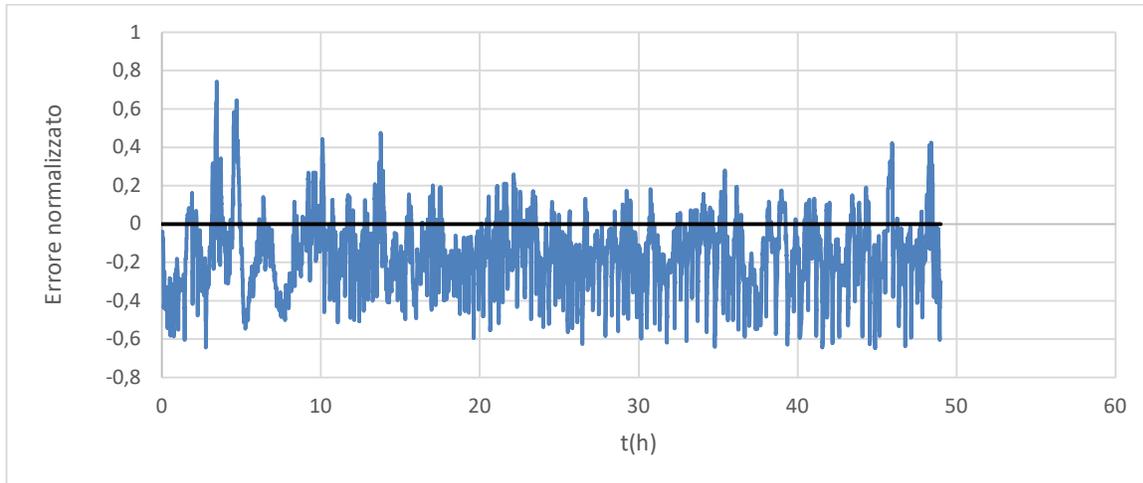


Figura 31-Andamento dell'errore normalizzato rispetto al setpoint

Un'altra strategia per rappresentare la risposta della variazione della concentrazione di HCl in uscita al primo stadio, $C_{HCl,SMP2}$, è impiegare una media mobile della concentrazione.

L'impiego media mobile è una strategia utile per mitigare gli effetti transitori o le fluttuazioni ed ottenere una rappresentazione più chiara del comportamento generale del processo.

Se si valuta l'effetto del tempo di aggiornamento sull'uscita del sistema, notiamo che durante la fase di salita, il sistema risponde in modo soddisfacente, seguendo il setpoint senza deviazioni significative. Tuttavia, durante la fase di discesa, specialmente a concentrazioni più basse di HCl, si osserva che la concentrazione tende a diminuire prima rispetto al setpoint.

Infatti, ci sono dei periodi in cui la concentrazione di HCl varia a set point fissato e quindi non è variare il setpoint che crea instabilità.

Anche qui si confermano i risultati del primo test, il controllo è molto conservativo, la componente feedforward è predominante sul controllo feed back.

Nel primo e nel secondo test è presente la logica override, la quale si attiva nell'istante in cui vengono superati i 700 mg/Nm³ di $C_{HCl,SMP2}$, pertanto, la portata di calce erogata è costante pari a 317.32 kg/h. Per come sono state impostate le logiche di controllo, negli istanti successivi, per valori di concentrazione di HCl maggiore di 700 mg/Nm³ il controllo feedback feedforward trim prevale sulla logica override, come mostrato in Figura 32 per il secondo test.

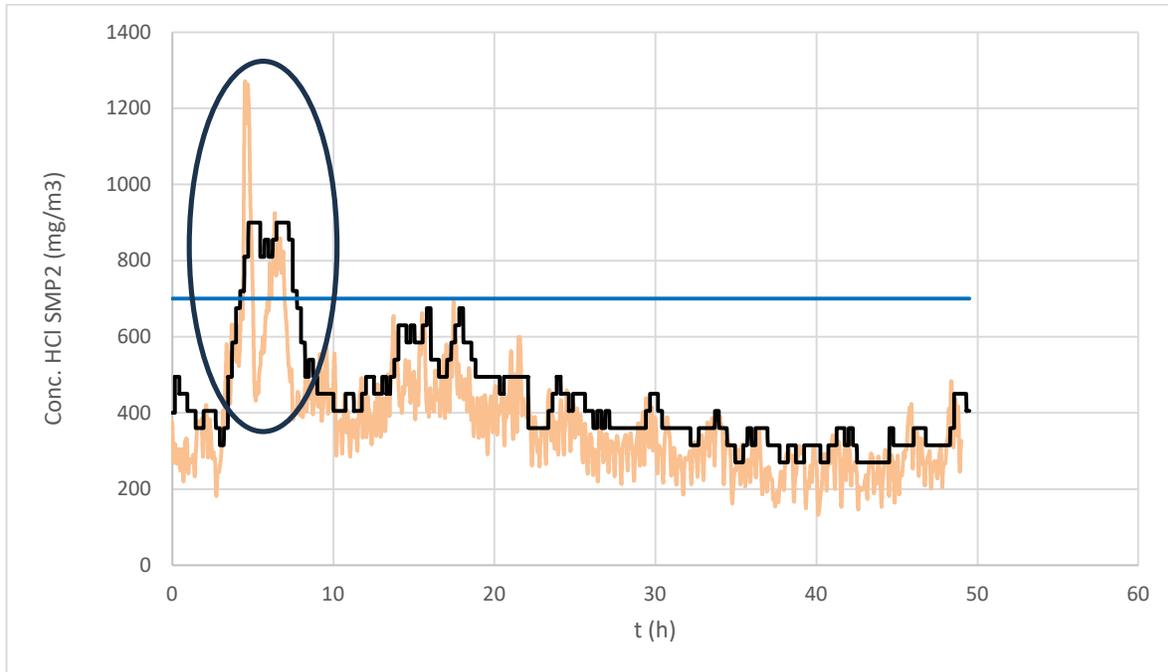


Figura 32-Variatione di HCl SMP2 con media mobile dei 5 minuti precedenti con visualizzazione di attivazione della logica override.

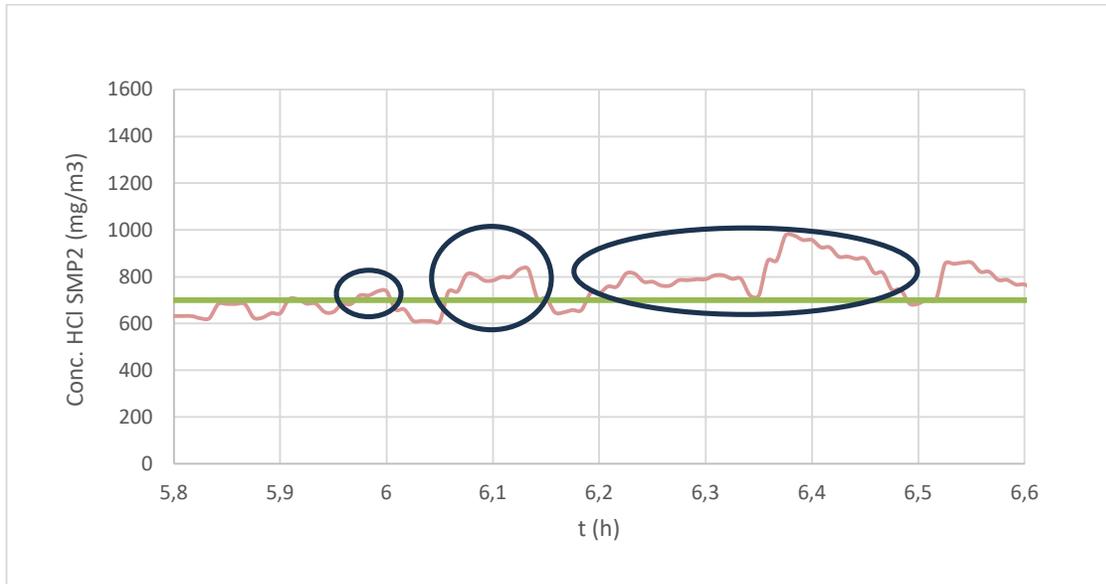


Figura 33-Variazione di concentrazione di HCl SMP2 nel periodo di attivazione dell'override.

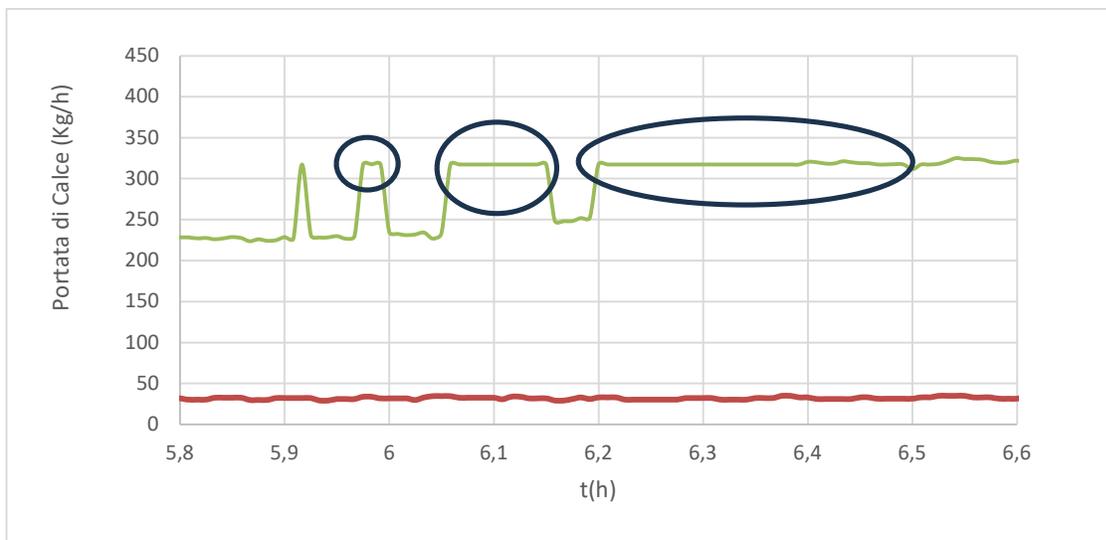


Figura 34-Variazione della portata di calce nel periodo di attivazione dell'override

La logica override si attiva in periodi relativamente brevi, con soltanto sporadiche attivazioni durante l'intera durata dei test.

Viene dimostrato come il controllo FFT può erogare portate di calce maggiori rispetto al controllo override: FFT è stato più conservativo rispetto al controllo override, pertanto può essere utile osservare come il sistema si comporta con il solo controllo FFT.

4.4.3 Terzo Test

Lo scopo di questa prova ha l'obiettivo di testare i limiti di funzionamento dello stadio a bicarbonato, implementare la logica FFT a set point variabile in assenza del controllo override (poiché FFT eroga portate di calce ragionevoli ed utilizzare la tabella a setpoint variabile considerando, in questo caso, una configurazione di ottimo economico (configurazione meno conservativa).

Anche in questa prova è stata testata un tempo di aggiornamento del setpoint pari a 15 minuti e con una variazione del setpoint ogni 100 mg/Nm³ di concentrazione di HCl in ingresso al primo stadio, $CHCl_{SMP1}$.

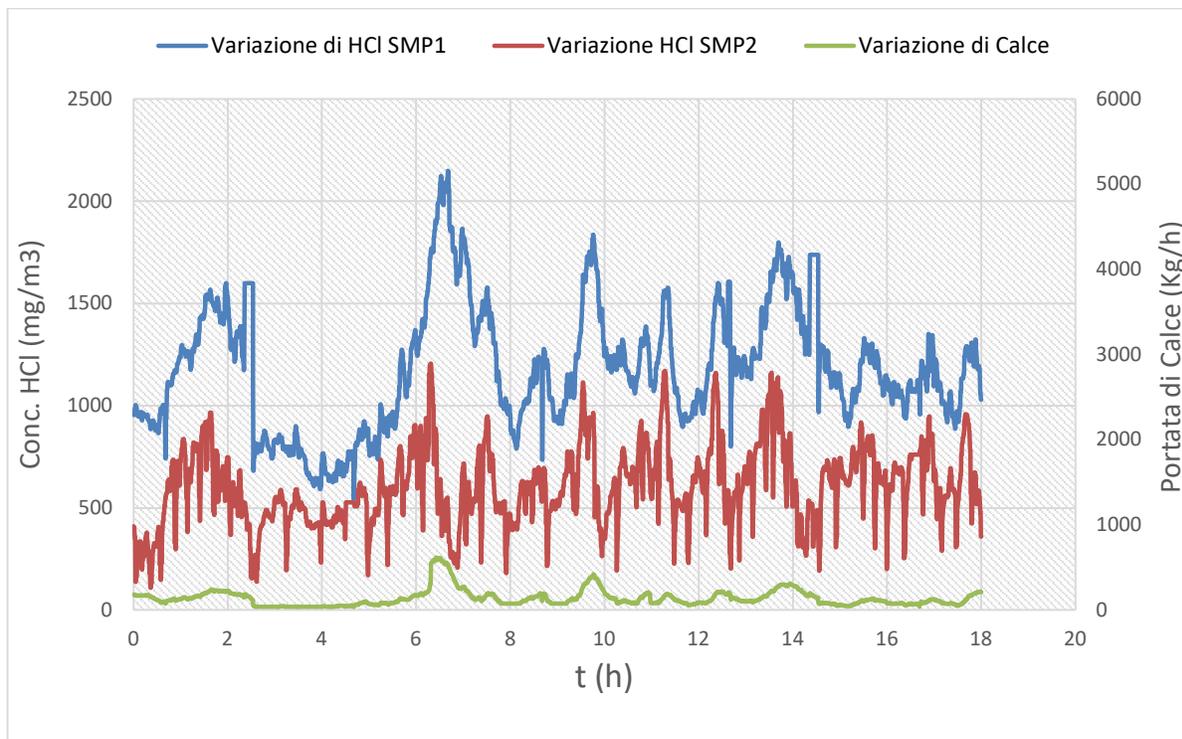


Figura 35-Variazione generale della concentrazione di HCl SMP1, della concentrazione di HCl SMP2 e della portata di calce in linea 3

In presenza del solo controllo FFT e utilizzando la tabella di setpoint ottimale si ottengono gli stessi risultati ricavati nelle precedenti prove: la variazione del setpoint non crea instabilità al sistema; il setpoint si mantiene al di sopra del valore misurato di concentrazione di HCl in uscita al primo stadio, $CHCl_{SMP2}$ (per i motivi menzionati in precedenza).

Inoltre, il valore della portata di calce si trova, in tutta la durata del test, al di sopra del valore minimo misurato.

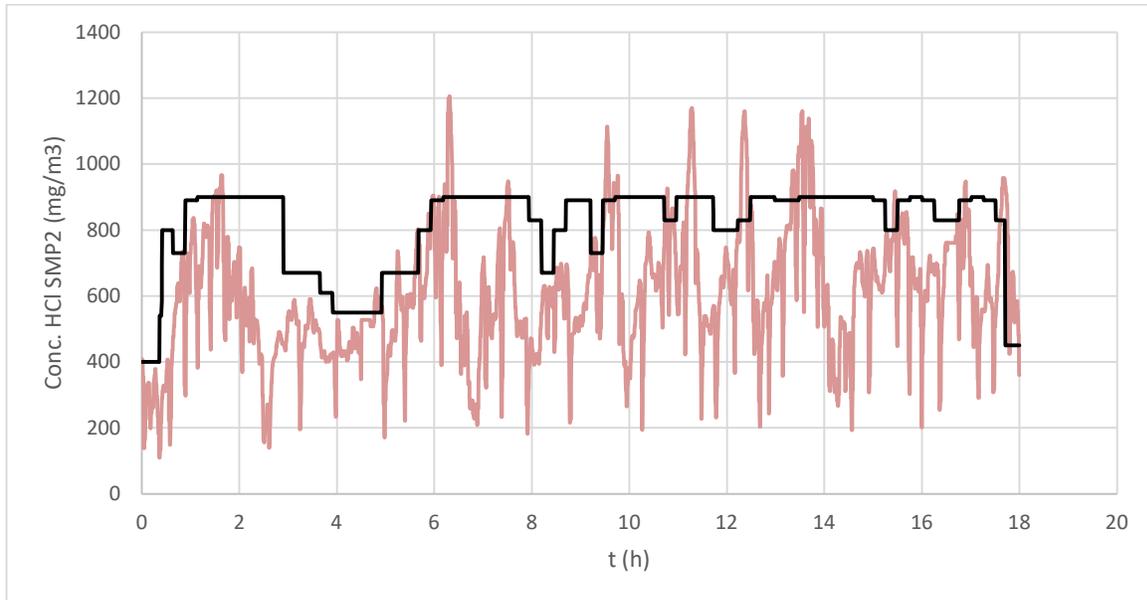


Figura 36-Variatione della concentrazione di HCl SMP2

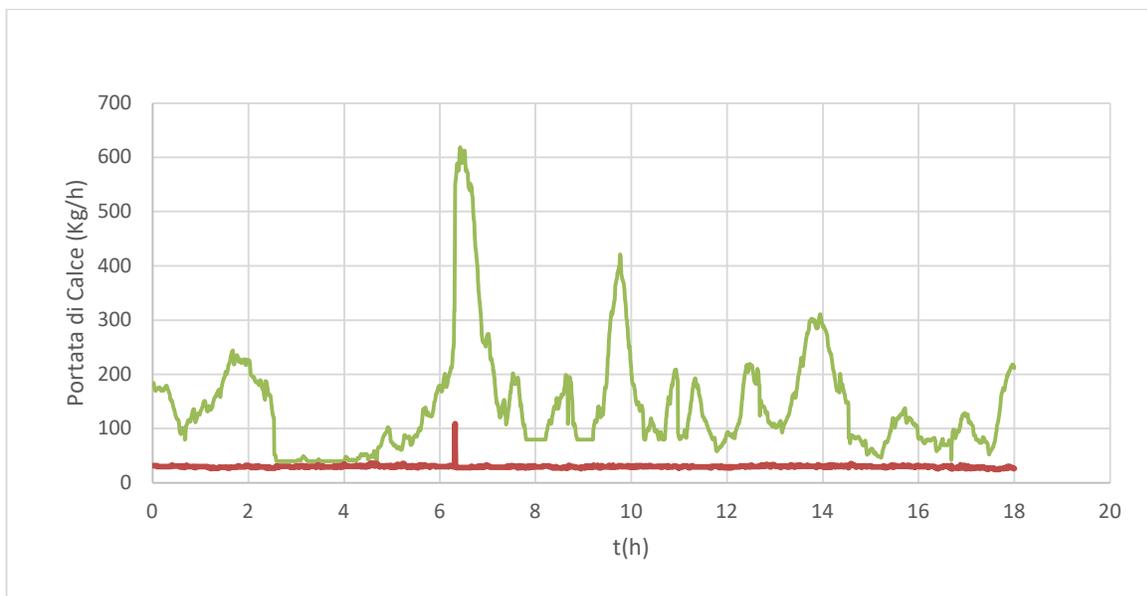


Figura 37-Variatione della concentrazione della portata di calce

Il sistema di controllo sollecita molto lo stadio a bicarbonato arrivando a dosare le portate massimi dosabili pari a 367 kg/h come mostrato in Figura 39.

Il dosaggio massimo è una impostazione del controllo, infatti, viene azionato quando viene superato il setpoint di HCl, SO₂ o HF a camino.

Tra la prima e la seconda ora del test viene raggiunta una portata dosata di bicarbonato pari a 734 kg/h, in cui vengono aperte al 100% entrambe le due coclee per motivi di sicurezza.

È chiaro che lo stadio a bicarbonato è sollecitato a valori elevati di dosaggio anche in virtù del fatto che l'ottimo economico trovato con i costi attuali è effettivamente un ottimo con un dosaggio basso di bicarbonato (valore fissato del setpoint a 900 mg/Nm³).

Inoltre, valutando i limiti di funzionamento dello stadio a bicarbonato, questo test mostrare che lo stadio a bicarbonato è tecnicamente in grado a rispettare concentrazioni inferiori ai limiti di legge anche in presenza di una configurazione di ottimo economico. Complessivamente, si hanno valori di emissioni di HCl più alti rispetto alle precedenti prove, ma che comunque rimangono al di sotto del valore soglia di emissioni pari a 10 mg/Nm³.

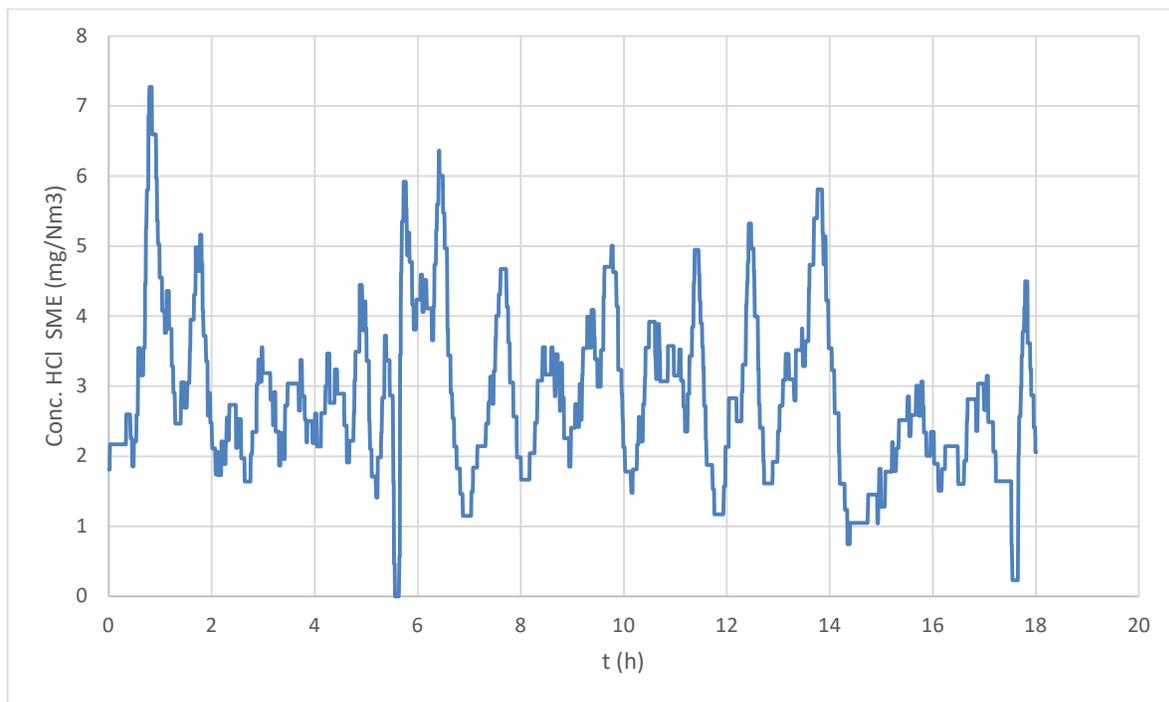


Figura 38-Variazione della concentrazione di HCl SME

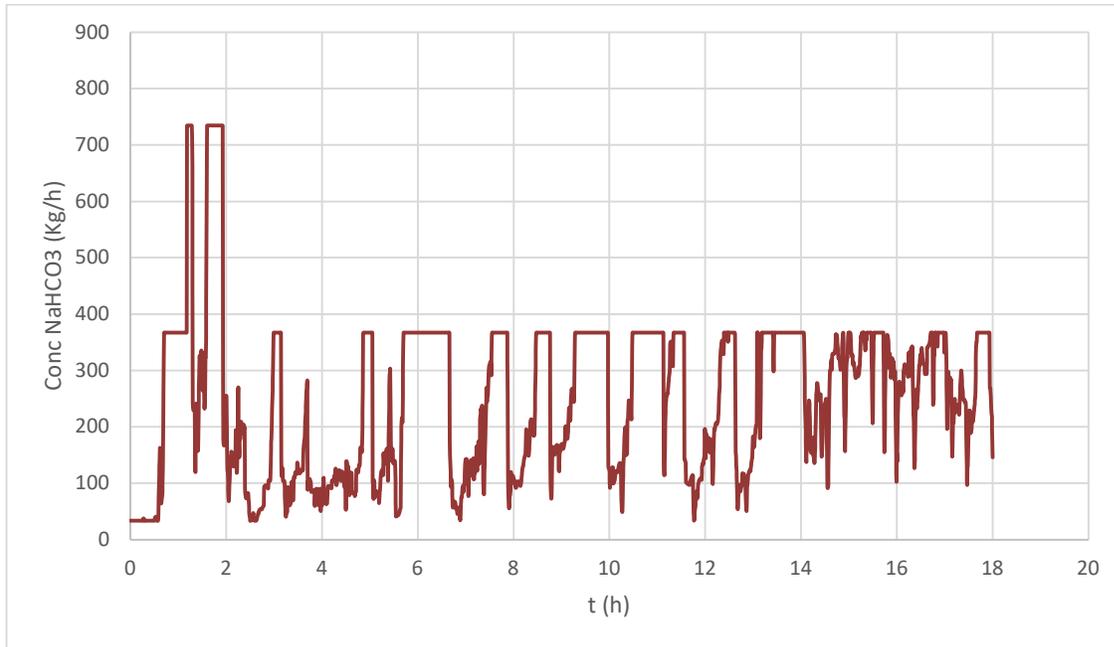


Figura 39-Variazione della concentrazione di bicarbonato

L'impianto WtE di Ferrara ha consolidato una pratica stabile di consumo di calce e bicarbonato. Tenendo conto di questi ritmi di conferimento, si osserva che la quantità di bicarbonato viene esaurita prima del periodo previsto dall'azienda.

Questo è un ulteriore vincolo da imporre che andrebbe a influenzare la scelta del setpoint. L'algoritmo sceglie il setpoint secondo una configurazione di ottimo economico, perciò se l'azienda ha necessità che questa prospettiva venga integrata considerando aspetti di sicurezza all'uscita a camino o considerazioni logistiche, i setpoint andrebbero ridefiniti secondo tali esigenze. Tuttavia, questo non rappresenta un vincolo del processo, ma piuttosto una scelta pratica aziendale.

Inoltre, anche in questo test, la banda di errore rilevata è piuttosto ampia e si evidenzia un errore negativo rispetto al setpoint.

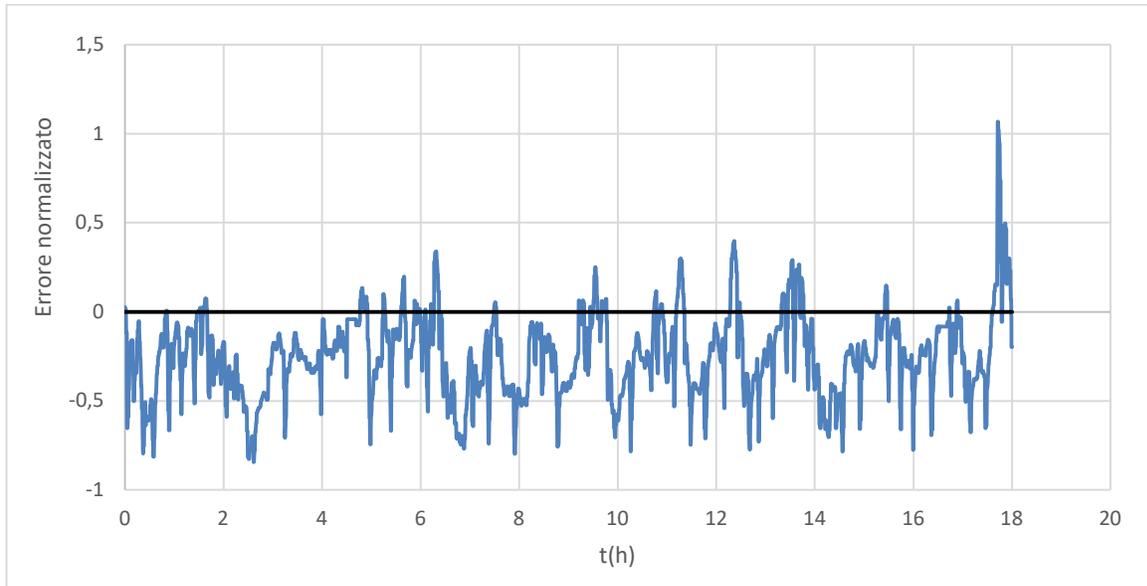


Figura 40-Andamento dell'errore normalizzato rispetto al setpoint

Di seguito vengono riportati altri parametri di performance, in particolare il rapporto dei CV di HCl in entrata e in uscita dal primo stadio:

PARAMETRO	Primo test: valore sul controllo feedback feedforward trim (FFT).	Secondo test: valore sul controllo feedback feedforward trim (FFT)	Terzo test: valore sul controllo feedback feedforward trim (FFT)
HCl SMP1 (Kg/h)			
sigma	24,57	22,14	20,65
media	87,82	63,55	79,43
Cv	0,28	0,35	0,26
HCl SMP2 (kg/h)			
sigma	12,02	10,47	14,26
media	35,35	26,31	43,00
CV	0,34	0,40	0,33
Ca(OH) ₂ (Kg/h)			
sigma	132,79	65,43	98,34
media	204,7	132,19	140,91
CV	0,65	0,49	0,70
Instabilità dell'iniezione del reagente (CV della velocità di alimentazione di Ca(OH) ₂ /CV dell'HCl in ingresso)	2,32	1,42	2,68
Instabilità dell'uscita HCl (CV dell'HCl in uscita/CV dell'HCl in ingresso)	1,21	1,14	1,28
Consumo specifico di reagente (1° stadio) (kg di Ca(OH) ₂ alimentato/kg di HCl Rimosso)	3,9	3,55	3,87
Generazione specifica di residui (1° stadio) (kg di residui/kg di HCl Rimosso)	4,68	4,26	4,64
Consumo specifico di reagente (2° stadio) (kg di NaHCO ₃ alimentato/kg di HCl Rimosso)	5,65	3,54	5,84
Generazione specifica di residui (2° stadio) (kg di residui/kg di HCl Rimosso)	3,95	2,48	4,09
Tasso complessivo di produzione di residui (kg di residui/kg di HCl rimosso)	4,39	3,53	4,34

Tabella 10-Parametri di performance

Per quanto riguarda il parametro di variabilità, un valore ottimale per ottenere una buona attenuazione delle oscillazioni nell'uscita di HCl rispetto all'ingresso di HCl sarebbe 1.

Tuttavia, in un controllo complesso come il trim feedback-feedforward (FFT), la variabilità del rapporto risulta leggermente superiore a 1, questo è dovuto principalmente ai repentini crolli di $C_{HCl,SMP2}$.

Il valore del parametro variabilità è comunque significativamente inferiore rispetto alle logiche di controllo tradizionali dell'impianto (valori attorno a 2,5-3 registrati negli anni passati).

Per quanto concerne, gli altri parametri sono pressoché simili ai valori di riferimento [7].

Riguardo ai parametri di performance, è possibile confrontare i tre test e dedurre che, nonostante le condizioni al contorno siano rimaste invariate, con un carico in ingresso diverso, i valori di performance sono rimasti sostanzialmente simili. È importante notare che questi valori sono normalizzati rispetto al carico in ingresso, evidenziando la robustezza del sistema alle variazioni del carico.

5 Conclusioni

Questo elaborato ha affrontato un problema di controllo del processo nell'ambito del trattamento fumi da termovalorizzazione di rifiuti. In particolare, l'obiettivo del lavoro è stato quello di implementare una logica di controllo del tipo *feedback con feedforward trim* (FFT) a setpoint variabile nel primo stadio del sistema a doppio stadio a secco di trattamento gas acidi del WtE Ferrara, al fine di avvicinare la ripartizione di abbattimento reale tra i due stadi al punto di funzionamento di ottimo economico del sistema.

L'ottimizzazione del processo è servita a identificare l'ottimo economico al variare del carico in ingresso di inquinanti e in funzione dei costi unitari di acquisto reagenti e smaltimento residui (tre scenari: costi "pre-pandemici" 2019, costi di febbraio 2023 al picco dell'inflazione e costi di luglio 2023).

Per affrontare il problema del controllo, si è delineata una campagna sperimentale, che ha incluso tre prove con differenti approcci iniziali, in tal modo è stato possibile determinare alcuni parametri di performance, i quali hanno permesso di valutare le prestazioni del sistema di controllo.

Dai risultati ottenuti nei tre test, emerge che complessivamente la frequenza di aggiornamento del setpoint non crea instabilità al controllo e vi è un buon match generale tra gli andamenti nel tempo del valore misurato e del setpoint stesso.

D'altra parte però, si ottiene un errore normalizzato rispetto al set point negativo, indicando che il sistema di controllo opera complessivamente in maniera conservativa, al di sotto il valore del setpoint. Nel terzo test si sono testati i limiti di funzionamento dello stadio a bicarbonato e si è dimostrato che, implementando la tabella a set point variabile ottimizzata, anche con carichi di HCl in ingresso al sistema multistadio, il sistema è ancora in grado di rispettare i limiti di legge a camino (limiti di emissioni giornaliere pari a 10 mg/ Nm³ di HCl)

Inoltre, valutando l'influenza del tempo di aggiornamento del setpoint, si evidenzia che quando la concentrazione di HCl in uscita al primo stadio aumenta, il valore misurato segue adeguatamente il setpoint. Mentre, quando la concentrazione di HCl in uscita al primo stadio diminuisce, il setpoint tende a collocarsi al di sopra del valore misurato.

Pertanto, risolvere questo problema potrebbe richiedere una strategia di controllo più sofisticata, basata su algoritmi che tengano conto delle variazioni del processo in modo dinamico, adattando l'aggiornamento del setpoint alle condizioni specifiche del sistema.

Tuttavia, il sistema di controllo presenta un'elevata banda di errore, perciò sarebbe opportuno ridurla.

A tal proposito, per ottenere margini di miglioramento del sistema, una soluzione potrebbe essere quella di manipolare i parametri del controllo (PB, TI, rs) adottando un approccio più strutturato di Design of Experiment (DoE) per il test con nuovi parametri di tuning.

6 Bibliografia e Sitografia

- [1] "Norme in materia ambientale," (D.Lgs n.152/2006) Decreto Legislativo n.152, 3 Aprile 2006
- [2] Cewep 2020, Confederation of European Waste-to-Energy plants.
- [3] A. Dal Pozzo, D. Guglielmi, G. Antonioni, V. Cozzani, S. Calvani, G. Bonanini, "La Termotecnica" - Trattamento a secco dei fumi di combustione prodotti nella termovalorizzazione di RSU.
- [4] European Commission, pubblicato 07-01-2020, Best Available Techniques (BAT) Reference Document for Waste Incineration.
- [5] Damiano Tondelli, 2015/16, tesi in: Ottimizzazione del sistema di trattamento fumi a doppio stadio dell'impianto di termovalorizzazione Hera di Coriano (RN);
- [6] Giulia Manzia, 2021/22 tesi in: Analisi delle prestazioni di reagenti alternativi per il trattamento fumi da termovalorizzazione rifiuti;
- [7] Alessandro Dal Pozzo, Giacomo Muratori, Giacomo Antonioni, Valerio Cozzani, Economic and environmental benefits by improved process control strategies in HCl removal from waste-to-energy flue gas.
- [8] Gruppo Hera, Il termovalorizzatore del territorio di Ferrara [file PDF];
- [9] Herambiente, *Termovalorizzatore di Ferrara*,
"https://ha.gruppohera.it/impianti/termovalorizzatori/ferrara";
- [10] ALSTOM Power Italia, 2008. Manuale operativo impianto di Ferrara.
- [11] Federico Andrea Cinà, 2019/20, tesi in:
Ottimizzazione del processo di abbattimento dei gas acidi in un impianto per la termovalorizzazione di rifiuti solidi urbani;
- [12] G. Antonioni, D. Guglielmi, C. Stramigioli, and V. Cozzani, "MSWI flue gas two-stage dry treatment: modeling and simulation," Chem. Eng. Trans., no. 26, 2012.