



enipower

Stabilimento di Taranto

Strada Statale Jonica 106 74100 Taranto
Telefono: 099 4782612
Telefax: 099 4782670

Piazza Vanoni, 1
20097 San Donato Milanese (MI)
Tel. centralino: +39 02520.1
www.enipower.it



Ministero dell'Ambiente e della Tutela del Territorio e del Mare - Direzione Generale Valutazioni Ambientali

F. n. n. DVA - 2010 - 0030774 del 20/12/2010

PROT. N.: EPTA/PC/13122010/01
Taranto, lì 13 Dicembre 2010

Spett.le

Ministero dell'Ambiente e della Tutela del Territorio e del Mare
Direzione Generale per la salvaguardia Ambientale - Divisione VI - RIS - Sezione AIA.
Via C. Colombo, 44
00147 ROMA

Istituto Superiore per la Prot.ne e la ricerca ambientale - ISPRA
Via V. Brancati, 48
00144 ROMA:
c.a.: ingg. Mignini - Santilli

ARPA PUGLIA
Direzione Generale
Corso Trieste, 27
70126 BARI

ARPA PUGLIA
Dipartimento di TARANTO
C/o Ospedale Testa
Contrada Rondinella
74123 TARANTO
c.a.: dott. Primerano - Spartera



Oggetto: Studio Fattibilità DeNox e DeSox - Enipower Taranto.

Come richiesto da prescrizione dell'Autorizzazione Integrata Ambientale DVA-DEC-2010-0000274 par. 6.9, si invia in allegato, già anticipatovi via posta elettronica certificata in data 11 dicembre 2010, lo studio di fattibilità per l'inserimento di DeNox e DeSox sugli impianti esistenti della Centrale Termoelettrica Enipower di Taranto.

Distinti Saluti
enipower spa
Stabilimento di Taranto
Responsabile
Ing. Pierpaolo Zotta

enipower spa
Sede legale in San Donato Milanese (MI), Piazza Vanoni 1
Capitale sociale euro 944.947.849 i.v.
Registro imprese di Milano / R.E.A. Milano n. 1600596
Codice Fiscale e Partita IVA 12958270154
Società soggetta all'attività di direzione e coordinamento dell'Eni S.p.A. / Società con unico socio



Dipartimento di Elettrotecnica ed Elettronica
Politecnico di Bari

Studio di fattibilità per l'installazione di
sistemi DeNOx e DeSOx presso la
centrale elettrica di Enipower di
Taranto

Prof. ing. Massimo La Scala

Dr. ing. Sergio Bruno

Dicembre 2010

Sommario

Sommario.....	2
Premessa.....	3
1. Stato attuale dello Stabilimento.....	5
Piani di sviluppo dello Stabilimento	6
2. Migliori tecnologie disponibili di riduzione delle emissioni di SO _x e NO _x per lo Stabilimento	
Enipower di Taranto	8
Misure per il controllo delle emissioni di SO _x	8
Misure per il controllo delle emissioni di NO _x	9
Controllo delle emissioni di NO _x in una turbina a gas	11
Controllo delle emissioni di NO _x mediante SCR	14
Misure per il controllo combinato delle emissioni di SO _x e NO _x	17
3. Raccolta dati.....	19
Descrizione delle principali unità di impianto	19
Produzione di energia primaria ed emissioni.....	20
Tecnologie per l'abbattimento delle emissioni	21
4. Analisi costi-benefici.....	23
Desolforizzazione con impianto DESO _x – FGD	24
Desolforizzazione mediante <i>fuel-switch</i>	26
Denitrificazione mediante impianto DENO _x – SCR	27
Denitrificazione mediante <i>steam injection</i>	29
Ulteriori considerazioni	30
5. Conclusioni	32
6. Bibliografia.....	35

Premessa

La società Enipower ha dato incarico al Dipartimento di Elettrotecnica ed Elettronica del Politecnico di Bari, di redigere uno Studio di fattibilità per l'installazione di sistemi DeNOx e DeSOx presso la centrale elettrica di Enipower di Taranto.

Il responsabile scientifico per il Dipartimento di Elettrotecnica ed Elettronica è il Prof. ing. Massimo La Scala – Ordinario di Sistemi Elettrici per l'Energia presso il Dipartimento di Elettrotecnica ed Elettronica del Politecnico di Bari che ha avuto l'incarico dal Direttore pro tempore Prof. Pietro Camarda di redigere una nota inerente lo Studio richiesto dalla Società Enipower. Lo studio è stato sviluppato avvalendosi delle professionalità interne al già citato Dipartimento e della collaborazione dell'ing. Sergio Bruno.

L'obiettivo di questo studio è quello di analizzare la fattibilità tecnico-economica della realizzazione di sistemi DeNOx e DeSOx in risposta ad alcune prescrizioni tecniche e gestionali formulate dalla Commissione istruttoria per l'autorizzazione integrata ambientale (AIA) IPPC del Ministero dell'Ambiente e della Tutela del Territorio e del Mare (MATTM) nell'Autorizzazione Integrata Ambientale con prot. DVA-DEC-2010-0000274 del 24/05/2010.

Si riporta, qui di seguito, quanto specificamente richiesto dalla Commissione già citata:

“Il gestore dovrà predisporre entro 6 mesi dal rilascio dell'AIA un piano di fattibilità per l'installazione di sistemi di desolfurazione e denitrificazione che saranno comunque installati entro i successivi 12 mesi”.

Al fine di valutare la fattibilità tecnico-economica della soluzione prescritta si intende sviluppare uno studio orientato a verificare la sostenibilità degli interventi in termini ambientali ed economici e, eventualmente, individuare soluzioni alternative.

Nello specifico, la nota tratterà i seguenti punti:

1. descrizione del sito produttivo di Taranto e della sua capacità produttiva termica;
2. individuazione delle tecnologie più idonee per il raggiungimento degli obiettivi prescritti con riferimento alle *best-practice* IPPC (Integrated Pollution Prevention and Control) individuate nel *Reference Document on Best Available Techniques for Large Combustion Plants* e alle *Linee Guida Per Le Migliori Tecniche Disponibili nei Grandi Impianti di Combustione* previste dal D.Lgs. 59/2005, ed emanate con decreto ministeriale del MATTM del 01/10/2008;
3. analisi dei dati disponibili;
4. selezione della migliore tecnologia in funzione del raggiungimento del minore impatto ambientale possibile con riferimento alla sostenibilità economica dell'intervento ottenibile;
5. studio di fattibilità delle tecnologie prescelte e vincoli tecnici;
6. osservazioni conclusive.

Lo studio di fattibilità è finalizzato ad esaminare e valutare le *best practice* per l'abbattimento delle concentrazioni di SO_x ed NO_x, a valutarne l'efficacia e la sostenibilità ambientale tenendo presente, tra l'altro, i seguenti vincoli legati all'attività dello stabilimento:

- garantire la disponibilità continua di energia elettrica e vapore richiesti dalla Raffineria, che ricade nell'ambito delle attività a rischio di incidente rilevante;
- incrementare o mantenere inalterata l'efficienza energetica della produzione;
- contenere le emissioni in atmosfera di SO_x e NO_x;
- verificare gli spazi necessari alla realizzazione degli interventi richiesti rispetto a quelli disponibili;
- evitare tempi significativi di fermata della Centrale Termoelettrica che possano pregiudicare la produzione della Raffineria di Taranto.

Inoltre, sarà necessario garantire la massima affidabilità di esercizio e di sicurezza della raffineria, per cui gli interventi che si proporranno devono soddisfare i seguenti requisiti:

- avere la capacità di soddisfare le richieste di vapore tecnologico, mantenendo gli adeguati requisiti di affidabilità in tutte le condizioni di esercizio e, quindi, anche durante le fermate di manutenzione dei gruppi;
- avere una elevata flessibilità operativa nella gestione del vapore da inviare al ciclo combinato, al fine di sopperire anche ad eventuali carenze repentine di vapore lato processo;
- garantire l'alimentazione elettrica della Raffineria in tutte le condizioni operative sia nell'esercizio normale che nei periodi di manutenzione.

1. Stato attuale dello Stabilimento

La Raffineria di Taranto è stata realizzata dalla Shell nel 1966 e la Centrale Termoelettrica, destinata a produrre vapore e elettricità di ausilio alle attività di raffinazione, è stata realizzata intorno al 1966 utilizzando le tecnologie disponibili in quell'epoca. La Raffineria, successivamente, diventava di proprietà dell'Agip Petroli. Nel 1993, la produzione di energia elettrica della centrale veniva incrementata grazie alla realizzazione di un nuovo gruppo turbogas TG5, che utilizzava prevalentemente fuel gas di raffineria e rientrava negli interventi meritevoli di incentivazione, sulla base di quanto previsto nel provvedimento noto come CIP6/92. La Società Enipower, Società del gruppo ENI che opera nel settore della produzione di energia elettrica e termica, ha acquistato nel 2001 la Centrale Termoelettrica, subentrando alla proprietà di Agip Petroli.

Allo stato attuale la fornitura di vapore ed energia elettrica dello stabilimento è affidata in parte ad impianti tradizionali risalenti agli anni '60 consistenti in caldaie alimentate a fuel gas ed ad olio combustibile e in parte al ciclo combinato di piccola taglia TG5 del 1993 alimentato esclusivamente a fuel gas.

Uno schema semplificato dell'attuale assetto della centrale termoelettrica Enipower è riportato nella Figura 1.1. Nelle sezioni successive è dato un maggiore dettaglio sulle potenze e sulle caratteristiche delle apparecchiature di maggiore importanza.

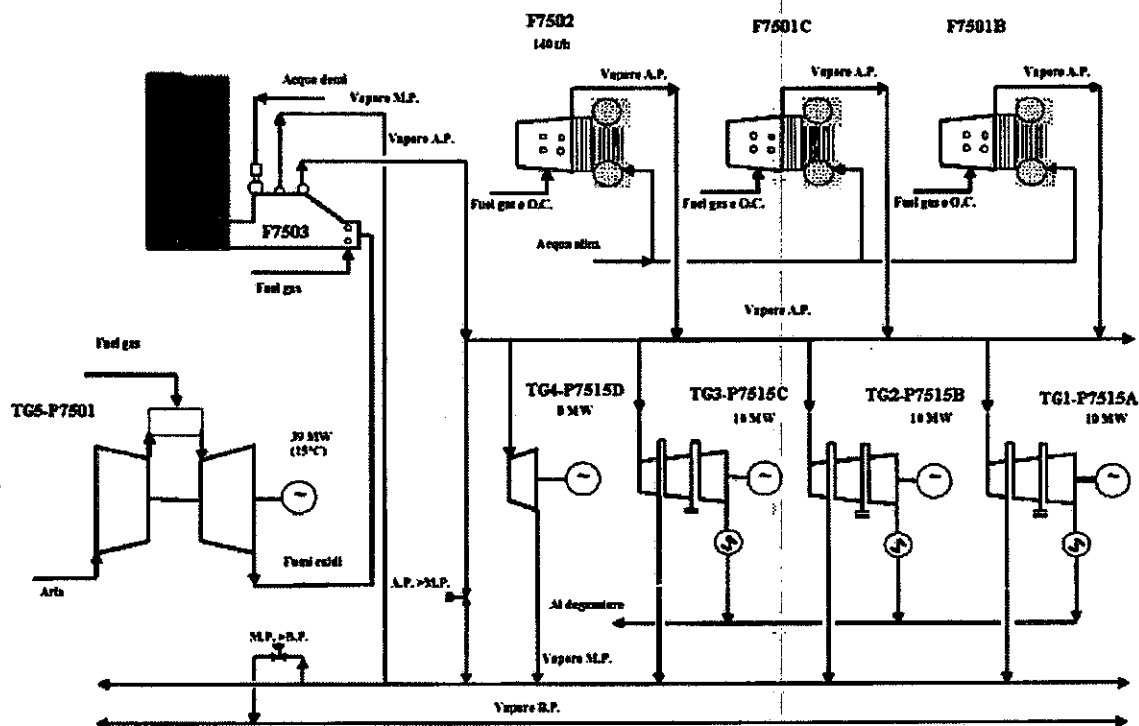


Fig. 1.1. Attuale Configurazione della Centrale Termoelettrica

La centrale produce energia elettrica e vapore tecnologico a diverse pressioni e temperature. Il vapore prodotto è utilizzato per l'esercizio degli impianti di processo della vicina Raffineria e, in parte, per la produzione di energia elettrica. L'energia elettrica prodotta nei turboalternatori e nel turbogas, dedotta la quantità necessaria per i servizi dello Stabilimento, è ceduta in rete mediante un collegamento con la Rete di Trasmissione Nazionale (RTN).

La capacità installata è di 85 MW_e per quanto riguarda l'energia elettrica e di 410 MW_t per quella termica (da questo valore andrebbe dedotta la capacità della caldaia F7501B ormai in fermo).

Il combustibile utilizzato nelle caldaie è un misto tra olio combustibile e fuel gas di raffineria. Il gruppo di cogenerazione è alimentato con il fuel gas.

I servizi di raffreddamento della Raffineria e della Centrale Termoelettrica fanno uso dell'acqua di mare che viene fornita alla raffineria ed inviata a due serbatoi nell'area Enipower. L'acqua di mare è utilizzata anche per i condensatori dei turbogeneratori a condensazione.

Il complesso dei gas prodotti dalla combustione nelle caldaie e nel gruppo di cogenerazione è convogliato ad un unico camino denominato E3.

Piani di sviluppo dello Stabilimento

Enipower, nell'ottica dell'ammodernamento della centrale termoelettrica, ha sviluppato un progetto per la realizzazione di un nuovo impianto di cogenerazione a ciclo combinato da 240 MW_e, presso lo Stabilimento ENI Refining & Marketing (ex Raffineria Agip Petroli di Taranto) [1], composto da due turbogas da circa 75 MW_e ed una turbina a vapore da circa 90 MW_e che verranno alimentati, esclusivamente, da gas naturale, in base a quanto previsto nello Studio di Impatto Ambientale [2].

Tale impianto sarà in grado di fornire, in maniera affidabile e sicura, l'energia elettrica ed il vapore necessario al processo di raffinazione dello stabilimento e la sua entrata in servizio è pianificata per l'anno 2014.

Contestualmente, Enipower affronta la questione del miglioramento dell'efficienza energetica della produzione di energia elettrica e vapore essenziali per l'attività di raffinazione. Per realizzare la migliore prestazione economica ed ambientale dell'attività produttiva, Enipower si propone di ricorrere all'uso delle migliori tecnologie disponibili (MTD), o con l'acronimo inglese BAT (Best Available Technologies) [3]-[4].

La realizzazione della nuova centrale termoelettrica comporterà la sostituzione delle caldaie più obsolete, a bassa efficienza ed alimentate ad olio combustibile, con un ciclo combinato a gas ad alto rendimento di potenza pari a circa 240 MW elettrici. Questa tecnologia presenta il duplice vantaggio di realizzare una produzione di vapore ed energia elettrica più efficiente, tale da compensare la differenza di costo tra gas naturale ed olio combustibile (bruciato nelle vecchie caldaie) e, nel contempo, limitare l'impatto ambientale, eliminando ogni emissione di SO_x, riducendo le emissioni di NO_x e particolato, grazie all'impiego del gas naturale come combustibile ed all'utilizzo di combustori DLN (Dry Low NO_x) in grado di ridurre al minimo la formazione degli ossidi di azoto nella camera di combustione dei turbogas [5].

L'approvvigionamento di gas naturale sarà garantito dalla realizzazione di un nuovo gasdotto di Snam Rete Gas, in corso di autorizzazione. L'iter autorizzativo, avviato nel 2007, è attualmente in corso; nell'aprile 2010 è stato emesso il Decreto di Valutazione di Impatto Ambientale positivo con prescrizioni (prot. DVA-DEC-0000209 del 26/04/2010).

Il 7 ottobre 2010 è stata avviata la procedura per l'ottenimento dell'Autorizzazione Integrata Ambientale, che include anche il riassetto della centrale esistente e l'eliminazione dell'utilizzo di olio combustibile (con la trasmissione della documentazione al Ministero dell'Ambiente e della Tutela del Territorio e del Mare – Divisione VI, alla Commissione IPPC e all'ISPRA).

Il programma di previsione relativo allo sviluppo del progetto, che inizialmente prevedeva l'entrata in marcia del nuovo impianto per il luglio 2010, è stato riformulato sulla base dell'evoluzione delle procedure di autorizzazione. Attualmente, nel Piano Industriale Eni per il quadriennio 2010-2013, il completamento delle attività di costruzione della nuova centrale è stato pianificato entro il dicembre 2013. Le attività di avviamento sono previste da gennaio 2014.

La tabella, per quanto riguarda le caldaie alimentate a combustibili liquidi (e quindi ad olio combustibile), non individua univocamente gli impianti di desolforizzazione, rimandando al dettaglio di alcuni paragrafi dedicati all'argomento. Pertanto, relativamente al controllo delle emissioni di ossidi di zolfo si è fatto riferimento diretto al paragrafo 6.5.3 delle BREF (BAT for liquid fuel-fired boilers).

Ovviamente, poiché le emissioni di SO_x imputabili alla turbina a gas sono molto limitate (nel caso in esame costituiscono l'1% circa delle emissioni totali), il controllo delle emissioni su questa sezione dell'impianto Enipower è da considerarsi superfluo.

Secondo le BREF, la migliore tecnica di desolforizzazione è l'utilizzo di combustibili a basso tenore di zolfo. Attualmente l'olio combustibile utilizzato nello Stabilimento è già di tipo a basso tenore di zolfo BTZ.

Le stesse BREF, ricordano però che nel caso di impianti con una potenza termica installata superiore ai 100 MW_t, come nel caso dello Stabilimento Enipower, l'utilizzo di olio a basso tenore di zolfo può non essere una misura sufficiente per l'abbattimento delle emissioni. In caso di disponibilità di gas naturale è infatti opportuno operare una co-combustione di gas ed olio combustibile (cioè una misura primaria di attenuazione delle emissioni mediante *fuel switch*).

Questa misura è già messa in atto nello Stabilimento; quasi la metà dell'energia primaria prodotta nelle caldaie (circa il 46% nell'anno 2009) è infatti prodotta bruciando fuel gas. Una misura di contenimento delle emissioni di SO_x può essere pertanto quella di incrementare il contributo del fuel gas bruciato in caldaia a discapito dell'olio combustibile BTZ, fino ad arrivare ad un contributo del 70% da fuel gas. Dalle analisi chimiche di monitoraggio del gas di raffineria, la presenza di H₂S nei gas di raffineria è inferiore allo 0.01% e pertanto è facilmente ipotizzabile che con questa misura di controllo delle emissioni si possa raggiungere un risparmio di emissioni di SO_x almeno pari al 40%.

Oltre alle misure primarie di controllo del combustibile, le BREF individuano come MTD nel caso delle caldaie a combustione i sistemi FGD (*flue-gas desulphurisation*) del tipo a secco (*spray dryer* o *dry absorbent*) o umido (*wet scrubber*). Tra tutte i sistemi FGD è stata scartata la tecnologia *seawater scrubbing* per via degli eventuali impatti ambientali dovuti al prelievo e alla scarico in mare [3].

Nel seguito di questo studio sarà comunque preso in esame il caso dei sistemi FGD *spray dryer*, *dry absorbent* e *wet scrubber* anche se, dati i costi notevoli associati con questo tipo di impianti, la loro applicazione è generalmente poco consigliata. In effetti le stesse LGMTD aggiungono sull'argomento che "*stante la possibilità offerte dal mercato di reperire oli con tenori di zolfo variabili in un range relativamente ampio, l'utilizzo di desolficatori in impianti a combustibili liquidi risulta molto ridotto*" [4].

Misure per il controllo delle emissioni di NO_x

Relativamente alla emissione di NO_x è necessario rilevare la presenza in Stabilimento di caldaie alimentate alternativamente ad olio combustibile e a gas, e di una turbina a gas a ciclo combinato. Pertanto, nella individuazione delle MTD per il controllo delle emissioni di NO_x è necessario fare riferimento alle MTD individuate per ciascuno degli impianti presenti.

Nelle Tabella 2.2 e 2.3, tratte da [3], si riportano schematicamente le MTD individuate rispettivamente per impianti alimentati a combustibili liquidi e per impianti alimentati a gas.

Capacity (MW _{th})	NO _x -emission level (mg/Nm ³)				BAT to reach these levels
	Biomass and Peat		Liquid fuels		
	New plants	Existing plants	New plants	Existing plants	
50 – 100	150 – 250	150 – 300	150 – 300*	150 – 450	Combination of Pm SNCR/ SCR or combined techniques
100 – 300	150 – 200	150 – 250	50 – 150*	50 – 200*	
>300	50 – 150	50 – 200	50 – 100*	50 – 150*	

Notes:
Pm: Primary measures to reduce NO_x **SCR:** Selective catalytic reduction of NO_x
 * Some split views appeared in these values and are reported in Section 6.5.3.4 of the main document

Tabella 2.2. Migliori tecnologie disponibili per il controllo delle emissioni di NO_x per le caldaie [3]

Plant type	Emission level associated with BAT (mg/Nm ³)		O ₂ level (%)	BAT options to reach these levels
	NO _x	CO		
Gas turbines				
New gas turbines	20 – 50	5 – 100	15	Dry low NO _x premix burners or SCR
DLN for existing gas turbines	20 – 75	5 – 100	15	Dry low NO _x premix burners as retrofitting packages if available
Existing gas turbines	50 – 90*	30 – 100	15	Water and steam injection or SCR
Gas engines				
New gas engines	20 – 75*	30 – 100*	15	Lean-burn concept or SCR and oxidation catalyst for CO
New gas engine with HRSG in CHP mode	20 – 75*	30 – 100*	15	Lean-burn concept or SCR and oxidation catalyst for CO
Existing gas engines	20 – 100*	30 – 100	15	Low NO _x tuned
Gas-fired boilers				
New gas-fired boilers	50 – 100*	30 – 100	3	Low NO _x burners or SCR or SNCR
Existing gas-fired boiler	50 – 100*	30 – 100	3	
CCGT				
New CCGT without supplementary firing (HRSG)	20 – 50	5 – 100	15	Dry low NO _x premix burners or SCR
Existing CCGT without supplementary firing (HRSG)	20 – 90*	5 – 100	15	Dry low NO _x premix burners or water and steam injection or SCR
New CCGT with supplementary firing	20 – 50	30 – 100	Plant spec.	Dry low NO _x premix burners and low NO _x burners for the boiler part or SCR or SNCR
Existing CCGT with supplementary firing	20 – 90*	30 – 100	Plant spec.	Dry low NO _x premix burners or water and steam injection and low NO _x burners for the boiler part or SCR or SNCR

SCR: Selective catalytic reduction of NO_x SNCR: Selective non catalytic reduction of NO_x
 DLN: dry low NO_x HRSG: heat recovery steam generator CHP: Cogeneration
 CCGT: combined cycle gas turbine
 * Some split views appeared on these values and are reported in Section 7.5.4 of the main document.

Tabella 2.3. Migliori tecnologie disponibili per il controllo delle emissioni di NO_x per le turbine a gas [3]

Dallo studio di BREF e LGMTD emerge che l'unica misura secondaria applicabile contemporaneamente agli impianti dello Stabilimento di Taranto è quella della

denitrificazione mediante SCR. La tecnologia SNCR, infatti, non è idonea data la presenza della turbina a gas e per via delle alte temperature di lavoro e, quindi, degli alti costi di esercizio.

LGMTD e BREF segnalano alcune misure primarie come MTD per l'abbattimento delle emissioni nelle caldaie. Queste misure sono di difficile attuazione, se non inapplicabili, poiché per gran parte di esse il retrofit delle caldaie esistenti comporta complesse modifiche alle parti in pressione [4]. Inoltre, come riscontrato in BREF, alcune misure di trattamento dell'aria (*air staging*) come l'*off-fire air* (OFA) sono solitamente inapplicabili in caldaie di vecchia concezione, come quelle presenti nello Stabilimento di Taranto, la scarsa altezza della fornace non permette l'installazione delle porte per l'OFA o, comunque, il tempo di permanenza dei fumi nella parte superiore della caldaia può non essere abbastanza lungo per permettere una combustione completa.

Si ricorda, peraltro, che i piani di sviluppo dello Stabilimento prevedono la graduale dismissione delle caldaie [1]; di tutte le caldaie attualmente in servizio rimarrà in uso la sola F7502 che verrà però utilizzata come riserva nel caso di andata fuori servizio della turbina a gas TG5. Pertanto è inopportuno progettare il *retrofit* di impianti la cui vita attesa è limitata.

La valutazione della fattibilità di un qualsiasi impianto di denitrificazione, infatti, non può prescindere da una stima della vita attesa dell'impianto stesso. A questo proposito il BREF sostiene che *"la fattibilità economica dell'applicazione di un sistema SCR ad una caldaia esistente è principalmente una questione di vita attesa rimanente dell'impianto, che non può essere determinata solamente dalla età dello stesso"* [3].

Sulla base di queste osservazioni pare opportuno valutare il caso di operare delle misure di abbattimento delle emissioni di NO_x sulla turbina a gas TG5, cioè sulla sola sezione di impianto che, nei piani di sviluppo, dovrebbe rimanere in vita per il periodo più lungo. Dalla Tabella 2.3 è facilmente evincibile come, per questo tipo di componente (*"existing gas turbine"*), la MTD assieme al sistema SCR, la cui fattibilità verrà comunque studiata nel seguito, sia la iniezione di acqua o vapore (*water and steam injection*). Alcune note ulteriori su questo argomento sono indicate nel prossimo paragrafo.

Controllo delle emissioni di NO_x in una turbina a gas

Le emissioni di ossidi di azoto NO_x sono comuni a tutti i processi di combustione ad alta temperatura. Le emissioni di NO_x dipendono essenzialmente dalla quantità di ossigeno disponibile per la combustione e dalla temperatura di fiamma alla quale avviene la reazione di combinazione azoto ossigeno (la reazione di formazione degli ossidi di azoto è sempre attiva ma aumenta la sua velocità quando si superano i 1400-1600 °C).

Per questo motivo, al fine di controllarne le emissioni, è necessario:

1. bruciare il combustibile adottando accorgimenti che riducano la temperatura di combustione;
2. effettuare il premiscelamento del combustibile con l'aria comburente a monte della fiamma, in modo da rendere la temperatura di combustione il più uniforme possibile, evitando "punti caldi" con elevata produzione di ossidi di azoto.

L'esigenza di impoverire di aria la miscela alle condizioni di carico di base, avvicinando il punto di funzionamento della camera di combustione ai limiti di stabilità di fiamma, contrasta con l'esigenza di garantire una combustione corretta e stabile, in particolare durante l'avviamento ed ai bassi carichi. È, perciò, necessario regolare accuratamente il combustore, modulando le portate d'aria e di combustibile, in modo da mantenere il rapporto di miscela sempre all'interno della zona di stabilità della fiamma.

Inoltre, è importante evitare il ricorso troppo frequente a condizioni di funzionamento prossime ai minimi tecnici e, nel caso in cui si sia costretti a funzionare in tali condizioni, è conveniente mantenersi intorno a valori di minimo tecnico piuttosto elevati, al fine di contrastare una eccessiva produzione di NO_x (concetto del Carico Minimo Tecnico Ambientale).

L'intervallo di valori di carico all'interno del quale il turbogas riesce a garantire emissioni contenute è, dunque, limitato dalla necessità di mantenere la necessaria stabilità di combustione. Il Carico Minimo Tecnico Ambientale (CMTA) è il carico minimo che il turbogas può sostenere per poter garantire che le emissioni in aria (NO_x) siano tollerabili ed inferiori ai limiti di legge.

Gli ossidi di azoto, prodotti durante la combustione, sono di tre tipi:

- fuel NO_x : dovuti all'azoto contenuto nel combustibile;
- prompt NO_x : derivanti dall'azoto atmosferico e prodotti "all'istante" della combustione;
- thermal NO_x : derivanti dall'azoto atmosferico e dovuti alla temperatura di combustione.

Il parametro che stabilisce il valore degli ossidi emessi è il rapporto tra la portata del combustibile e la portata dell'aria. In genere, si usa il parametro λ che si ottiene dividendo il rapporto stechiometrico combustibile/aria ed il rapporto effettivo combustibile/aria.

Nella Figura 2.1 è mostrato il concetto per cui il valore di λ deve essere mantenuto sufficientemente basso (miscela povera) o particolarmente alto (miscela ricca) per ridurre le emissioni di ossidi di azoto.

Si è già detto che la temperatura in camera di combustione deve essere contenuta per la resistenza dei materiali utilizzati. A questo punto si aggiunge una ulteriore specifica che tende a limitare la temperatura in ingresso alla turbina ed è legata al controllo delle emissioni di NO_x . Le temperature compatibili con i limiti ambientali sono anche comparabili con i limiti di resistenza dei materiali utilizzati.

Se si assume che la temperatura dell'aria all'uscita del compressore sia pari a 400°C , utilizzando come combustibile il metano, la combustione ideale stechiometrica porterebbe i gas combusti ad una temperatura di circa 2400°C , molto al di là dell'attuale tecnologia costruttiva dei turbogas.

Contenere la temperatura a 1300°C richiede 45 kg di aria per 1 kg di metano, contro un rapporto stechiometrico di 17,2 kg di aria per kg di metano (circa $18,5 \text{ m}^3$ di aria per ogni m^3 di metano).

Nelle turbine a gas, infatti, il rapporto di equivalenza (quantità di aria effettiva rispetto a quella stechiometrica) risulta essere compreso tra 2,5 e 3,5 per contenere l'aumento di temperatura nel combustore. Conseguentemente, il tenore di ossigeno presente nei gas

combusti è assai elevato (mediamente intorno al 15% in volume) e rende possibile utilizzare lo scarico di tali gas come comburente in ulteriori processi di combustione.

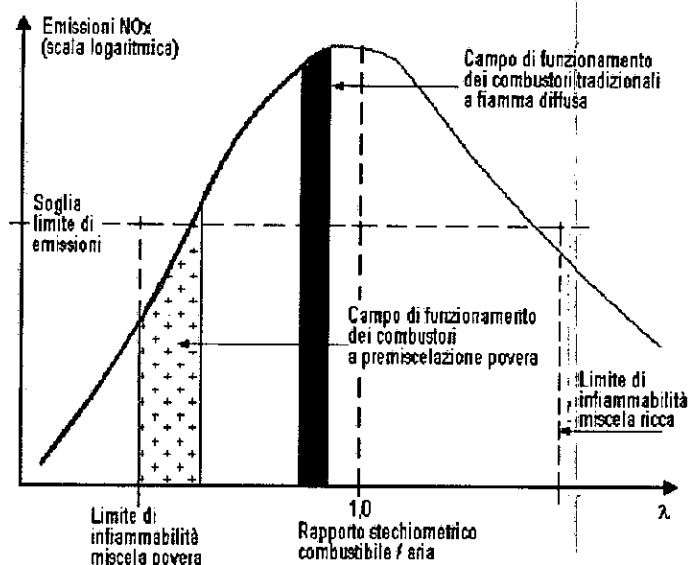


Fig. 2.1 Valori di λ compatibili con i limiti di emissione

Le tecniche usate per diminuire la formazione di NO_x sono basate sui seguenti principi:

- riduzione delle temperature con iniezione di acqua o vapore nel bruciatore (tale metodo si rivela oneroso sia per il costo dei fluidi aggiunti sia per la riduzione del rendimento del ciclo);
- riduzione delle temperature di fiamma a secco con combustione premiscelata o a stadi basata sulla riduzione di ossigeno (miscele ricche di combustibile a disposizione della combustione nella zona ad alta temperatura e successiva post-combustione, a temperature minori, delle miscele formate nella prima zona).

I metodi di riduzione a secco, con fiamme premiscelate e ricche si basano su:

- arricchimento di combustibile nella prima zona di fiamma; in definitiva, si riduce la quantità di ossigeno e si impedisce alla temperatura di superare la soglia dei $1500 \div 1600^\circ\text{C}$;
- completamento della combustione in stadi successivi alla zona primaria; in questo caso, infatti, gli incombusti, prodotti dalla combustione in difetto d'aria nella prima zona, sono bruciati immediatamente a valle con una combustione a bassa temperatura.

Nei sistemi basati sulle fiamme a diffusione, le temperature raggiungono valori superiori a quella di soglia ed il contenuto di ossidi di azoto è relativamente elevato. In questi casi, infatti, combustibile e comburente si miscelano subito in una zona ad eccesso di aria relativamente basso ($\lambda < 1$); nel contempo, l'aria secondaria viene immessa lateralmente e ciò implica che si realizzino ampie zone (con $\lambda > 1,6$) ad elevata temperatura ed alte concentrazioni di ossidi di azoto.

Nei bruciatori a fiamme premiscelate e "ricche", la temperatura è ridotta in quanto la zona centrale della fiamma è alimentata con una miscela aria-combustibile che contiene minori quantità di ossigeno (Vedi Fig. 2.1, zona con $\lambda > 1$). Non si raggiungono, quindi, le temperature che si riscontrano nel bruciatore a diffusione. La fiamma viene, dunque, diluita termicamente, limitando l'eccesso di aria in modo da non superare la soglia di temperatura dove la quantità di ossidi di azoto prodotta è rilevante. La combustione è, poi, completata da combustibile e aria secondaria iniettati in una zona a temperatura minore.

Nei sistemi a fiamma premiscelata "povera", il combustibile viene premiscelato con una quantità di aria in forte eccesso rispetto al valore stechiometrico e immesso nella parte circonferenziale del bruciatore. Anche in questo caso, la temperatura di combustione è ridotta in quanto ci si trova nella parte sinistra della curva di Figura 3.12 (zona con $\lambda < 1$). La stabilità di fiamma viene garantita dalla presenza di una fiamma pilota a diffusione nella parte centrale del bruciatore. Questi principi sono utilizzati nei sistemi cosiddetti Dry Low NOX (DLN), rappresentati schematicamente in Fig. 2.2.

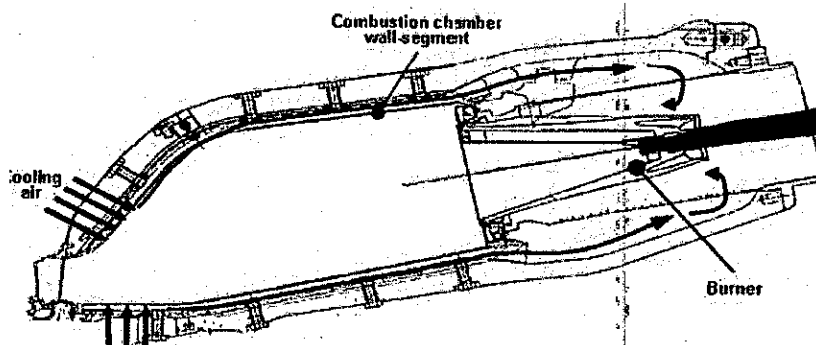


Fig. 2.2 Rappresentazione schematica di un sistema Dry Low NOX

L'immissione del vapore nel turbogas ed i sistemi DLN sono sistemi consigliati in entrambi i documenti BREF e LGMTD.

Relativamente alle nuove turbine in BREF si consiglia l'utilizzo dei sistemi DLN mentre per quanto riguarda le turbine già installate, se non è possibile il passaggio alla tecnologia DLN, è ammesso, sulla base di quanto riportato in BREF, utilizzare come MTD, la riduzione delle temperature con iniezione di acqua o vapore nel bruciatore.

Nel caso in esame, trattandosi di una turbina a gas costruita nel 1993 è consigliata la riduzione delle temperature con iniezione di acqua o vapore nel bruciatore.

Controllo delle emissioni di NO_x mediante SCR

L'utilizzazione di un impianto del tipo SCR è una misura secondaria per la riduzione di NO_x, cioè un'azione che non previene la produzione di NO_x nella fase di combustione (misura primaria), ma che mira a ridurre gli NO_x già formati in caldaia. Questa misura, pertanto, può essere utilizzata indipendentemente o in associazione con le tecniche primarie di controllo delle emissioni.

Il principio base di funzionamento è l'iniezione di ammoniaca, urea o altri composti che, in presenza di un opportuno catalizzatore, reagiscono con gli NO_x portando alla formazione di azoto molecolare. Il processo di riduzione catalitica selettiva si basa sulla iniezione del reagente a monte del catalizzatore. La riduzione degli NO_x ha luogo sulla superficie del catalizzatore a temperature che generalmente sono comprese tra 320 e 420 °C.

I reagenti utilizzati sono ammoniaca o urea. L'urea solitamente viene conservata in granuli, per poi essere disciolta in acqua e inviata ad un idrolizzatore per produrre ammoniaca gassosa. Solitamente è preferito l'utilizzo dell'ammoniaca a quello di altri agenti riducenti, per via del più basso costo dell'ammoniaca liquida e, quindi, dei minori costi di esercizio. Tuttavia, per via delle sue proprietà, l'ammoniaca liquida richiede maggiore attenzione per la sua movimentazione rispetto alla soluzione acquosa di ammoniaca che è relativamente inerte e viene utilizzata in presenza di particolari problemi di sicurezza (vicinanza con centri abitati o a riserve idriche e corsi d'acqua).

L'ammoniaca liquefatta, per poter essere utilizzata, viene riscaldata in un evaporatore tramite vapore, acqua calda o energia elettrica. L'ammoniaca gassosa viene quindi miscelata con aria calda e iniettata nei fumi. Un sistema di ugelli permette di ottenere una miscelazione omogenea dell'ammoniaca con i fumi, ma per migliorare ulteriormente la miscelazione nei condotti fumi è possibile installare un miscelatore statico.

Ottenere un rapporto ammoniaca/ NO_x ottimale nei fumi è importante per avere una alta efficienza di abbattimento degli NO_x e per minimizzare la fuga di ammoniaca (*ammonia slip*).

I catalizzatori possono avere diverse forme, materiali e diametri dei canali. Le scelte sono effettuate in funzione della concentrazione e delle caratteristiche delle polveri nei fumi e della perdita di carico ammissibile. Il volume di catalizzatore dipende dalle caratteristiche dello stesso (ad es. dalla sua attività), e dalle condizioni operative (efficienza di abbattimento richiesta, composizione e temperatura dei fumi, presenza di veleni per il catalizzatore). Secondo i documenti BREF e LGMTD le stime attuali di vita dei catalizzatori vanno da 6 – 10 anni per le unità a carbone a 8 – 12 anni per le unità ad olio e gas.

Per quanto riguarda la configurazione impiantistica, un sistema SCR può solitamente essere disposto secondo tre configurazioni: *high-dust*, *low-dust*, *tail-end*.

La configurazione *high-dust*, vedi Fig. 2.3, è forse la configurazione più comune. Essa prevede la disposizione dell'impianto SCR subito a valle del combustore e permette quindi di trattare i fumi alla temperatura di uscita (300 - 430 °C) senza bisogno di preriscaldamento. Questa configurazione, pur avendo il problema di una maggiore aggressione chimica del catalizzatore, è quella caratterizzata dai costi iniziali più bassi e da minori costi operativi.

Il principale svantaggio della configurazione *high-dust* è che il sistema SCR deve essere montato in modo da essere affiancato al combustore. Pertanto, solitamente, per mancanza di spazi questa configurazione è inadatta al *retrofit* su impianti già esistenti.

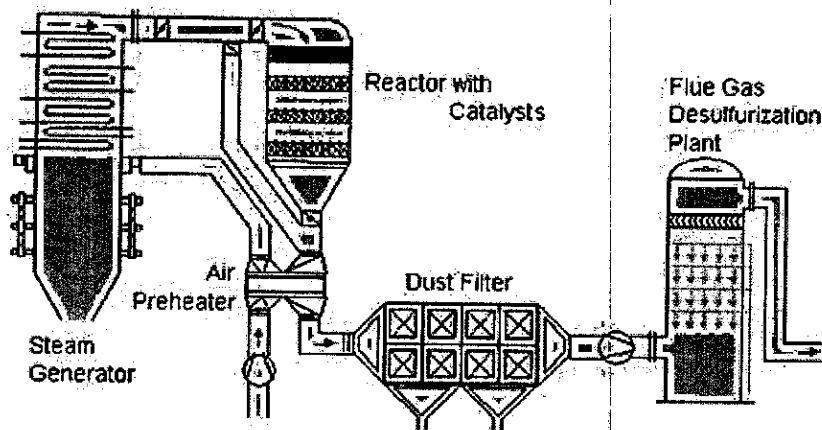


Fig. 2.3 Configurazione *high-dust* di un impianto SCR

Con una configurazione *low-dust* l'impianto SCR è collocato subito a valle di un precipitatore elettrostatico. Questa soluzione permette di salvaguardare maggiormente la vita del catalizzatore ma è solitamente sconsigliata per il retrofit [4], come nel caso in esame. I costi sono maggiori per via della necessità di installare un elettrofiltro ad alta temperatura o di preriscaldare i fumi.

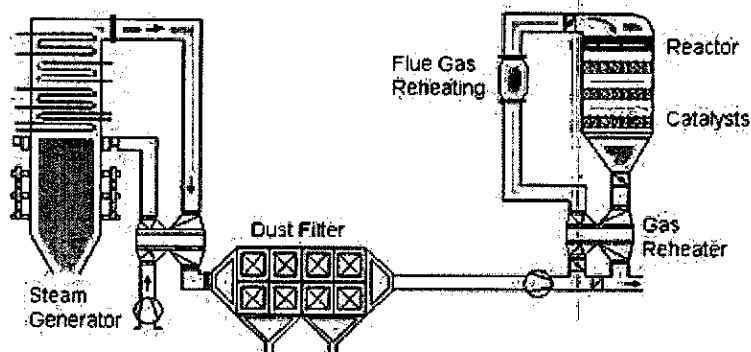


Fig. 2.4 Configurazione *low-dust* di un impianto SCR

La configurazione *tail-end* è la più utilizzata per il retrofit di impianti esistenti. In questa configurazione l'impianto SCR è montato a valle di tutti i sistemi di trattamento dei fumi e può essere installato subito a monte del camino. Questa configurazione consente di utilizzare un catalizzatore di dimensioni più ridotte, ma richiede che i fumi siano riscaldati da appositi bruciatori a gas prima dell'ingresso fino alla temperatura che consente al catalizzatore di funzionare correttamente, incrementando così i costi di esercizio e riducendo il vantaggio ambientale.

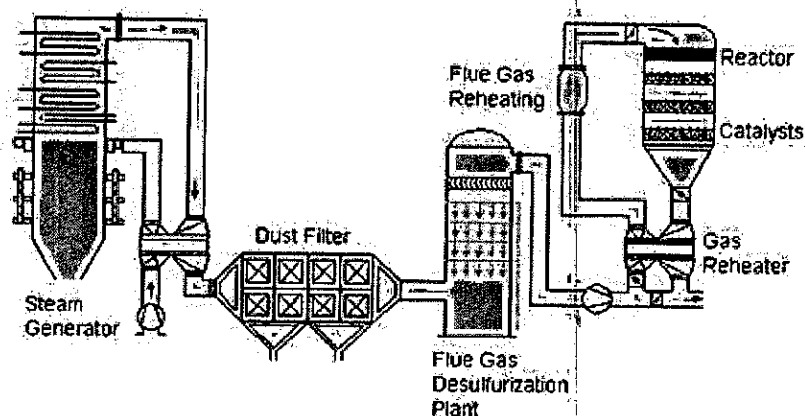


Fig. 2.5 Configurazione *tail-end* di un impianto SCR

BREF e LGMTD forniscono delle indicazioni di massima sui costi di un impianto SCR. Ovviamente questi costi sono puramente indicativi poiché il costo del sistema SCR dovrebbe essere valutato sulla base delle specifiche esigenze impiantistiche. La Fig. 2.6 fornisce un'idea del *range* di variazione del costo di un impianto SCR in funzione della potenza elettrica installata e della configurazione impiantistica prescelta. In generale è consigliato utilizzare un fattore incrementale del 20-35% per considerare i costi aggiuntivi dovuti al retrofit dell'impianto [3].

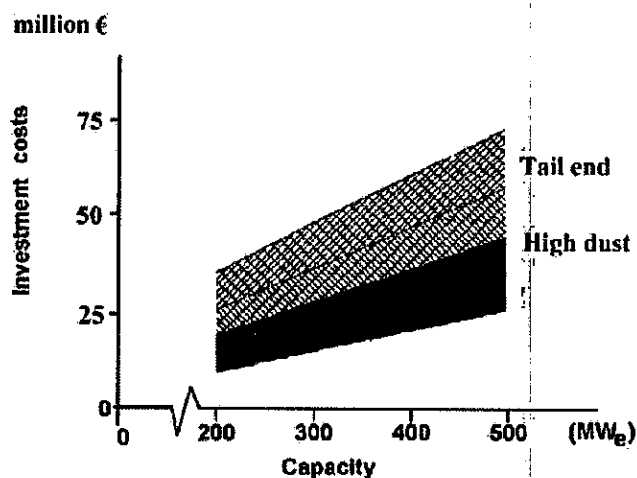


Fig. 2.6 Costo di un sistema SCR in funzione della potenza elettrica installata [3]

Misure per il controllo combinato delle emissioni di SO_x e NO_x

Esistono dei processi combinati di rimozione di SO₂ e NO_x, sviluppati per rimpiazzare i processi convenzionali di tipo FGD/SCR. Benché potenzialmente applicabili queste tecniche sono state sviluppate a scopo dimostrativo per un numero molto ridotto di casi [3] e non hanno ancora trovato applicazioni commerciali per via dell'alto costo.

Di queste tecnologie se ne fa menzione in questa relazione per la sola esigenza di esaustività. Trattandosi di tecnologie sperimentali, o comunque non consolidate, e per via

degli elevati costi e dei tempi notevolmente più lunghi di progettazione, queste tecnologie risultano essere inapplicabili al caso dell'impianto Enipower, anche in considerazione della tempistica indicata dalle prescrizioni della Commissione Istruttoria IPPC (12 mesi).

Inoltre, secondo le LGMTD questo *"processo è particolarmente adatto ad unità che utilizzano combustibile ad alto tenore di zolfo"* [4], mentre nello Stabilimento è già in uso dell'olio combustibile a basso tenore di zolfo.

3. Raccolta dati

Nel seguito si riportano i dati raccolti necessari per l'individuazione dei principali parametri energetici ed economici.

Descrizione delle principali unità di impianto

La centrale termoelettrica di Enipower è costituita da 3 generatori di vapore a fuoco diretto, da 4 turboalternatori a vapore e da un turbogas-alternatore con caldaia a recupero e post combustione. La centrale è finalizzata a produrre il vapore necessario per i processi produttivi della raffineria di Taranto e alla produzione di energia elettrica.

I principali dati sulle unità di impianto sono stati desunti da [2] e raccolti nelle Tabelle 3.1, 3.2 e 3.3.

Nome unità	Produzione vapore [t/h]	Temperatura [°C]	Pressione [bar]	Potenza termica [MW _t]
Caldaia F 7501 B	70	482	63,5	65,6
Caldaia F 7501 C	70	482	63,5	65,6
Caldaia F 7502	140	482	62,3	131,2

Tabella 3.1. Caratteristiche tecniche delle caldaie

Nome unità	Potenza elettrica [MW _e]	Velocità [giri/min]
Turbina P 7515 A	10	3000
Turbina P 7515 B	10	3000
Turbina P 7515 C	10	3000
Turbina P 7515 D	8	1500
Turbina TG 7501-G5	41	5100

Tabella 3.2. Caratteristiche tecniche delle turbine

Nome	Produzione vapore [t/h]	Temperatura [°C]	Pressione [bar]	Potenza termica [MW _t]
Caldaia F 7503	60	475	62,0	recupero
Post combustione	25	475	63,5	22,0
	12	250	20,3	recupero

Tabella 3.3. Caratteristiche tecniche della caldaia a recupero

Tutte le caldaie sono alimentate a olio combustibile o a fuel-gas (gas di raffineria). Attualmente, la caldaia 7501B è ferma, mentre tutte le altre sono operative.

La turbina a gas P7501-TG5 ha una potenza termica di 123 MW_t.

La caldaia a recupero ha una configurazione a due livelli di pressione ed è dotata di bruciatori di post-combustione per aumentare la produzione fino ai valori di progetto. La post-combustione è alimentata con fuel-gas.

Sulla di questi dati, e considerando che la caldaia 7501B è ferma, è possibile valutare la totale potenza termica dell'impianto in 341.8 MW_t. Questo valore verrà utilizzato come parametro di dimensionamento negli studi di fattibilità.

Produzione di energia primaria ed emissioni

Per la individuazione di alcuni importanti parametri di progetto si è fatto riferimento ai documenti [6] e [7] che raccolgono i principali dati sulla produzione di energia primaria, sul consumo di combustibile e sulle emissioni a consuntivo di SO₂ e NO_x per l'anno 2009, scelto come anno di riferimento per lo studio.

Le Tabelle 3.4 e 3.5 contengono una sintesi dei principali dati relativi al consumo di combustibile e alla produzione di energia primaria. Dal rapporto tra energia consumata e consumo di combustibile è stato ricavato un valore medio del calore specifico dei combustibili utilizzati che verrà utilizzato come parametro di progetto (Tabella 3.6).

Utilizzando i suddetti valori di calore specifico e considerando che l'olio combustibile è stato bruciato nelle sole caldaie, è stata valutata la quantità di energia primaria prodotta per combustibile e per impianto (Tabella 3.7).

Combustibile	Consumo [kg]
Olio combustibile	39.449.038
Fuel-gas (caldaie)	30.235.167
Fuel-gas (turbina)	54.523.116
Fuel-gas (totale)	84.758.283

Tabella 3.4. Totale di combustibili bruciati nell'anno 2009.

Combustibile	Energia [MWh]
Olio combustibile	451.414
Fuel-gas	1.088.750

Tabella 3.5. Produzione di energia primaria nell'anno 2009.

Combustibile	Calore specifico medio [kcal/kg]
Olio combustibile	9.833
Fuel-gas	11.045

Tabella 3.6. Valori medi di calore specifico per combustibile (anno 2009).

Combustibile	Energia primaria [TJ]
Olio combustibile (caldaie)	1.623,8
Fuel-gas (caldaie)	1.379,9
Fuel-gas (turbogas)	2.520,8
Fuel-gas (totale)	3.918,7

Tabella 3.7. Suddivisione dell'energia primaria prodotta nell'anno 2009.

Il totale delle emissioni per l'anno 2009, suddiviso per impianto e per inquinante, è stato riportato in Tabella 3.8. Nelle tabelle successive sono stati riportati i volumi totali di fumo sviluppati e le concentrazioni medie degli inquinanti al camino.

Nelle Tabelle 3.8 e 3.10 è stato inoltre riportato il valore massimo prescritto secondo la Commissione istruttoria per l'autorizzazione integrata ambientale (AIA) IPPC. Il raffronto di questi valore limite con le emissioni e le concentrazione nei fumi mostra come, per entrambi SO₂ e NO_x, i valori attuali siano ampiamente inferiori ai valori limite prescritti.

Unità di produzione	SO ₂ [ton]	NO _x [ton]
Caldaje	712,6	326,3
Turbina a gas	7,6	170,6
Totale	720,2	496,9
Valore limite prescritto	1420	1000

Tabella 3.8. Emissioni totali al camino nell'anno 2009.

Unità di produzione	Volume dei fumi [kNm ³]
Caldaje	2.553.776
Turbina a gas	2.031.171
Totale	4.584.947

Tabella 3.9. Volume dei fumi al camino nell'anno 2009.

Concentrazioni	SO ₂ [mg/Nm ³]	NO _x [mg/Nm ³]
Media annua al camino	157,2	108,4
Valore limite prescritto	300,0	175,0

Tabella 3.10. Concentrazioni medie al camino nell'anno 2009.

Tecnologie per l'abbattimento delle emissioni

Per la valutazione di costi e benefici dei sistemi di abbattimento delle emissioni è stato scelto il database di dati contenuto nel pacchetto software GEMIS ver. 4.6 [8]. Il software GEMIS (Global Emission Model for Integrated Systems) è uno strumento per l'analisi comparativa degli impatti ambientali dei sistemi energetici ed è frutto di una ricerca, ormai più che ventennale, operata da parte di alcuni Istituti di ricerca, finanziata e sponsorizzata dal Ministero della Ricerca tedesco, dal Ministero dell'Ambiente di Assia (Germania), il Department of Energy (DOE) degli Stati Uniti e la World Bank. Il software, oltre ad alcuni moduli per la valutazione del Life Cycle Assessment di alcuni cicli produttivi energetici, contiene un ampio database di modelli economici ed energetici di impianti, processi e prodotti.

Il database contenuto in GEMIS, costruito per mezzo della collaborazione di numerosi centri di ricerca internazionale, consente di individuare alcuni parametri tecnico-economici indispensabili all'analisi costi/benefici. Tra questi, ad esempio, è contenuta una valorizzazione dell'impatto ambientale delle emissioni che permette di quantificare, e quindi di portare in conto nell'analisi costi/benefici, i reali vantaggi ottenibili mediante la realizzazione delle scelte impiantistiche relative alla riduzione di NO_x e SO_x. Questa

operazione si traduce in termini più rigorosi nella internalizzazione delle esternalità ambientali.

In Tabella 3.11 è stato indicato il valore economico del risparmio di un chilogrammo di gas emesso. Questi valori, a parte il caso della CO₂ per la quale esiste un vero e proprio prezzo di mercato, rappresentano il costo medio di eventuali altre azioni che possano compensare l'impatto della emissione e danno, quindi, un'idea della commisurazione ideale tra la spesa e il danno evitato.

Inquinante	Costo evitato [€/kg]
CO ₂	0,020
SO ₂	0,565
NO _x	1,025
PM	1,000

Tabella 3.11. Costi evitati per chilogrammo di gas non emesso.

La Tabella 3.12 riporta i principali dati tecnici relativi ad un impianto DeNO_x del tipo SCR (Selective Catalytic Reduction) e SNCR (Selective Non Catalytic Reduction) di grande taglia. I costi di investimento e i costi fissi sono rapportati alla taglia termica dell'impianto secondo quanto specificato in [9]. I costi variabili sono invece funzione della quantità di energia prodotta (e quindi di volumi di gas prodotti) e sono direttamente imputabili per esempio ai consumi di ammoniaca o di energia necessari per le reazioni di fissaggio dell'NO_x.

Tecnologia DeNO _x	SCR	SNCR
Rendimento [%]	75	50
Costo investimento [€/MW _t]	15.510,0	3.016,0
Costi fissi (annui) [€/MW _t]	775,6	172,3
Costi variabili [€/TJ]	95,7	167,6

Tabella 3.12. Parametri tecnico/economici di un impianto DeNO_x di grande taglia.

La Tabella 3.13 riporta i principali dati tecnici relativi ad un impianto DeSO_x-FGD di grande taglia (dai 300 ai 30.000 MW). I costi di investimento e i costi fissi sono rapportati alla taglia termica dell'impianto secondo quanto specificato in [9]. I costi variabili sono invece funzione della quantità di energia prodotta (e quindi di volumi di gas prodotti) e sono direttamente imputabili per esempio ai consumi di calcare/gesso o di energia necessari per il processo di desolfurazione.

Tecnologia DeSO _x	FGD wet scrubber	FGD dry absorbent	FGD spray dryer
Rendimento [%]	90	50	85
Costo investimento [€/MW _t]	62.044	33.607	47.395
Costi fissi (annui) [€/MW _t]	5.170	3.188	10.772
Costi variabili [€/TJ]	311,2	383,0	359,1

Tabella 3.13. Parametri tecnico/economici di un impianto DeSO_x-FGD di grande taglia.

4. Analisi costi-benefici

Nel seguito si riporta una analisi costi-benefici (CBA) relativa alle principali MTD individuate nella Sezione 2. L'analisi costi-benefici è uno strumento indispensabile per gli studi di fattibilità ed è in particolar modo indispensabile per valutare la fattibilità di investimenti i cui impatti non ricadono solamente sull'investitore ma in maniera più o meno o diretta sulla società, sull'ambiente e sull'economia.

In particolare, la metodologia CBA permette di dare un valore a fattori esterni e circostanze indirette e di portarli sullo stesso piano di confronto degli impatti di mercato e finanziari. In particolare nel caso delle esternalità ambientali, come ad esempio le emissioni di inquinanti in aria, la CBA permette di "internalizzare" le esternalità, e cioè di assegnare ad esse un valore in denaro. Mediante questa internalizzazione il danno creato (o evitato) può essere confrontato con il guadagno (o la spesa) attesa.

Questa metodologia è prevista dalle LGMTD ed è comunemente adottata (ad esempio in ambito di pianificazione e progettazione degli interventi di sviluppo Europei [10]).

I principali indici di redditività sociale degli investimenti previsti secondo [10] e adottati nel seguente studio sono:

- ENPV (*economical net present value*): rappresenta il valore cumulativo di costi e benefici economici al termine dell'orizzonte temporale in esame; è calcolato utilizzando un tasso di sconto sociale (SDR o *social discount rate*) ed è l'equivalente del VAN (valore attuale netto) nelle analisi finanziarie;
- ERR (*economical internal rate of return*): è il tasso di sconto sociale (SDR) da utilizzare per ottenere un valore di ENPV nullo; è l'equivalente economico del TIR (Tasso Interno di Rendimento) nelle analisi finanziarie;
- B/C (*benefic/cost ratio*): è il rapporto tra il totale dei costi e dei benefici attualizzati.

Questi stessi indici verranno adottati in questo studio per la valutazione della sostenibilità economica-ambientale delle soluzioni individuate precedentemente. Per tutte le MTD verrà pertanto fornita una stima della effettiva redditività delle misure intraprese.

Il tasso SDR utilizzato per tutte le valutazioni è fissato al 3.3% come calcolato in [10] per l'Italia mediante il metodo STPR (*social time preference rate*).

Poiché si tratta di investimenti non indirizzati alla generazione di reddito, ma solamente destinati a produrre dei vantaggi ambientali, è da attendersi che in molti casi il valore del ERR non sia determinabile.

Nella definizione dei costi e dei benefici, una nota importante riguarda la riduzione delle esternalità ambientali e cioè delle emissioni in aria. La riduzione delle emissioni, infatti, non produce solamente un beneficio per l'ambiente, ma può anche produrre un risparmio per l'investitore dovuto a minore tasse sulle emissioni. A tal proposito la guida [10] è chiara nello stabilire che, in genere, le tasse non vanno introdotte nella CBA poiché esse si traducono contemporaneamente in un costo per chi viene tassato ma in un beneficio ugualmente proporzionato per la società. L'unica eccezione è data dalle tasse che vengono applicate per ripagare un eventuale danno ambientale. Ma, come chiarito in [10], se il danno ambientale è già portato in conto mediante una metodologia di "internalizzazione" delle esternalità, si

dovrà evitare un doppio conteggio, e quindi le tasse ambientali dovranno essere tenute fuori dalla CBA.

In questo studio il risparmio sulle tasse ambientali non sarà conteggiato, poiché si terrà conto del valore diretto del danno ambientale evitato. Poiché il valore attribuito al danno ambientale è di gran lunga superiore al valore della tassa ad esso associata, questa scelta permette di operare a vantaggio di sicurezza.

Desolforizzazione con impianto DESOx – FGD

I tempi necessari per la realizzazione di un impianto di questo tipo sono stimati in almeno 24 mesi. La realizzazione delle opere, infatti, richiederebbe circa 4 mesi per la gestione del bando di gara europeo, 4 mesi per l'espletamento della gara, 4-6 mesi per la progettazione, 6-12 mesi per la fornitura (difficile fare una previsione realistica poiché dipendente dalle condizioni di mercato e trattandosi, peraltro, di una produzione specialistica da eseguirsi su commessa), 3-6 mesi per il montaggio e la messa in esercizio.

Di seguito sono indicati i principali dati che verranno utilizzati per l'analisi costi benefici di un impianto DESOx con le tecnologie individuate precedentemente.

Taglia [MW]	218,8
Durata impianto [anni]	20
Costo impianto [€]	13.575.000
Costo fermata stabilimento [€]	20.000.000
Costi fissi [€/anno]	1.131.000
Costi variabili [€/anno]	940.000
Costi totali [€/anno]	2.072.000
Risparmio atteso SOx [ton/anno]	641
Danno evitato [€/anno]	366.000

Tabella 4.1. FGD wet scrubber – dati di ingresso analisi CBA.

ENPV [€]	-58.060.000
ERR [%]	N/D
B/C ratio [p.u.]	0,082

Tabella 4.2. FGD wet scrubber – risultati della analisi CBA.

Il costo da sostenere per la fermata dell'impianto durante i lavori di montaggio è prudentemente quantificabile in circa 20 Milioni di euro, contando circa un mese di fermata totale per i lavori sulle sezioni adduttrici al camino, e due mesi di fermata parziale per i lavori sui singoli impianti. È comunque estremamente probabile che i tempi siano superiori, anche in considerazione delle condizioni di lavoro che devono fare i conti con norme di sicurezza e lavori da effettuare in aree classificate a rischio di esplosione per le quali risulta inaccettabile dal punto di vista della sicurezza sul lavoro prevedere la contemporanea esecuzione di lavori.

Il costo della fermata è stato quantificato considerando che la fermata degli impianti della Centrale Termoelettrica comporta, non solo una mancata produzione di energia elettrica scambiata in rete, ma anche la mancata produzione del vapore necessario per i processi produttivi della Raffineria. Il costo di una fermata della durata di un mese del complesso delle

attività produttive presenti nello Stabilimento di Taranto è stato stimato mediamente in 10 Milioni di Euro.

Le Tabelle 4.1 e 4.2 mostrano i risultati della analisi CBA per un impianto DESOx del tipo *wet scrubber*. Questo tipo di tecnologia garantisce la maggiore efficienza in termini di desolforizzazione (circa il 90%) ma è caratterizzato dai costi di investimento più elevati.

Taglia [MW _i]	218,8
Durata impianto [anni]	20
Costo impianto [€]	7.353.000
Costo fermata stabilimento [€]	20.000.000
Costi fissi [€/anno]	479.000
Costi variabili [€/anno]	1.157.000
Costi totali [€/anno]	1.636.000
Risparmio atteso SO _x [ton/anno]	356
Danno evitato [€/anno]	201.000

Tabella 4.3. FGD dry absorbent – dati di ingresso analisi CBA.

ENPV [€]	-47.906.000
ERR [%]	N/D
B/C ratio [p.u.]	0,057

Tabella 4.4. FGD dry absorbent – risultati della analisi CBA.

Le Tabelle 4.3 e 4.4 mostrano i risultati della analisi CBA per un impianto DESOx del tipo a secco *dry absorbent*. Questo tipo di tecnologia è caratterizzata dai costi di investimento più bassi ma ha la minore efficienza in termini di desolforizzazione (circa il 50%).

Taglia [MW _i]	218,8
Durata impianto [anni]	20
Costo impianto [€]	10.370.000
Costo fermata stabilimento [€]	20.000.000
Costi fissi [€/anno]	2.357.000
Costi variabili [€/anno]	1.085.000
Costi totali [€/anno]	3.442.000
Risparmio atteso SO _x [ton/anno]	606
Danno evitato [€/anno]	342.000

Tabella 4.5. FGD spray dryer – dati di ingresso analisi CBA.

ENPV [€]	-74.776.000
ERR [%]	N/D
B/C ratio [p.u.]	0,062

Tabella 4.6. FGD spray dryer – risultati della analisi CBA.

Le Tabelle 4.5 e 4.6 mostrano i risultati della analisi CBA per un impianto DESOx del tipo a secco *spray dryer*. Questo tipo di tecnologia è caratterizzata dai costi di investimento e di esercizio più elevati.

In generale l'analisi costi benefici per gli impianti FGD rivela come i vantaggi quantificati in emissioni risparmiate non riescono, non solo a compensare l'investimento iniziale, ma neanche a bilanciare i costi fissi e variabili annui dovuti all'esercizio dell'impianto.

In tutti i tre casi esaminati gli indici di efficienza economica non sono soddisfacenti. Il rapporto B/C, che idealmente dovrebbe essere superiore all'unità, non raggiunge in nessun caso il 10%, indicando come la spesa non sia commisurata ai vantaggi ambientali ottenuti (la spesa è 10-15 volte più elevata del vantaggio ottenuto).

L'analisi fin qui svolta mostra come dal punto di vista economico/ambientale l'investimento per un impianto di desolforizzazione FGD non sia sostenibile.

In aggiunta, lo studio di fattibilità per un impianto di tale rilevanza economica non può prescindere da considerazioni legate alla evoluzione attesa dello stabilimento.

Nei piani di sviluppo Enipower dello stabilimento di Taranto è prevista l'installazione di nuove turbine a gas con due caldaie a recupero (ciclo combinato) e una turbina a vapore, e la dismissione della maggior parte delle vecchie caldaie. Nel corso dei prossimi anni è anche previsto l'allacciamento dello stabilimento alla rete di trasporto del gas metano.

In seguito a questi cambiamenti le emissioni di SO_x della centrale di Taranto saranno drasticamente ridotte per via dell'abbandono della combustione di olio combustibile. In uno scenario di questo tipo un impianto FGD per la desolforazione avrebbe scarsissima, o nessuna, utilità.

Nel caso del *wet scrubber* che è caratterizzato dall'indice B/C più alto, in caso di costruzione del nuovo impianto al 2014, il B/C si ridurrebbe a circa lo 0,02 (cioè si è speso circa 50 volte di più di quanto si sia ottenuto). Una ovvia analisi di rischio su questa opzione scoraggia dal proseguire in questa direzione.

In questo contesto, la rapida obsolescenza attesa di un impianto di desolforizzazione rende pertanto necessario che si verifichi la possibilità di misure di abbattimento meno onerose dal punto di vista economico.

Desolforizzazione mediante *fuel-switch*

L'analisi CBA si riferisce alla possibilità di incremento della quantità di fuel gas bruciato nelle caldaie a discapito dell'uso di olio combustibile.

Questa misura di contenimento delle emissioni è la migliore scelta individuata nei documenti BREF e LGMTD per le caldaie alimentate ad olio combustibile, assieme alla misura di adozione di olio combustibile a basso tenore di zolfo, già attuata nello Stabilimento.

Si è ipotizzato, sulla base delle disponibilità medie di fuel gas di raffineria, che si possa produrre il 70% dell'energia primaria prodotta in caldaia con fuel gas. Attualmente, questo valore è vicino al 50% (46% nel caso particolare dell'anno 2009).

Sulla base di questo rapporto è stata ricalcolata la quantità di fuel gas e olio combustibile necessaria per ottenere la stessa energia primaria prodotta nell'anno 2009 (v. Tabella 4.7). Ovviamente, l'adozione di questa misura comporterà un costo dovuto all'incremento dei consumi di fuel gas e un ricavo dovuto alla diminuzione del consumo di olio combustibile. Queste due voci sono rappresentate in Tabella 4.7.

Il costo unitario del fuel gas è stato stimato in 460 €/t, cioè il prezzo di vendita medio del fuel gas prodotto dalla Raffineria di Taranto verso la divisione Gas & Power di Eni. Il costo dell'olio combustibile a basso tenore di zolfo è stato fissato a 330 €/t secondo le quotazioni recenti di Platt's [11].

Un parametro sensibile di questa analisi è dato dall'orizzonte temporale su cui proiettare i risultati della valutazione economica. Al contrario delle misure precedentemente analizzate (FGD), questa misura non comporta degli investimenti all'anno zero per la costruzione di nuovi impianti. Inoltre, non essendoci un costo di investimento iniziale da ammortare lungo la vita utile dell'impianto, il rapporto B/C rimane costante nel tempo. Si è scelto pertanto di utilizzare il 2014, l'anno nel quale si attende la dismissione delle caldaie ad olio combustibile, come anno per la valutazione dell'ENPV.

Consumo atteso di fuel gas [kg]	45.749.000
Consumo atteso di olio combustibile [kg]	22.023.000
Costo fuel gas annuo [€]	-7.136.000
Risparmio di olio combustibile annuo [€]	5.750.000
Emissioni risparmiate [t]	315
Danno evitato	178.000
ENPV [€]	-5.467.000
ERR [%]	N/D
B/C ratio [p.u.]	0,128

Tabella 4.7. Fuel switch – risultati della analisi CBA.

La Tabella 4.7 mostra i principali risultati dell'analisi CBA compiuta per questa misura.

Anche in questo caso la spesa attesa non è commisurata al vantaggio ambientale atteso, ma l'ENPV è comunque notevolmente superiore rispetto al caso dei sistemi FGD, e anche l'indice B/C è superiore rispetto alle soluzioni FGD. Questa misura ha il vantaggio di non prevedere la costruzione di nuovi impianti destinati alla rapida obsolescenza e quindi a produrre inutili costi non recuperabili.

Sulla base delle valutazioni economiche e della pianificazione dello sviluppo dello Stabilimento, questa misura è la MTD per il raggiungimento di ulteriori prestazioni emissive di SO_x nello Stabilimento di Taranto.

Denitrificazione mediante impianto DENOX – SCR

L'analisi costi benefici per un impianto DENOX è stata operata considerando tecnologia SCR. Secondo le Linee Guida [6], infatti, la tecnologia SNCR non è idonea ad impianti con turbine a gas. Inoltre un impianto SNCR è caratterizzato da minori rendimenti ed ha temperature di lavoro tali da richiedere ulteriore energia per il riscaldamento dei fumi, riducendo i vantaggi ambientali e incrementando i costi variabili di esercizio.

Di seguito sono indicati i principali dati che verranno utilizzati per l'analisi costi benefici di un impianto di riduzione catalitica SCR. La durata media dell'investimento è stata desunta dalle indicazioni contenute in [4].

Sulla base di quanto riportato in [3] e [4], il costo capitale dell'impianto è stato maggiorato considerando l'esigenza di operare un *retrofit* sugli impianti esistenti. BREF e LGMTD indicano un costo aggiuntivo, dovuto ad interventi per migliorare le prestazioni dei ventilatori, interventi sui condotti, sulle opere civili e sulle strutture, quantificabile nel 20-35% del costo totale dell'impianto. Nell'analisi economica si è scelto di considerare per questo valore il minimo indicato dalle linee guida e quindi di maggiorare il costo capitale del solo 20%.

I tempi necessari per la realizzazione di un impianto di questo tipo sono stimati in almeno 24 mesi. La realizzazione delle opere, infatti, richiederebbe circa 4 mesi per la gestione del bando di gara europeo, 4 mesi per l'espletamento della gara, 4-6 mesi per la progettazione, 6-12 mesi per la fornitura (difficile fare una previsione realistica poiché dipendente dalle condizioni di mercato e trattandosi, peraltro, di una produzione specialistica da eseguirsi su commessa), 4-6 mesi per il montaggio e la messa in esercizio.

Il costo da sostenere per la fermata dell'impianto durante i lavori di montaggio è quantificabile in circa 25 Milioni di euro, contando circa un mese di fermata totale per i lavori sulle sezioni adduttrici al camino, e tre mesi di fermata parziale per i lavori sui singoli impianti e sul turbogas.

Taglia [MW _e]	341,8
Durata impianto [anni]	10
Costo impianto [€]	6.362.000
Costo fermata stabilimento [€]	25.000.000
Costi fissi [€/anno]	265.000
Costi variabili [€/anno]	531.000
Costi totali [€/anno]	796.000
Risparmio atteso NO _x [ton/anno]	373
Danno evitato [€/anno]	382.000

Tabella 4.8. Impianto SCR – dati di ingresso analisi CBA.

L'analisi costi benefici a 10 anni (v. tabella 4.9) mostra come i vantaggi quantificati in emissioni risparmiate non riescono, non solo a compensare l'investimento iniziale, ma neanche a bilanciare i costi fissi e variabili annui dovuti all'esercizio dell'impianto.

ENPV [€]	-34.818.000
ERR [%]	N/D
B/C ratio [p.u.]	0,084

Tabella 4.9. FGD spray dryer – risultati della analisi CBA.

L'analisi fin qui svolta mostra come dal punto di vista economico/ambientale questo investimento non sia sostenibile.

Anche in questo caso, così come osservato per i sistemi FGD, è opportuno analizzare l'opportunità dell'investimento sulla base dei piani di sviluppo dello Stabilimento e quindi sulla vita attesa degli impianti in esso presenti. Questo principio è richiamato direttamente dalle BREF che, a questo proposito, riportano: *“la fattibilità economica dell'applicazione di un sistema SCR ad una caldaia esistente è principalmente una questione di vita attesa rimanente dell'impianto, che non può essere determinata solamente dalla età dello stesso”* [3].

Sulla base di queste osservazioni si è valutato che, nel caso in cui i piani di ammodernamento dello Stabilimento, vengano realizzati per l'anno 2014, il rapporto benefici-costi B/C scenderebbe allo 0,02 circa. In un tale caso, in termini economico-ambientali, si sarebbe pertanto speso circa 50 volte di più del vantaggio ottenuto. L'impianto SCR, infatti, raggiungerebbe presto l'obsolescenza o comunque sarebbe di gran lunga

sovradimensionato per il solo turbogas. Un retrofit dell'SCR per un utilizzo con i nuovi CCGT sarebbe con buona probabilità impossibile per via delle dimensioni del catalizzatore

Denitrificazione mediante *steam injection*

Questa misura è una delle MTD individuate per le turbine a gas già esistenti. Il vantaggio dell'adozione di questa misura è che, innanzitutto, verrebbe adottata sull'unico componente dell'impianto che è destinato ad avere un impiego continuato anche in seguito agli interventi di sviluppo programmati dello Stabilimento.

Inoltre, il sistema di *steam injection* è già allacciato alla turbina ed è già stato testato per incrementare il rapporto vapore/combustibile rispetto al valore attualmente in uso (circa 1,2 kg/kg). Questo significa che un eventuale incremento del rapporto V/C può essere messo in atto celermente, senza ulteriori investimenti e ritardi.

Attualmente il rapporto V/C utilizzato consente di ottenere in media una concentrazione di NO_x di circa 80-100 mg/m³ (calcolati per una potenza elettrica in uscita di 37,6 MW e un contenuto di idrogeno nel fuel gas del 28% circa). Dai dati riepilogativi delle emissioni per l'anno 2009 [7], oltretutto dal sistema di monitoraggio in tempo reale al camino, il valore medio della concentrazione di NO_x nei fumi della turbina a gas è stimabile in circa 84 mg/m³.

Sulla base dello studio condotto in [12] e dei dati sperimentali in esso contenuti, si è ipotizzato di poter raggiungere una concentrazione di NO_x di circa 60 mg/m³, incrementando il rapporto V/C fino ad un valore pari a 1,5. Queste ipotesi sono corroborate da uno studio sul campo ed in laboratorio condotto da General Electric sulla macchina turbogas effettivamente presente presso la Raffineria di Taranto [12].

I costi segnati in Tabella 4.10 si riferiscono al costo del vapore extra che deve essere iniettato per poter passare da un fattore V/C 1,2 ad un fattore 1.5. Il costo stimato del vapore di media pressione è di circa 27 €/t ed è basato prevalentemente sui costi energetici necessari alla produzione dello stesso in Stabilimento..

Rapporto V/C [kg/kg]	1,5
Concentrazioni NO _x [mg/m ³]	60
Consumo extra vapore annuo [t]	16.357
Costo extra vapore [€]	442.000
Risparmio atteso NO _x [ton/anno]	49
Danno evitato [€/anno]	50.000
ENPV (10 anni) [€]	-3.272.000
ERR [%]	N/D
B/C ratio [p.u.]	0,113

Tabella 4.10. Steam injection alla turbina TG5 – risultati della analisi CBA.

Anche in questo caso la spesa attesa non è commisurata al vantaggio ambientale atteso (ENPV<0), ma l'ENPV è comunque notevolmente superiore rispetto al caso del sistema SCR. Anche l'indice B/C è superiore rispetto alla soluzione con SCR.

Questa misura ha inoltre il vantaggio di non prevedere la costruzione di nuovi impianti destinati ad una rapida obsolescenza in seguito ad un eventuale ammodernamento dello Stabilimento.

Sulla base delle valutazioni economiche questa misura è la migliore tecnologia disponibile per il raggiungimento di ulteriori prestazioni emissive di NO_x nello Stabilimento di Taranto.

Ulteriori considerazioni

Nei precedenti paragrafi si è data una valutazione della fattibilità economica delle migliori tecnologie disponibili individuate nei precedenti paragrafi. Questo paragrafo contiene ulteriori considerazioni circa la fattibilità tecnica degli interventi precedentemente analizzati.

In particolare per alcune misure, quelle che prevedono l'installazione di nuovi impianti, è opportuno verificare la disponibilità degli spazi minimi all'interno dello Stabilimento per poter installare gli impianti in condizioni di funzionalità e di sicurezza.

Nella disponibilità di Enipower per i propri impianti ha infatti una estensione molto limitata ed è fortemente congestionata. Inoltre, quest'area è difficilmente espandibile per via della presenza degli impianti contigui della Raffineria e delle strade limitrofe periferiche a servizio della mobilità interna di raffineria.

Inoltre non è accettabile una delocalizzazione degli impianti di trattamento dei fumi per questioni funzionali (le reazioni di fissaggio degli inquinanti possono avvenire solo al di sopra di certi limiti di temperatura) e di efficienza (i fumi nel tragitto dovrebbero essere movimentati, riscaldati, trattati, per poi essere trasportati indietro al camino ed eventualmente nuovamente riscaldati con un notevole dispendio di energia).

La figura 4.1 contiene una proiezione degli ingombri stimati per gli impianti DeSO_x e DeNO_x sulla pianta dello Stabilimento Enipower.

Per semplicità le aree di ingombro sono state approssimate e, operando a vantaggio di sicurezza, non si è data una proiezione dei percorsi necessari al convogliamento dei fumi, né si sono considerati gli ingombri, comunque necessari, per lo stoccaggio e la movimentazione degli agenti riduttori (urea, ammoniacca, calce, gesso) e alla raccolta del materiale esausto.

Pur lavorando a vantaggio di sicurezza, avendo quindi rappresentato la sola proiezione degli ingombri dei macchinari necessari per la riduzione delle emissioni, come facilmente riscontrabile in figura 4.1, allo stato attuale, non esistono gli spazi necessari per l'insediamento di un impianto FGD e di un impianto SCR tenendo conto anche delle opere di adduzione dei fluidi, dei sottoservizi già esistenti e dei franchi di sicurezza da garantire.

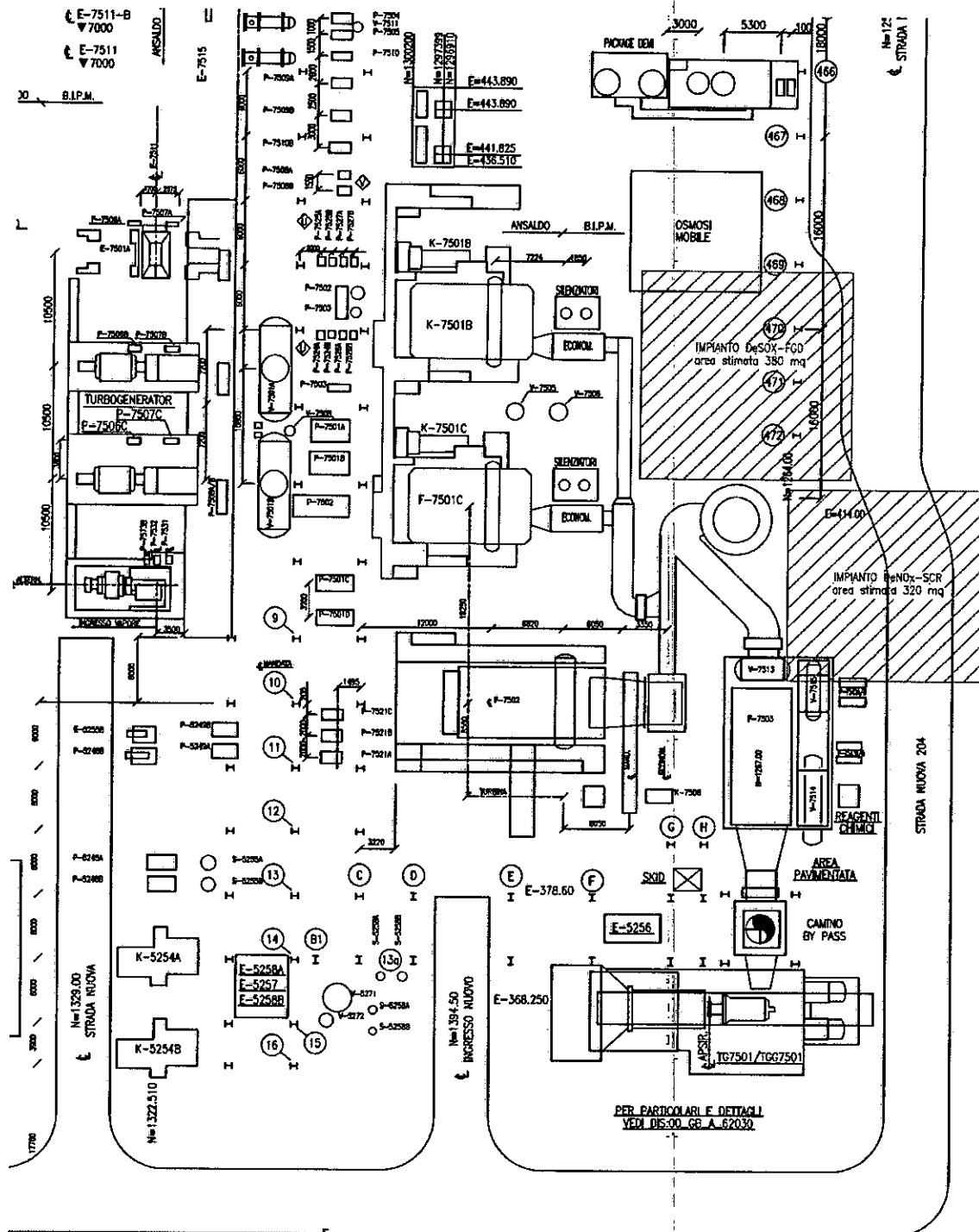


Fig. 4.1 Vista parziale dello Stabilimento e proiezione degli ingombri degli impianti DeSOx e DeNOx

5. Conclusioni

L'analisi condotta in questo studio riguarda la fattibilità tecnico-economica di sistemi di desolforizzazione e di denitrificazione in risposta ad una prescrizione formulata dalla Commissione istruttoria per l'autorizzazione integrata ambientale IPPC del Ministero dell'Ambiente e della Tutela del Territorio e del Mare ed inserita nell' AIA rilasciata ad Enipower S.p.A. – Centrale termoelettrica di Taranto pratica prot. DVA-DEC-2010-0000274 del 24/05/2010 che così recita:

Il gestore dovrà predisporre entro 6 mesi dal rilascio dell'AIA un piano di fattibilità per l'installazione di sistemi di desolforazione e denitrificazione che saranno comunque installati entro i successivi 12 mesi.

Nel momento in cui la prescrizione è stata formulata, le emissioni al camino dello Stabilimento Enipower risultano già inferiori ai valori limite prescritti. Pertanto, in questo studio, tale richiesta è interpretata nella logica di mettere in atto tutte quelle azioni che permettano un miglioramento continuo delle prestazioni ambientali e che, al contempo, si inseriscano nel contesto dello sviluppo sostenibile ovvero non mettano a rischio l'attività economica che in questi insediamenti industriali si sviluppa.

Per questo motivo, si è scelto, per l'analisi delle diverse alternative di denitrificazione e desolforizzazione dei fumi, una metodologia costi-benefici "Cost-Benefit Analysis" (CBA) applicata alle Migliori Tecnologie Disponibili (MTD) così come individuate dal *Reference Document on Best Available Techniques for Large Combustion Plants* (BREF) e dalle Linee Guida sulle MTD (LGMTD). Questa metodologia è prevista dalle stesse LGMTD ed è comunemente adottata anche nella pianificazione e progettazione degli interventi di sviluppo Europei. Questo strumento risulta idoneo per valutare la fattibilità di investimenti dal punto di vista dell'investitore ma con opportuni accorgimenti permette di considerare la ricaduta di certe azioni sull'aggregato costituito dall'impresa e dalla società nel suo complesso ricomprendendo anche gli impatti sull'ambiente e sull'economia. Infatti, la metodologia CBA permette di dare un valore a fattori esterni e circostanze indirette e di portarli sullo stesso piano di confronto degli impatti di mercato e finanziari. In particolare nel caso delle esternalità ambientali, come ad esempio le emissioni di inquinanti in aria, la CBA permette di "internalizzare" le esternalità, e cioè di assegnare ad esse un valore in denaro. Mediante questa internalizzazione il danno creato (o evitato) può essere confrontato con il guadagno (o la spesa) attesa dall'intero sistema sociale.

Dopo un primo screening delle MTD per la desolforizzazione e la denitrificazione è stato possibile escludere, in prima battuta, tutte quelle tecnologie che sono sconsigliate per il caso in esame (retrofit di impianto esistente) basandosi sulle LGMTD.

Successivamente si è provveduto ad una analisi CBA dalla quale è stato possibile evincere che tutte le alternative individuate non sono sostenibili ovvero il vantaggio ambientale che se ne ottiene è limitato rispetto agli oneri economici che si intendono affrontare. Ciò nonostante sono state individuate due tecnologie che danno origine ad un vantaggio ambientale non compensato dai costi che debbono essere affrontati ma che, comunque, permettono di non mettere a rischio l'attività imprenditoriale che si svolge presso la centrale termoelettrica Enipower di Taranto. Si tratta della co-combustione di olio combustibile e fuel gas per ridurre

gli SO_x emessi in atmosfera e della iniezione di vapore nel turbogas TG5 al fine di ridurre gli NO_x complessivamente emessi dalla centrale termoelettrica.

Queste tecnologie, individuate come MTB sulla base delle BREF e delle LGMTD, consentono di non affrontare un investimento importante come quello richiesto dalla costruzione di un sistema DeSO_x del tipo FGD o di un sistema DeNO_x del tipo SCR che non avrebbero, tra l'altro, la possibilità di essere ammortato prima della realizzazione della nuova centrale termoelettrica di Enipower Taranto, prevista dai piani di sviluppo per il 2014. Si sottolinea come la realizzazione di tale nuova centrale rappresenta la soluzione definitiva a questi problemi prevedendo al costruzione di un impianto a ciclo combinato ad alta efficienza e la eliminazione di tutte le caldaie alimentate ad olio combustibile.

Nel breve periodo, le scelte qui proposte per l'abbattimento di NO_x e SO_x rappresentano una soluzione che permette di avere costi solo variabili senza effettuare investimenti che potrebbero mettere a rischio la competitività dello stabilimento.

Sebbene le soluzioni individuate rappresentino un costo rilevante su base annuale pari a circa 1.390.000 € per il *fuel-switch* e circa 440.000 € per la *steam-injection* una qualsiasi analisi di rischio individuerrebbe queste come soluzioni accettabili non richiedendo un investimento iniziale rilevante con scarse possibilità di essere ammortato nel tempo.

Inoltre, queste tecnologie permettono di attuare politiche di miglioramento delle prestazioni emissive degli impianti dello Stabilimento nei tempi più brevi, poiché non richiedono la realizzazione preventiva di tutte quelle attività di progettazione ed esecuzione dei lavori necessarie per la costruzione di nuovi impianti.

Non è di secondo piano il fatto che la realizzazione di nuovi impianti quali FGD e SCR implicherebbero tempi di fermata parziale e completa della Raffineria che avrebbero impatti significativi sulla produzione del prossimo anno a sarebbero difficilmente sostenibili. Inoltre, la realizzazione di impianti di questo tipo e della capacità termica richiesta non avrebbero nessuna possibilità di essere realizzati nei tempi previsti dalla prescrizione per vari ordini di motivi:

- la necessità di effettuare una gara europea per la fornitura e l'installazione dei nuovi impianti;
- i probabili rischi di non trovare sul mercato in pochi mesi la componentistica necessaria trattandosi comunque di materiale che deriva da una produzione dedicata e non su larga scala;
- la necessità di operare in aree classificate a rischio di esplosione e di operare con un piano di sicurezza che escluda la possibilità di lavorazioni contemporanee nella stessa area al fine di evitare rischi ingiustificati nel cantiere che si verrebbe a creare in una area affollata di impianti e personale di esercizio.

Infine, in questa relazione si è anche cercato di dimostrare che allo stato attuale non esistono gli spazi necessari per l'insediamento di un impianto FGD e di un impianto SCR tenendo conto anche delle opere di adduzione dei fluidi, dei sottoservizi già esistenti e dei franchi di sicurezza da garantire. Nella planimetria proposta in questa relazione, sono mostrati un possibile posizionamento degli impianti FGD e SCR in relazione alle esigenze tecniche ed i possibili ingombri degli stessi impianti in relazione alle aree nella disponibilità di Enipower.

Per tutte queste considerazioni, si propone in risposta alle prescrizioni precedentemente richiamate, per la desolforizzazione un incremento del consumo di fuel gas (e una diminuzione del consumo di olio combustibile) in modo da produrre il 70% dell'energia termica primaria prodotta nelle caldaie mediante fuel gas, e per la denitrificazione un incremento della iniezione di vapore (*steam-injection*) nella turbina a gas denominata TG5 fino al raggiungimento di un rapporto vapore/combustibile di 1,5.

Il vantaggio ambientale con le soluzioni proposte rispetto alle emissioni medie al camino valutate nel 2009 è stimabile in una riduzione del 10 % di NO_x e del 44 % di SO_x.

La presente relazione è composta da 35 pagine.

Bari, 11/12/2010



Prof. ing. Massimo La Scala



Dr. ing. Sergio Bruno

6. Bibliografia

- [1] Eni, *Piano Industriale Eni per il quadriennio 2010-2013*.
- [2] Enipower, Stabilimento di Taranto. Studio di Impatto Ambientale. Centrale a Ciclo Combinato da 240 MWe, disponibile sul Portale Ambientale della Regione Puglia, www.regione.puglia.it
- [3] Integrated Pollution Prevention and Control (IPPC), *Reference Document on Best Available Techniques for Large Combustion Plants*, Luglio 2006.
- [4] *Grandi Impianti di Combustione. Linee Guida Per Le Migliori Tecniche Disponibili. D.Lgs. 59/2005*, gennaio 2008.
- [5] G. Lozza, *Turbine a gas e cicli combinati*, Progetto Leonardo, 2006.
- [6] Enipower, "Dichiarazione prevista dalla delibera dell'Autorità per l'energia Elettrica e il Gas n.42/02 – Sezione TA-COGEN. Anno 2009.", 30/03/2010.
- [7] Enipower, "Tassa sulle emissioni di anidride solforosa (SO₂) e di ossidi di azoto (NO_x) (art. 17, commi da 29 a 33 Legge 27.12.1997 n. 449). Anno 2009.", 17/02/2010.
- [8] GEMIS software at <http://www.oeko.de/service/gemis/en/>
- [9] Öko-Institut (Institute for Applied Ecology), *The Environmental Manual For Power Development. The EM Generic Database*, Germania, Marzo 1999.
- [10] European Commission Directorate General Regional Policy, *Guide to Cost-Benefit Analysis of Investment Projects*, 16/06/2008.
- [11] Platt's, *Oilgram Price Report - September 2010*.
- [12] General Electric, *Riepilogo Studio Progetto GTT-54827,A "Risultati Prova in Campo sull'Idrogeno a Flusso di Vapore Alto Standard Enipower SPA"*, 29 gennaio 2010.