

Esso Italiana S.r.l.
Raffineria di Augusta
C.P. 101 - 96011 Augusta - Siracusa
+39 0931 987 111 Telefono
+39 0931 987 391 Fax



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

E,prot DVA - 2012 - 0024108 del 08/10/2012

ExxonMobil
Refining & Supply

Augusta, 27 settembre 2012

Spett.le
ISPRA
Via Vitaliano Brancati, 48
00144 ROMA



e p.c. Spett.le
**MINISTERO DELL'AMBIENTE E
DELLA TUTELA DEL TERRITORIO E
DEL MARE**
Direzione Generale Valutazioni Ambientali
Via Cristoforo Colombo, 44
00147 ROMA

Raccomandata A/R
(anticipata all'ISPRA via PEC - protocollo.ispra@ispra.legalmail.it)

OGGETTO: CONTROLLI AIA - ESSO-SR-AUGUSTA - OTTEMPERANZA
**Trasmissione studio finalizzato all'adozione delle Migliori Tecniche
Disponibili di settore per l'unità FCC-CO.**

In ottemperanza a quanto prescritto dall'art. 1 comma 3 del Decreto di Autorizzazione Integrata Ambientale (DVA DEC-2011-0000519 del 16/09/2011) pubblicato in Gazzetta Ufficiale il 3 Ottobre 2011, si trasmette, in allegato 1, quanto in oggetto.

Inoltre si trasmette in allegato 2, come richiesto dall'art.1 comma 15 dello stesso decreto, la ricevuta del versamento che la Raffineria ha interpretato come dovuto ai sensi dell'art.2 comma 5 del decreto interministeriale 24 aprile 2008. Qualora Codesto Spettabile Istituto fosse di diverso avviso rispetto all'articolo da considerare come riferimento per il versamento di cui sopra, la scrivente Raffineria manifesta la propria disponibilità a versare il diverso importo che dovesse, in ipotesi, essere ritenuto applicabile.

Socio Unico - Società soggetta all'Attività di Direzione e Coordinamento
di ExxonMobil Petroleum & Chemical BVBA

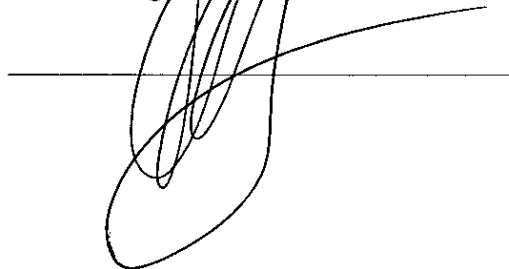
Esso Italiana S.r.l.
Sede: Viale Castello della Magliana, 25
00148 Roma
Capitale Euro 134.464.202 int.vers.
C.F. e Iscr. Reg. Imprese di Roma
N. 00473410587
Partita IVA: IT 00902231000

Una società del gruppo **ExxonMobil**

In aggiunta si fa presente che avendo effettuato i versamenti in data 16 luglio 2012, in largo anticipo rispetto alla data di scadenza prevista dalla prescrizione (03 ottobre 2012), non si è potuto tenere conto nella causale di versamento dell'indicazione relativa al capo 32, capitolo 2592, articolo 20 presente nella Vostra comunicazione datata 01 agosto 2012.

Restando a disposizione per eventuali chiarimenti, si coglie l'occasione per porgerVi i più cordiali saluti.

Esso Italiana S.r.l.
Raffineria di Augusta
Direttore dello stabilimento
Ing. Fernando Salazar



STUDIO PER ADOZIONE DELLE MIGLIORI TECNICHE DISPONIBILI DI SETTORE SULL'UNITÀ FCC

La seguente relazione tecnica ha l'obiettivo di fornire uno studio finalizzato alla valutazione preliminare per l'applicazione delle migliori tecniche disponibili sull'impianto FCC della Raffineria di Augusta così come richiesto dalla Autorizzazione Integrata Ambientale.

1) DESCRIZIONE DELL'UNITA' FLUID CATALYTIC CRACKING (FCC)

Nell'impianto di cracking catalitico a letto fluidizzato, la carica (composta da una miscela di Gasolio da distillazione sotto vuoto, estratti aromatici dall'area Lubrificanti, fondo da distillazione sotto vuoto/atmosferica e cat-feed importata) viene trasformata in frazioni più leggere ad opera di un catalizzatore a base di silice ed allumina.

L'impianto è composto da:

- un reattore, dove avviene la reazione e dal quale escono i prodotti. In questa fase il catalizzatore viene deattivato temporaneamente dal coke che si forma durante la reazione di cracking e che si deposita sulle particelle di catalizzatore;
- un rigeneratore, dove si ripristina l'attività del catalizzatore bruciando a combustione parziale, cioè con formazione di CO e CO₂, il coke che vi si è depositato;
- una caldaia a recupero (CO-Boiler – F502) dove si completa la combustione del coke bruciando il CO a CO₂ e si recupera parte del calore sensibile dei fumi producendo vapore;
- due precipitatori elettrostatici (ESP) che riducono il contenuto di particolato dei fumi provenienti dal CO-Boiler.

La carica attraversa un treno di preriscaldamento ed un forno (F561) per poi venire introdotta nel reattore ad un range di temperatura di 200-280°C. Il reattore ed il rigeneratore lavorano rispettivamente in un range di temperatura di 520-540°C e 690-730°C ed alla pressione di 1,55-1,85 e 1,3-1,6 kg/cm². Si fa presente che l'utilizzo del forno F561 ad oggi è ampiamente minimizzato al fine di una gestione di conservazione energetica efficiente sia dell'unità che dell'intera Raffineria.

I prodotti di reazione sono inviati in due colonne di frazionamento in serie dalle quali vengono estratti i semilavorati. Il gas incondensabile viene inviato al sistema di lavaggio con MEA dove viene rimosso l'H₂S.

Il GPL (dopo lavaggio amminico) viene trattato in una colonna di frazionamento ottenendo una frazione di testa costituita da propano/propilene e una di fondo composta da butani/butileni.

La benzina leggera (LCN) viene addolcita in una sezione MEROX prima di essere inviata allo ScanFiner (unità di desolforazione) / stoccaggio.

La benzina pesante (HCN) può essere inviata direttamente allo ScanFiner oppure a stoccaggio.

Vengono inoltre prodotte altre tre differenti frazioni di gasolio ciclico (cherosene, gasolio leggero e gasolio pesante) utilizzate come componenti gasolio per autotrazione (previa desolforazione) o venduti separatamente. Ultimo prodotto ed a più alta densità è lo Slurry, venduto come olio combustibile.

Per dettagli fare riferimento allo schema seguente

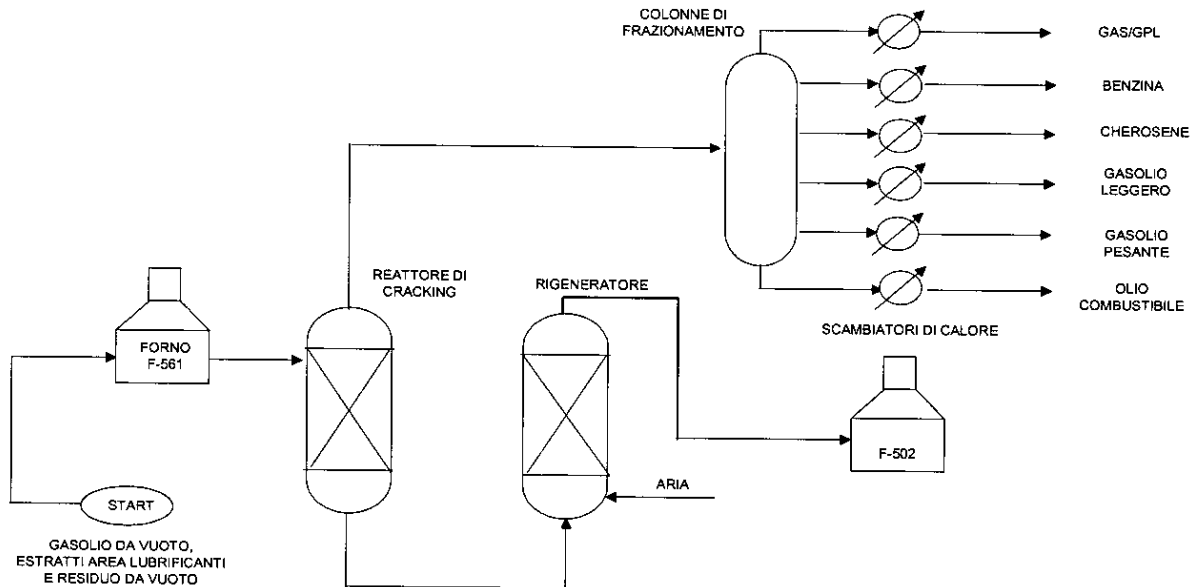


Figura 1

La capacità massima dell'impianto è di 350mc/h con una capacità minima di circa 280mc/h; la Raffineria può variare l'utilizzazione dell'impianto e la composizione della carica al fine della massimizzazione del profitto.

La carica dell'impianto FCC di Raffineria, oltre ad essere costituita dalla tipica cat-feed (gasolio da impianti di distillazione sotto vuoto autoprodotta o di importazione) è integrata con Estratti da Lubrificanti (prodotto con alto contenuto aromatico e zolfo) e con componenti pesanti quali residuo da distillazione atmosferica e distillazione sotto vuoto.

Il diverso mix dei componenti costituenti la carica può sostanzialmente cambiare il contenuto di Zolfo e Azoto dell'impianto. Inoltre la peculiarità delle lavorazioni Lubrificanti presenti in Raffineria costituisce una tipologia di carica impianto FCC unica nel panorama Italiano.

Tipologia media di carica FCC:

30-35%vol	Estratti da Impianti Lubrificanti
13-18%vol	Residuo da Distillazione Sotto Vuoto
57-47%vol	Gasolio Pesante da Distillazione Sotto Vuoto

Lo zolfo totale tipico per le cariche di cui sopra varia generalmente tra 1.8-2.5% peso, ma potrebbe essere superiore od inferiore in funzione della scelta economica dei componenti della carica stessa da lavorare.

2) VALUTAZIONE DELLE TECNICHE DI ABBATTIMENTO DELL'ANIDRIDE SOLFOROSA

Le Migliori Tecniche Disponibili valutate sono:

1. Utilizzo di catalizzatore De-SOx
2. Trattamento di desolforazione della carica impianto
3. Trattamento di desolforazione dei fumi uscita impianto (FGD)

1. La Raffineria di Augusta ha condotto un test di additivazione catalizzatore De-SOx per testarne l'efficacia al proprio impianto FCC. Infatti l'efficacia di questi additivi è variabile in funzione della tipologia di carica e delle condizioni operative dell'impianto (combustione totale o parziale).

Durante il test si è potuto osservare una riduzione delle emissioni di SO₂ al camino di circa il 20%, in linea con i dati di letteratura per impianti condotti in combustione parziale.

Il rapporto costo/beneficio dell'applicazione dell'additivo De-SOx è di circa 1700€ per tonnellata di SO₂ rimosso. Il calcolo è stato eseguito applicando la metodologia di calcolo dell'investimento elaborata da Concawe e riportata sul Documento della Commissione Europea "Integrated Pollution Prevention and Control: Reference Document on Economics and Cross-Media Effects - July 2006" (ciclo vita di 20 anni con un valore attualizzato dell'investimento al 4% del capitale ed aggiungendo i costi operativi annuali).

2. Il trattamento di desolforazione della carica deve essere considerato come una modifica dello schema produttivo della Raffineria che determina anche un abbattimento di Anidride Solforosa dall'impianto FCC. La carica dell'impianto FCC così come descritta nel capitolo 1 della presente relazione, viene riscaldata ed inviata ad un reattore di desolforazione dove grazie al catalizzatore presente si favorisce la reazione con idrogeno al fine della rimozione dello zolfo. Lo zolfo, sottoforma di H₂S viene recuperato dal trattamento amminico (MEA) ed inviato agli impianti di conversione (SRU).

Per un trattamento di desolforazione quindi, oltre ad una addizionale disponibilità di H₂ da fonti esterne (oggi ancora insufficiente per le attuali necessità di business) sarebbe necessario realizzare una nuova unità di desolforazione ad alta pressione, la cui capacità sarebbe limitata dalle attuali esistenti attrezzature di trattamento e recupero zolfo. Il livello di riduzione di SO₂ al camino dell'FCC sarebbe dell'ordine del 65-75%.

L'addizionale produzione di idrogeno necessaria per il trattamento di desolforazione, come accennato sopra, non è attualmente disponibile e, qualora realizzata, comporterebbe un aumento della produzione di CO₂ dal sito fornitore (per ogni molecola di H₂ se ne producono circa 9 di CO₂, ovvero per ogni molecola di SO₂ rimossa se ne producono circa 20 di CO₂).

Un impianto di desolforazione di carica FCC apporta una riduzione di NO_x che sarà trattata nella sezione dedicata alle tecniche di abbattimento del OSSIDO DI AZOTO.

Uno schema semplificato del su descritto impianto è riportato in figura 2 di seguito:

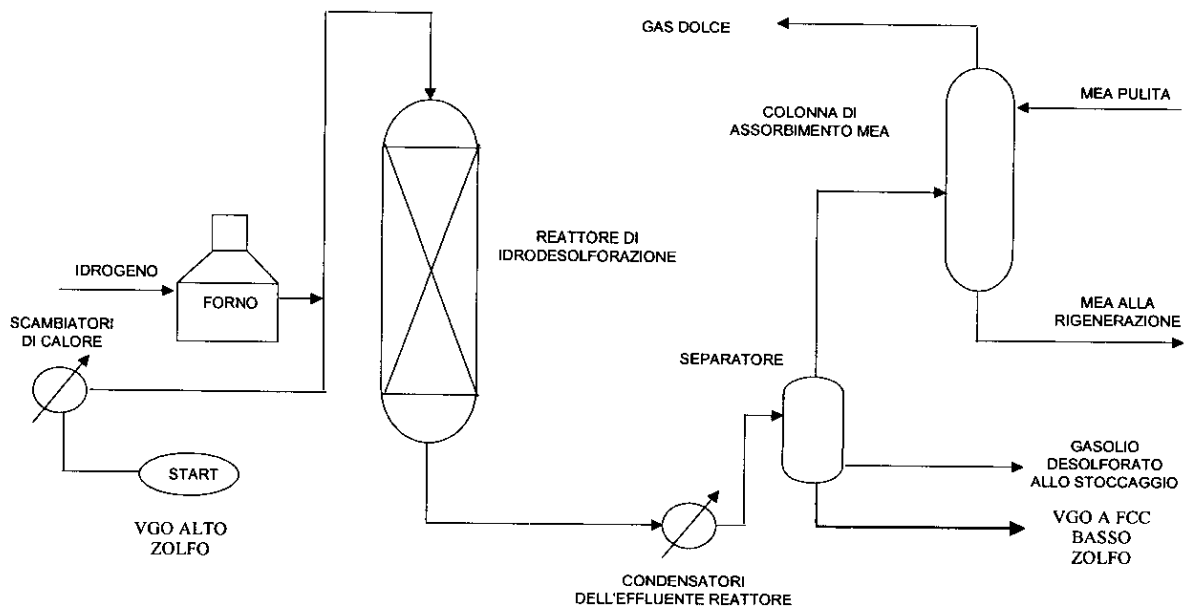
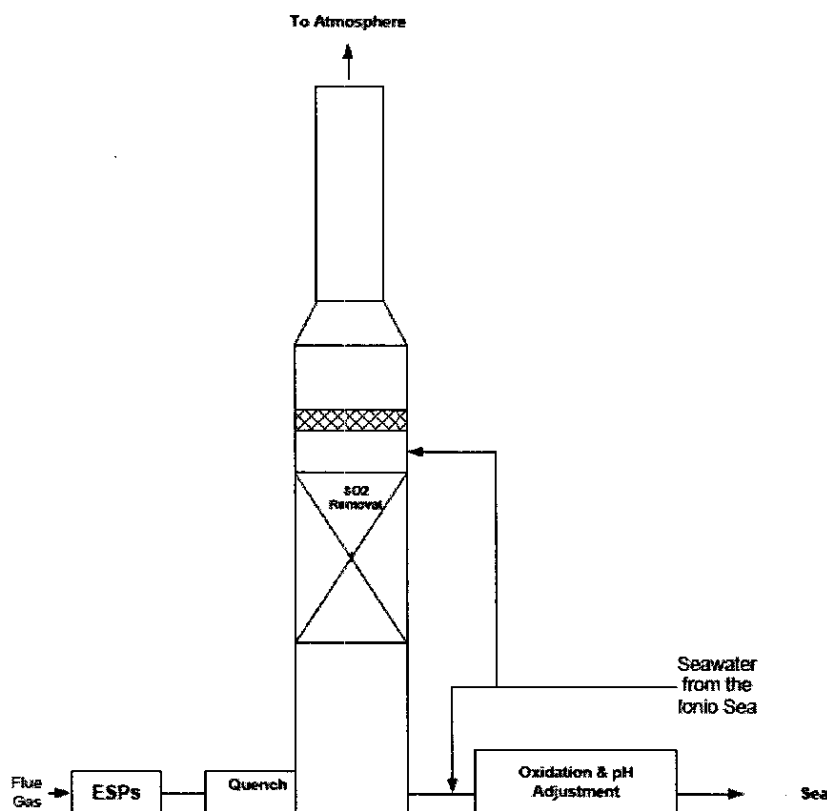


Figura 2: Schema tipico di Gofiner

3. Circa il trattamento di desolforazione dei fumi uscita impianto, si è studiata la tecnica basata sull'utilizzo dell'acqua mare (Sea Water Scrubber System) e più in particolare la capacità naturale del calcio carbonato contenuto nell'acqua marina di assorbire e neutralizzare la SO₂ presente nei fumi. La tecnologia scelta è stata applicata agli FCC sin dal 1968. Il processo di trattamento è costituito principalmente da tre componenti quali, disponibilità dell'acqua mare (da calcoli preliminari circa 12500mc/h in totale), sezione di assorbimento e ossidazione ed infine un trattamento dell'acqua reflua al fine del controllo del PH.

Va fatto altresì presente che per l'eventuale applicazione di tale tecnologia, considerata l'ingente quantità di acqua necessaria al trattamento, si richiederebbe un nuovo percorso tubazioni da e verso mare di dimensioni superiori ad 1.5 m di diametro, per oltre 6 km fuori terra e oltre 3 km sotto il livello del mare. I percorsi tubazioni ad oggi non sono identificati e risultano comunque di difficile se non impossibile fattibilità. Infatti va considerato che le suddette tubazioni dal lato Sud andrebbero ad incontrare il letto del fiume Cantera o attraversare aree di impianti fortemente congestionati e in prossimità dell'area pontili dovrebbero attraversare la linea ferroviaria Siracusa-Catania. La parte di linee a mare non troverebbe sistemazione all'interno degli esistenti pontili, e si dovrebbe quindi ricorrere a percorsi sottomarini.

Uno schema semplificato della tecnologia in questione è di seguito indicato:



3 Figure 2 : Seawater Scrubber

Sulla base delle esperienze avute su impianti di tal natura, si potrebbe avere una produzione di una piuma bluastro in accompagnamento del vapore acqueo uscente dal camino del FCC. Infatti circa il 2% delle emissioni misurate di SO₂, è in realtà SO₃. Questo reagendo con acqua di mare di raffreddamento forma dell'aerosol di acido solforico che quindi genererebbe la suddetta piuma bluastro. Il sistema Sea Water Scrubber consente un abbattimento di SO₂ al camino di circa l'85% con un equivalente produzione di CO₂ (rapporto di 1:1 per ogni mole di SO₂ assorbita).

Il rapporto costo/benefici di un Sea Water Scrubber è dell'ordine di 6800€ per tonnellata di SO₂ rimossa, nel caso di applicazione in sequenza al catalizzatore De-SO_x. Il calcolo è stato eseguito applicando la metodologia di calcolo dell'investimento elaborata da Concawe e riportata sul Documento della Commissione Europea "Integrated Pollution Prevention and Control: Reference Document on Economics and Cross-Media Effects - July 2006" (ciclo vita di 20 anni con un valore attualizzato dell'investimento al 4% del capitale ed aggiungendo i costi operativi annuali).

Le stime dell'investimento al fine di determinare il suddetto rapporto costo / beneficio sono da considerarsi ordini di grandezza significativi ma preliminari ed approssimativi.

Si riporta a titolo informativo che il valore limite massimo di costo sostenibile per l'abbattimento dell'SO₂ in Italia è stimato in 6100€/tonnellata così come pubblicato nel Documento della Commissione Europea "Integrated Pollution Prevention and Control: Reference Document on Economics and Cross-Media Effects - July 2006".

3) VALUTAZIONE DELLE TECNICHE DI ABBATTIMENTO DELL'OSSIDO DI AZOTO

Le Migliori Tecniche Disponibili valutate sono:

1. Modifica della geometria e delle operazioni del rigeneratore per evitare alti picchi di temperatura; questa tecnica può produrre un aumento delle emissioni di CO, non è ambientalmente giustificata qualora fossero necessarie delle modifiche maggiori
2. Trattamento di idrogenizzazione della carica impianto
3. Trattamento di lavaggio dei fumi uscita impianto (SCR o SNCR)

1. Tecnica applicata. L'impianto FCC di Augusta oggi marcia in condizione spinta di parziale combustione (7% CO). In queste condizioni la temperatura del rigeneratore si mantiene nell'intorno di 700°C limitando così fenomeni di post combustione. In condizioni di upset l'impianto può funzionare in modalità di combustione totale creando più evidenti fenomeni di post combustione. Questi generalmente accadono per brevi periodi di tempo.

2. Il trattamento della carica di impianto con idrogeno ad alta pressione è già stato descritto al paragrafo 2.2 della presente relazione.

Una stima preliminare della riduzione di ossido di azoto derivante da una riduzione dell'azoto in carica è nell'intorno del 10%.

3. Nel processo di SCR (Selective Catalytic Reduction) si utilizza della ammoniaca in combinazione con i fumi dell'impianto attraverso un letto catalitico. L'NOX presente nei fumi reagisce con l'ammoniaca e l'ossigeno producendo acqua ed azoto.

Un modello tipico di impianto SCR include diversi componenti tra cui: un serbatoio di stoccaggio ed un sistema di ricezione dell'ammoniaca, un sistema di vaporizzazione, uno di miscelamento dei gas ed un reattore.

Uno schema tipico di impianto SCR è riportato in figura di seguito

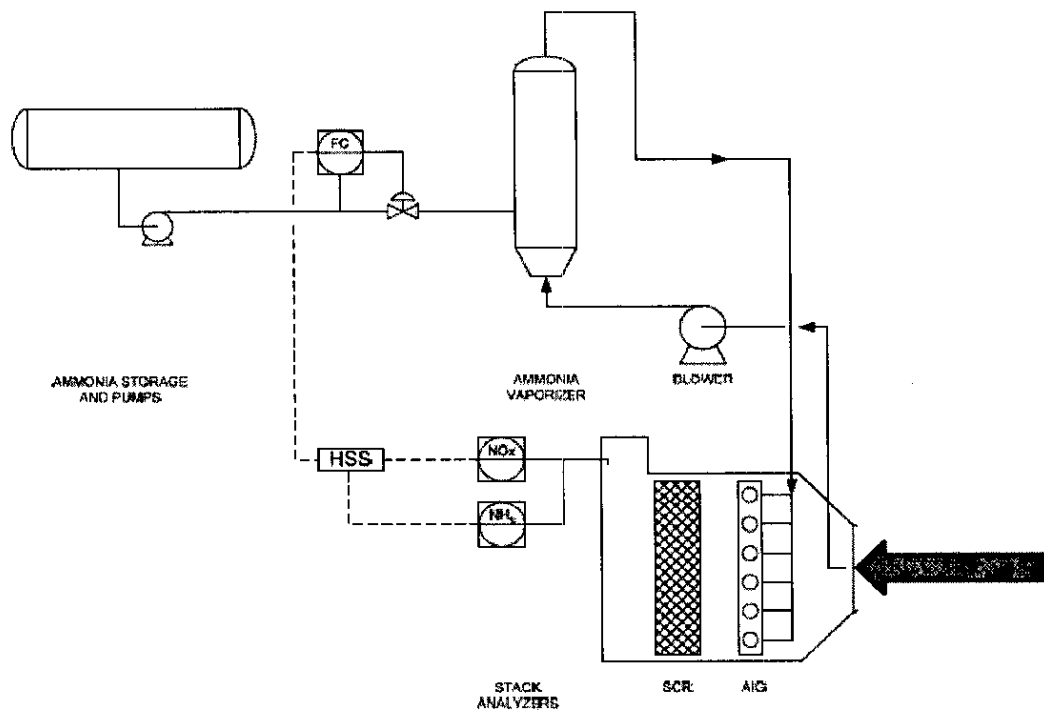


Figura 4

Va evidenziato che una tipica installazione di SCR richiede una considerevole disponibilità di spazio adiacente la sorgente di fumi da trattare. Lo spazio necessario per una unità SCR non è disponibile vista l'attuale congestione delle esistenti aree impianti.

L'SCR garantisce un abbattimento dell'intorno del 85% del NOX emesso ma implica d'altra parte una emissione di ammoniaca (2-5mg/Nmc come riportato nelle BREF di settore) da verificare verso l'attuale limite di bolla.

Il rapporto costo/benefici di un SCR è di circa 8500€ per tonnellata di NOX rimossa. Il calcolo è stato eseguito applicando la metodologia di calcolo dell'investimento elaborata da Concawe e riportata sul Documento della Commissione Europea "Integrated Pollution Prevention and Control: Reference Document on Economics and Cross-Media Effects - July 2006" (ciclo vita di 20 anni con un valore attualizzato dell'investimento al 4% del capitale ed aggiungendo i costi operativi annuali).

Le stime dell'investimento al fine di determinare il suddetto rapporto costo / beneficio sono da considerarsi ordini di grandezza significativi ma preliminari ed approssimativi.

Si riporta a titolo informativo che il valore limite massimo di costo sostenibile per l'abbattimento dell'NOX in Italia è stimato in 5700€/tonnellata così come pubblicato nel Documento della Commissione Europea "Integrated Pollution Prevention and Control: Reference Document on Economics and Cross-Media Effects - July 2006".

Ad un primo screening un sistema di abbattimento SNCR (Selective Not Catalytic Reduction) non è applicabile all'unità FCC di Raffineria in quanto le temperature operative del CO Boiler sono inferiori a

quelle richieste per garantire l'efficacia di abbattimento di NOX. L'efficacia di un SNCR rimarrebbe comunque inferiore a quella di un SCR.

4) VALUTAZIONE DELLE TECNICHE DI ABBATTIMENTO DELLE POLVERI

Le Migliori Tecniche Disponibili valutate sono:

1. Cicloni Terziari e Multistadio
2. Applicazione di ESP o Scrubber del gas uscita dal Rigeneratore
3. Contenimento delle perdite del catalizzatore durante le fasi di carico/scarico
4. Selezione di catalizzatore resistenti all'attrito per abbassare la frequenza di sostituzione e ridurre le emissioni

La Raffineria ad oggi già applica le suddette MTD in quanto:

- È dotata di cicloni secondari al Rigeneratore
- Dispone di due unità ESP (Elettrostatic Precipitator) poste all'uscita della sezione CO Boiler del FCC ed utilizzate in parallelo al fine di massimizzare l'efficienza di recupero polveri
- Il sistema di carico e scarico catalizzatore è a ciclo chiuso direttamente connesso con le autobotti
- La selezione del catalizzatore tiene anche conto di un eventuale incremento della produzione di fini allo scopo di non aumentare la produzione di rifiuti

5) CONSIDERAZIONI FINALI E GENERALI SULL'APPLICABILITA' DELLE MTD DI SETTORE ALL'IMPIANTO FCC DI RAFFINERIA

Va evidenziato che oltre alla fase di screening di fattibilità tecnico/economica dell'applicazione delle MTD di settore sull'unità FCC di Raffineria si deve altresì considerare da un lato la reale possibilità di retrofitting su impianti esistenti e dall'altro la attuale situazione economica del mercato della Raffinazione.

A proposito della possibilità di retrofitting, molteplici aspetti andrebbero approfonditi per la loro potenziale influenza sui costi, che potrebbero rendere ancora meno economicamente sostenibili le tecnologie analizzate:

1. la necessità di spazio aggiuntivo vicino all'unità interessata (già ad oggi fortemente congestionato) risulta essere uno dei maggiori vincoli. Per esempio, per quanto riguarda la realizzazione di un impianto SCR, questo deve forzatamente essere costruito subito a monte dell'esistente ESP, quindi non trovando l'adeguato spazio. Inoltre un ulteriore spazio deve essere riservato per garantire l'accessibilità e la manutenibilità delle attrezzature sia esistenti che di nuova installazione. Questo vale sia per impianti SCR che per Flue Gas Scrubbers
2. gli impatti e le modifiche sulle unità ausiliarie esistenti di trattamento zolfo e lavaggio amminico che sarebbero richiesti nel caso dell'applicazione della tecnica di desolforazione della carica FCC che, a meno di una desolforazione solamente parziale della carica FCC stessa, comporterebbero un cospicuo ridimensionamento. A ciò si aggiunge inoltre la necessità di reperire una fonte aggiuntiva di idrogeno con consistente incremento di emissioni di CO₂

3. il complesso panorama autorizzativo richiesto. Ad esempio nel caso del Flue Gas Scrubber con persorsi tubazioni attraverso linee ferroviare o subacque nella Rada di Augusta, con la potenziale emissione di una piuma bluastro in accompagnamento con il vapore acqueo e non ultima l'aumento di emissioni di CO2.

Per quanto riguarda l'attuale situazione economica, come ben noto, il settore della raffinazione sta attraversando una profonda crisi economica causata da una drastica riduzione dei margini di lavorazione, sui quali influiscono sia la riduzione di domanda, sia gli elevati costi di produzione per la riformulazione dei prodotti petroliferi ed il miglioramento delle loro caratteristiche ambientali. In tale contesto economico assume particolare rilievo la necessità di una approfondita analisi costi-benefici per gli investimenti ambientali, al fine di evitare che l'eventuale imposizione di investimenti senza ritorno economico e senza una adeguata valutazione dei costi-benefici possa determinare una drastica riduzione della capacità di tutto il sito operativo con eventuali parziali fermate/chiusure di impianti.