

REPUBBLICA ITALIANA

BOLLETTINO UFFICIALE DELLA REGIONE LOMBARDIA

MILANO - MARTEDÌ, 23 MARZO 1999

1° SUPPLEMENTO STRAORDINARIO AL N. 12

S O M M A R I O

DELIBERAZIONE GIUNTA REGIONALE 12 FEBBRAIO 1999 - N. 6/41406 [5.3.4]
Art. 13 del d.P.R. 24 maggio 1988, n. 203 e punto 18) del d.p.c.m. 21 luglio 1989. Autorizzazione definitiva, di carattere generale, alla continuazione delle emissioni in atmosfera prodotte dagli impianti esistenti, come definiti al punto 9) del d.p.c.m. 21 luglio 1989, provvisoriamente autorizzati ex art. 13, c. 3, del d.P.R. 24 maggio 1988, n. 203 **2**

[BUR1998031]

[5.3.4]

D.G.R. 12 FEBBRAIO 1999 - N. 6/41406

Art. 13 del d.P.R. 24 maggio 1988, n. 203 e punto 18) del d.p.c.m. 21 luglio 1989. Autorizzazione definitiva, di carattere generale, alla continuazione delle emissioni in atmosfera prodotte dagli impianti esistenti, come definiti al punto 9) del d.p.c.m. 21 luglio 1989, provvisoriamente autorizzati ex art. 13, c. 3, del d.P.R. 24 maggio 1988, n. 203

LA GIUNTA REGIONALE

Visti:

- la legge 13 luglio 1966, n. 615: «Provvedimenti contro l'inquinamento atmosferico»;

- il d.P.R. 15 aprile 1971, n. 322: «Regolamento per l'esecuzione della legge 13 luglio 1966, n. 615, limitatamente al settore delle industrie»;

- l'art. 101 del d.P.R. 24 luglio 1977, n. 616: «Trasferimento alle Regioni delle funzioni amministrative»;

- la legge regionale 13 luglio 1984, n. 35: «Norme sulla competenza, la composizione ed il funzionamento del comitato regionale contro l'inquinamento atmosferico per la Lombardia (...);»;

- il d.P.R. 24 maggio 1988, n. 203: «(...) Norme in materia di qualità dell'aria, relativamente a specifici inquinanti e di inquinamento prodotto dagli impianti industriali (...);»;

- il d.p.c.m. del 21 luglio 1989: «Atto di indirizzo e coordinamento alle regioni, ai sensi dell'art. 9 della legge 349/86, per l'attuazione e l'interpretazione del d.P.R. 203/88 (...);»;

- il d.m. del 12 luglio 1990: «Linee guida per il contenimento delle emissioni inquinanti degli impianti industriali e la fissazione dei valori minimi di emissione»;

- il d.P.R. 25 luglio 1991: «Modifiche dell'atto di indirizzo e coordinamento (...), emanato con d.p.c.m. del 21 luglio 1989»;

- la legge 28 dicembre 1993, n. 549: «Misure a tutela dell'ozono stratosferico e dell'ambiente»;

- la legge 21 gennaio 1994, n. 61: «Disposizioni urgenti sulla riorganizzazione dei controlli ambientali e istituzione dell'agenzia nazionale per la protezione dell'ambiente»;

- la d.g.r. 26 maggio 1987, n. 20998, concernente: «Classificazione delle sostanze organiche volatili ai fini delle limitazioni alle emissioni di origine industriale»;

- la d.g.r. 11 giugno 1991, n. 9262, concernente: «Fissazione ai sensi dell'art. 4 punto d) del d.P.R. 203/88 dei valori delle emissioni derivanti da impianti sulla base della migliore tecnologia disponibile e tenendo conto delle linee guida fissate dallo Stato e dei relativi valori di emissione»;

- la d.g.r. 30 luglio 1991, n. 12186, concernente: «Legge 13 luglio 1966 n. 615, d.P.R. 24 maggio 1988 n. 203 art. 4, comma e). Prescrizioni, in materia di inquinamento atmosferico, alle imprese operanti nel settore acciaierie ed esercenti impianti che siano caratterizzati da particolari condizioni di costruzione e di esercizio».

Viste altresì:

- la legge 31 maggio 1965, n. 575, concernente disposizioni per la certificazione e la comunicazione antimafia, modificata con legge 17 gennaio 1994, n. 47 e con decreto legislativo 8 agosto 1994, n. 490, così come successivamente integrato e modificato;

- la circolare della presidenza del consiglio dei ministri 28 giugno 1990 U.S.G., n. 2481, lettera C), pubblicata sulla Gazzetta Ufficiale della Repubblica italiana Serie Generale n. 154 del 4 luglio 1990;

- la legge 15 maggio 1997, n. 127: «Misure urgenti per lo snellimento dell'attività amministrativa e dei procedimenti di decisione e di controllo»;

- il d.lgs. 31 marzo 1998, n. 112 «Conferimento di funzioni e compiti amministrativi dello Stato alle regioni ed agli enti locali, in attuazione del capo I della legge 15 marzo 1997, n. 59».

Preso atto che il dirigente del servizio protezione ambientale e sicurezza industriale, con riferimento agli «impianti esistenti», come definiti al punto 9) del d.p.c.m. 21 luglio

1989, le cui emissioni devono essere definitivamente autorizzate ai sensi dell'art. 13 del d.P.R. 203/88, e richiamando quanto già evidenziato dalla giunta regionale con propria deliberazione 19 giugno 1996, n. 14875 «Disposizioni della giunta regionale in merito alle funzioni ed alle competenze del servizio protezione aria del settore ambiente ed energia, con particolare riferimento all'applicazione del d.P.R. n. 203/88», considera e propone quanto segue:

A) l'art. 12 del d.P.R. 24 maggio 1988, n. 203, ha posto l'obbligo, in capo ai titolari degli impianti industriali, artigianali e di pubblica utilità, come definiti al punto 1) del d.p.c.m. 21 luglio 1989, esistenti alla data di entrata in vigore del medesimo d.P.R. 203/88, di presentare, entro il luglio 1989, domanda di autorizzazione alla continuazione delle emissioni in atmosfera, nonché l'eventuale relativo progetto di adeguamento delle emissioni stesse, da inviare entro il luglio 1991, come successivamente stabilito dal d.m. 12 luglio 1990;

B) sono pertanto pervenute più di 30.000 domande di autorizzazione, che il competente servizio protezione ambientale e sicurezza industriale ha registrato e fascicolato, e circa 3.000 progetti di adeguamento;

C) l'art. 13 del richiamato d.P.R. 203/88 ha disposto che le regioni dovessero autorizzare, in via provvisoria, la continuazione delle emissioni provenienti dagli impianti in argomento, stabilendo altresì, le prescrizioni sui tempi e sui modi di adeguamento;

D) il medesimo articolo prevedeva inoltre l'obbligo, da parte delle imprese, in caso di mancata pronuncia della regione sulla domanda, di realizzare il progetto di adeguamento nei termini e nei modi indicati sulla domanda stessa e di rispettare comunque il più elevato dei valori di emissione definiti dalle linee guida che lo Stato avrebbe dovuto emanare ai sensi dell'art. 3, c. 2, del d.P.R. 203/88;

E) la regione avrebbe poi dovuto concedere l'autorizzazione definitiva, previo accertamento dell'osservanza delle prescrizioni contenute nell'autorizzazione provvisoria ovvero previo accertamento della realizzazione del progetto di adeguamento;

F) l'applicazione dell'art. 12 in questione ha da subito comportato difficoltà di vario genere e in particolare:

F1) rispetto alle scadenze previste dal d.P.R. 203/88 per la presentazione delle domande e dei progetti di adeguamento, sono inizialmente intervenute ripetute proroghe che hanno interessato anche le scadenze per la realizzazione dei progetti di adeguamento;

F2) l'approvazione del d.p.c.m. 21 luglio 1989 e delle «Linee guida» contenute nel d.m. 12 luglio 1990 ha comportato una diversa data di scadenza per la presentazione delle domande e dei progetti di adeguamento che, con riferimento al d.P.R. 203/88, dovevano essere invece presentati congiuntamente;

F3) con il d.P.R. 25 luglio 1991 è stato introdotto un «Elenco delle attività ad inquinamento poco significativo» che ha escluso tali attività inizialmente comprese, dall'applicazione del d.P.R. 203/88;

G) per conseguire il miglior risultato in termini di riduzione delle emissioni industriali, la regione, ai sensi dell'art. 4 del d.P.R. 203/88, ha emanato la d.g.r. 11 giugno 1991, n. 9262, con la quale ha prescritto che i valori da conseguire mediante l'attuazione dei progetti di adeguamento, fossero quelli minimi indicati dallo Stato. Questo provvedimento regionale, oltre a permettere di realizzare la voluta salvaguardia ambientale, ha superato la necessità di ricorrere alle singole autorizzazioni provvisorie, con le quali non si sarebbero potute imporre prescrizioni diverse;

H) relativamente alle domande ex art. 12 del d.P.R. 203/88, la temporanea mancanza dell'autorizzazione provvisoria regionale non ha pregiudicato comunque il perseguimento della riduzione delle emissioni, da attuarsi secondo le modalità fissate dallo Stato con le linee guida contenute nel d.m. 12 luglio 1990 né, d'altro canto, ha impedito la prosecuzione dell'attività produttiva da parte dei soggetti richiedenti;

I) superato il momento di particolare criticità che ha caratterizzato, per circostanze storiche pregresse, l'esercizio

della funzione amministrativa in materia di inquinamento atmosferico, determinando, tra l'altro, la difficoltà di rispondere in tempo reale, nella cronica carenza di adeguate risorse regionali, ad una situazione di estrema delicatezza, posta la centralità della tutela dell'aria e più in generale dell'ambiente, il competente servizio protezione ambientale e sicurezza industriale ha potuto finalmente intervenire rispetto alla problematica in oggetto, individuando, in attuazione di quanto previsto dal punto 18) del d.p.c.m. 21 luglio 1989, i criteri e le procedure per il rilascio dell'autorizzazione definitiva, di carattere generale, alla continuazione delle emissioni provenienti dagli impianti esistenti»;

L) i criteri e le procedure di cui alla precedente lett. I) prevedono quanto segue:

L1) il provvedimento in oggetto è riferito a tutti gli impianti «esistenti», come sopra specificati, relativamente ai quali siano stati presentati, ai sensi dell'art. 12 del d.P.R. 203/88, la domanda di autorizzazione e l'eventuale progetto di adeguamento delle emissioni;

L2) devono intendersi esclusi dal campo d'applicazione del provvedimento in oggetto i seguenti impianti:

L2a) impianti «esistenti» per i quali sia stata applicata la procedura semplificata prevista dall'art. 33 del d.lgs. 5 febbraio 1997, n. 22, che sostituisce, ai sensi del comma 7 del medesimo articolo, l'autorizzazione di cui all'art. 15, lett. a), del d.P.R. 203/88;

L2b) impianti «esistenti» relativamente ai quali la giunta regionale abbia emanato provvedimenti autorizzativi ai sensi degli artt. 7 e 13, comma 4, del d.P.R. 203/88;

L3) per le sottoelencate tipologie di impianti, che comunque rientrano nel campo di applicazione del provvedimento in oggetto, devono essere rispettati i limiti e le prescrizioni indicati nei provvedimenti già rilasciati dalla giunta regionale e di seguito specificati:

L3a) impianti «esistenti» rispetto ai quali la giunta regionale abbia dettato, precedentemente all'entrata in vigore del d.P.R. 203/88, specifiche prescrizioni concernenti i limiti sulle emissioni in atmosfera, che mantengono la propria efficacia, in applicazione della sentenza della corte costituzionale n. 53/91, per effetto della quale è stato annullato l'art. 6, c. 1, del d.m. 12 luglio 1990;

L3b) impianti «esistenti» per la produzione di acciaio, caratterizzati da particolari condizioni di costruzione e di esercizio, rispetto ai quali la giunta regionale ha individuato, in applicazione dell'art. 4, comma 1, lett. e), del d.P.R. 203/88, specifiche prescrizioni contenute nella citata d.g.r. 30 luglio 1991, n. 12186;

L4) entro un anno dalla pubblicazione del provvedimento in oggetto, tutte le ditte devono aver effettuato le analisi delle emissioni prodotte dai propri impianti, secondo i metodi di campionamento ed analisi e le modalità previste dall'art. 4 del d.m. 12 luglio 1990;

L5) l'autorizzazione definitiva decorre dal momento in cui l'esito delle analisi di cui al precedente punto certifica il rispetto dei limiti di emissione;

L6) le successive analisi devono essere effettuate con cadenza annuale;

per gli impianti utilizzati per l'esercizio delle attività a ridotto inquinamento atmosferico, descritte nell'allegato 2 al d.P.R. 25 luglio 1991, le analisi devono essere effettuate con cadenza biennale;

L7) con riferimento agli impianti esistenti, relativamente ai quali siano stati emanati specifici provvedimenti autorizzativi ai sensi dell'art. 15, lett. a), del d.P.R. 203/88, le analisi prescritte dai suddetti provvedimenti e da quello in oggetto possono essere effettuate, una prima volta, contemporaneamente, mentre quelle successive devono essere effettuate nell'osservanza delle diverse scadenze temporali;

L8) i referti analitici di cui ai precedenti punti devono essere tenuti a disposizione delle autorità preposte al controllo;

L9) i P.M.I.P. territorialmente competenti si attivano, eventualmente adottando un metodo di controllo «a campione», per la verifica del rispetto di quanto specificato ai

precedenti punti, fatto comunque salvo quanto stabilito dagli artt. 14 e 25 del d.P.R. 203/88;

L10) al fine della predisposizione del rapporto che la regione, ai sensi del comma 2 del medesimo articolo, deve trasmettere al competente ministero, per le centrali termoelettriche e per le raffinerie di oli minerali «esistenti», soggette all'applicazione dell'art. 17 del d.P.R. 203/88, le analisi di cui ai punti precedenti devono essere effettuate entro un anno dalla pubblicazione del provvedimento in oggetto e trasmesse alla stessa regione entro i successivi sei mesi;

per gli impianti aventi potenzialità termica nominale maggiore di 50 MW l'effettuazione della campagna di analisi deve essere comunicata al P.M.I.P. competente per territorio con almeno trenta giorni di anticipo, al fine di permettere l'eventuale supervisione dello stesso P.M.I.P.;

L11) per gli impianti dotati di sistemi automatici di analisi delle emissioni, rispondenti ai requisiti previsti dal d.m. 21 dicembre 1995, possono essere utilizzati i dati forniti da tali sistemi, al fine della verifica del rispetto dei limiti di emissione.

Vagiate ed assunte come proprie le considerazioni e le indicazioni di cui ai punti precedenti.

Dato atto, ai sensi dell'art. 3 della legge 241/90, che contro il presente provvedimento potrà essere presentato ricorso giurisdizionale al tribunale amministrativo regionale, entro 60 giorni dalla data di comunicazione dello stesso, ovvero ricorso straordinario al presidente della repubblica entro 120 giorni dalla richiamata data di comunicazione.

Dato atto che il presente provvedimento non è soggetto a controllo ai sensi dell'art. 17, legge 15 maggio 1997, n. 127.

A voti unanimi espressi nelle forme di legge

DELIBERA

recepisce le premesse:

1) Di autorizzare definitivamente, in via generale, ai sensi dell'art. 13 del d.P.R. 24 maggio 1988, n. 203 e del punto 18) del d.p.c.m. 21 luglio 1989, la continuazione delle emissioni in atmosfera prodotte dagli impianti «esistenti», come definiti al punto 9) del citato decreto ministeriale, provvisoriamente autorizzati ex art. 13, c. 3, del richiamato d.P.R. 203/88, alle condizioni fissate con i criteri e le procedure di seguito specificati:

1a) il presente provvedimento è riferito a tutti gli impianti «esistenti», come sopra definiti, relativamente ai quali siano stati presentati, ai sensi dell'art. 12 del d.P.R. 203/88, la domanda di autorizzazione e l'eventuale progetto di adeguamento delle emissioni;

1b) devono intendersi esclusi dal campo d'applicazione del presente provvedimento i seguenti impianti:

1b.1) impianti «esistenti» per i quali sia stata applicata la procedura semplificata prevista dall'art. 33 del d.lgs. 5 febbraio 1997, n. 22, che sostituisce, ai sensi del comma 7 del medesimo articolo, l'autorizzazione di cui all'art. 15, lett. a), del d.P.R. 203/88;

1b.2) impianti «esistenti» relativamente ai quali la giunta regionale abbia emanato provvedimenti autorizzativi ai sensi degli artt. 7 e 13, comma 4, del d.P.R. 203/88;

1c) per le sottoelencate tipologie di impianti, che comunque rientrano nel campo di applicazione del provvedimento in oggetto, devono essere rispettati i limiti e le prescrizioni indicati nei provvedimenti già rilasciati dalla giunta regionale e di seguito specificati:

1c.1) impianti «esistenti» rispetto ai quali la giunta regionale abbia dettato, precedentemente all'entrata in vigore del d.P.R. 203/88, specifiche prescrizioni concernenti i limiti sulle emissioni in atmosfera, che mantengono la propria efficacia, in applicazione della sentenza della corte costituzionale n. 53/91, per effetto della quale è stato annullato l'art. 6, c. 1, del d.m. 12 luglio 1990;

1c.2) impianti «esistenti» per la produzione di acciaio, caratterizzati da particolari condizioni di costruzione e di esercizio rispetto ai quali la giunta regionale ha individuato, in applicazione dell'art. 4, comma 1, lett. e), del d.P.R. 203/88, specifiche prescrizioni contenute nella citata d.g.r. 30 luglio 1991, n. 12186;

1d) entro un anno dalla pubblicazione del presente provvedimento, tutte le Ditte devono aver effettuato le analisi delle emissioni prodotte dai propri impianti, secondo i metodi di campionamento ed analisi e le modalità previste dall'art. 4 del d.m. 12 luglio 1990;

1e) l'autorizzazione definitiva decorre dal momento in cui l'esito delle analisi di cui al precedente punto certifica il rispetto dei limiti di emissione;

1f) le successive analisi devono essere effettuate con cadenza annuale;

per gli impianti utilizzati per l'esercizio delle attività a ridotto inquinamento atmosferico, descritte nell'allegato 2 al d.P.R. 25 luglio 1991, le analisi devono essere effettuate con cadenza biennale;

1g) con riferimento agli impianti esistenti, relativamente ai quali siano stati emanati specifici provvedimenti autorizzativi ai sensi dell'art. 15, lett. a), del d.P.R. 203/88, le analisi prescritte dai provvedimenti suddetti e dal presente possono essere effettuate, una prima volta, contemporaneamente, mentre quelle successive devono essere effettuate nell'osservanza delle diverse scadenze temporali;

1h) i referti analitici di cui ai precedenti punti devono essere tenuti a disposizione delle autorità preposte al controllo;

1i) i P.M.I.P. territorialmente competenti si attivano, eventualmente adottando un metodo di controllo «campione», per la verifica del rispetto di quanto specificato ai pre-

cedenti punti, fatto comunque salvo quanto stabilito dagli artt. 14 e 25 del d.P.R. 203/88;

1l) al fine della predisposizione del rapporto che la regione, ai sensi del comma 2 del medesimo articolo, deve trasmettere al competente ministero, per le centrali termoelettriche e per le raffinerie di oli minerali «esistenti», soggette all'applicazione dell'art. 17 del d.P.R. 203/88, le analisi di cui ai punti precedenti devono essere effettuate entro un anno dalla pubblicazione del presente provvedimento e trasmesse alla stessa regione entro i successivi sei mesi;

per gli impianti aventi potenzialità termica nominale maggiore di 50 MW, l'effettuazione della campagna di analisi deve essere comunicata al P.M.I.P. competente per territorio con almeno trenta giorni di anticipo, al fine di permettere l'eventuale supervisione dello stesso P.M.I.P.;

1m) per gli impianti dotati di sistemi automatici di analisi delle emissioni, rispondenti ai requisiti previsti dal d.m. 21 dicembre 1995, possono essere utilizzati i dati forniti da tali sistemi, al fine della verifica del rispetto dei limiti di emissione.

2) Di demandare il controllo degli adempimenti prescritti e di quanto riportato in deliberato all'ente responsabile del servizio di rilevamento competente per territorio.

3) Di disporre la pubblicazione del presente atto sul Bollettino Ufficiale della Regione Lombardia.

4) Di disporre altresì la pubblicizzazione dell'atto stesso presso i soggetti interessati.

Il segretario: Sala

Protocollo di settore:

N. 000739

DATA 09 GEN. 1996

REGIONE LOMBARDIA

Segreteria della Giunta Regionale

La presente copia composta di 12 fogli è conforme all'originale depositato agli atti. 25 GEN. 1996 Milano,

d'ordine del Segretario

L'impiegata M. q.f.

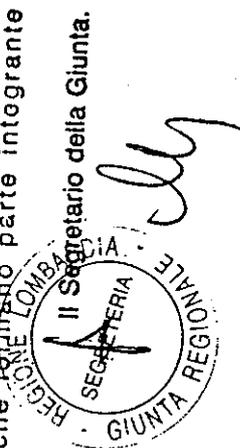
(A. Zed Falina)

[Handwritten signature]



REGIONE LOMBARDIA
Segreteria della Giunta Regionale

La presente deliberazione si compone di n. 12 pagine, di cui n. 8 di allegati che formano parte integrante della stessa.



DELIBERAZIONE NR. VII

08218

SEDUTA DEL

19 GEN. 1996

Presidente: ~~ROBERTO FORMIGONI~~

Presenti gli Assessori regionali:

ALBERTO ZORZOLI - Vice Presidente

MAURIZIO BERNARDO

MILENA BERTANI

GUIDO BOMBARDA

CARLO BORSANI

MASSIMO CORSARO

FRANCESCO FIORI

ELENA GAZZOLA

~~DONATO GIORDANO~~

ALBERTO GUGLIELMO

FRANCO NICOLI CRISTIANI

GIORGIO POZZI

GIULIANO SALA

MARZIO TREMAGLIA

Con l'assistenza del Segretario: Luigi MIGLIO

Su proposta dell'Assessore:

AMBIENTE ENERGIA

Franco Nicoli Cristiani

[Handwritten signature]

OGGETTO: Legge 13/7/66, n. 615 ed art.17 DPR 24/5/88, n.203.

Proposta di Deliberazione Consiliare concernente "Parere favorevole per il Ministero dell'Industria del Commercio e dell'Artigianato per la costruzione di un impianto per la desolfurazione catalitica del gasolio da parte della ditta Tamoil S.p.A. presso la raffineria di Cremona.

Fasc. 254/36574

DELIBERAZIONE NON SOGGETTA AL CONTROLLO AI SENSI DELL'ART. 1 DEL D. LGS. N. 40/1993, COME MODIFICATO DALL'ART. 1 DEL D. LGS. N. 479/1993.

Il dirigente del Servizio proponente:

Protezione Aria Vincenzo Azzimonti

[Handwritten signature]

Il coordinatore del Settore proponente:

Renzo Compiani

[Handwritten signature]





PRESO ATTO delle seguenti fonti normative, su cui si fonda il provvedimento in oggetto:

Legge 13/7/66, n° 615: "Provvedimenti contro l'inquinamento atmosferico.";

D.P.R. 15/4/71, n° 322: "Regolamento per l'esecuzione della Legge 13/7/1966, n.615, limitatamente al settore delle industrie.";

art. 101 del D.P.R. 24/7/77, n° 616: "Trasferimento alle Regioni delle funzioni amministrative.";

Legge Regionale 13/7/84, n° 35: "Norme sulla competenza, la composizione ed il funzionamento del Comitato regionale contro l'inquinamento atmosferico per la Lombardia...";

D.P.R. 24/5/88, n° 203: "...Norme in materia di qualità dell'aria, relativamente a specifici inquinanti e di inquinamento prodotto dagli impianti industriali...";

D.P.C.M. del 21/7/89: "Atto di indirizzo e coordinamento alle Regioni, ai sensi dell'art.9 della L.349/86, per l'attuazione e l'interpretazione del D.P.R. n.203/88...";

D.M. del 12/7/90: "Linee guida per il contenimento delle emissioni inquinanti degli impianti industriali e la fissazione dei valori minimi di emissione.";

D.P.R. 25/7/91: "Modifiche dell'atto di indirizzo e coordinamento..., emanato con D.P.C.M. del 21/7/1989.";

Legge 19/3/1990, n.55: "Nuove disposizioni per la presenza della delinquenza di tipo mafioso e di altre gravi forme di manifestazioni di pericolosità sociale."

Circolare della Presidenza del Consiglio di Ministri 28/6/90 USG, n. 2481, lettera C, pubblicata sulla G.U. - Serie Generale - n. 154 del 4/7/1990.

DATO ATTO che per l'individuazione dei limiti alle emissioni viene fatto riferimento alla classificazione degli inquinanti riportata dal D.M. 12/07/90, alla classificazione degli stessi adottata con deliberazione G.R. n°IV/20998 del 26/5/87, e alle indicazioni fissate dal C.R.I.A.L. nella seduta del 6/4/89, unicamente per le sostanze non previste nell'allegato 1 del D.M. 12/07/90.

PRESO ATTO che il Dirigente del Servizio proponente riferisce della domanda di autorizzazione e della relativa documentazione tecnica, pervenute in data 2/5/95, prot.n 725007, presentate ai sensi dell'art. 17 del D.P.R. 24/5/88, n. 203, per la costruzione di un impianto per la

REGIONE LOMBARDA
Segreteria della Giunta Regionale
La presente copia è conforme all'originale
Milano, il 25 GEN 1996
d'ordine del Segretario
L'Impiegata V. G. F.
(All. Zed Fatina)

Il Dirigente del Servizio
Protezione Aria



desolfurazione catalitica del gasolio da parte della ditta Tamoil S.p.A. presso la raffineria di Cremona.

PRESO ATTO che il Dirigente del Servizio proponente riferisce:

- a) del contenuto e dell'esito dell'istruttoria tecnico-amministrativa relativa all'istanza presentata dalla Ditta, eseguita dal funzionario assegnatario della relativa pratica, conclusasi con una valutazione positiva delle caratteristiche tecnologiche dell'impianto in oggetto, con particolare riferimento alle caratteristiche chimico-fisiche delle emissioni in atmosfera ed ai principi di funzionamento dei sistemi di contenimento delle emissioni stesse.
- b) del parere espresso in data 18/12/95 dal C.R.I.A.L., di cui all'art.2 della legge regionale 13/07/1984, n.35, favorevole all'accoglimento dell'istanza di autorizzazione, secondo le condizioni riportate nel dispositivo del presente atto.

PRESO ATTO che lo stesso Dirigente, in relazione all'esito positivo dell'istruttoria di cui alla lettera a), propone l'assunzione del relativo parere ai sensi dell'art.17 del DPR n.203/88, per la costruzione dell'impianto in oggetto, le cui caratteristiche sono riportate nell'Allegato Tecnico facente parte integrante e sostanziale del presente atto.

DATO ATTO che il rilascio del presente provvedimento non è subordinato alla presentazione del certificato antimafia di cui alla richiamata L. 55/90, in quanto, come specificato alla lettera C) della già citata Circolare n. 2481/90, trattasi di atto avente contenuto tecnico, relativo a cicli produttivi dell'azienda richiedente e, quindi, suscettibile di produrre solo indirettamente effetti sull'attività imprenditoriale.

DATO ATTO, ai sensi dell'art 3 della Legge 241/90, che contro il presente provvedimento potrà essere presentato ricorso giurisdizionale al Tribunale Amministrativo Regionale Regionale, entro 60 giorni dalla data di comunicazione dello stesso, ovvero ricorso straordinario al Presidente della Repubblica entro 120 giorni dalla richiamata data di comunicazione.

DATO ATTO che il presente provvedimento non è soggetto a controllo ai sensi dell'art. 1 del Decreto Legislativo 13/2/1993 n. 40, come modificato dall'art. 1 del Decreto Legislativo 10/11/1993 n. 479.

A voti unanimi espressi nelle forme di legge

D E L I B E R A

REGIONE LOMBARDIA
Segreteria della Giunta Regionale
La presente copia è conforme all'originale
Milano, il
25 GEN 1996
L'impiegata V. G. L.
(All. Zed Fattori)



Di approvare e trasmettere al Consiglio Regionale la proposta di Deliberazione Consiliare avente per oggetto "Parere favorevole per il Ministero dell'Industria del Commercio e dell'Artigianato per la costruzione di un impianto per la desolforazione catalitica del gasolio da parte della ditta Tamoil S.p.A. presso la raffineria di Cremona.".

IL SEGRETARIO
REGIONE LOMBARDA
SECRETARIA
GIUNTA REGIONALE

REGIONE LOMBARDA
Segreteria della Giunta Regionale
La presente copia è in triplice alligata
Milano, il 25 ottobre 1998
d'ordine del Segretario
L'impiegato Yl r.f.
(All Zel Follini)

25 ottobre 1998

Allegato alla deliberazione
n. 8218 del 19 GEN 1996

AMBIENTE ED ENERGIA

Legge 13/7/66, n.615 ed art.17 DPR 24/5/88, n.203.

Parere favorevole per il Ministero dell'Industria del Commercio e dell'Artigianato per la costruzione di un impianto per la desolfurazione catalitica del gasolio da parte della ditta Tamoil S.p.A. presso la raffineria di Cremona.

fasc. 254/36574



REGIONE LOMBARDIA
Segreteria della Giunta Regionale
La presente copia è conforme all'originale
Milano, il 25 GEN 1996
d'ordine del Segretario
L'impiegata VI q.f.
(A. Zed Fatina)

Il Dirigente del Servizio
Protezione Aria

IL CONSIGLIO REGIONALE DELLA LOMBARDIA

Vista la richiesta di parere ai sensi dell'art. 17 del DPR 203/88 pervenuta dal Ministero dell'Industria del Commercio e dell'artigianato con nota n. 725007 del 2/5/95 relativa all'installazione di un impianto di desolforazione del gasolio con capacità di 900.000 t/anno, presso lo stabilimento della Tamoil di Cremona.

Visto che l'impianto in progetto prevede due sezioni principali, una di reazione ed una di strippaggio ed assorbimento.

La carica è costituita da gasolio leggero con portata di 66 mc/h e da gasolio da Visbraker con portata di 53 mc/h.

Il gasolio leggero contiene lo 0,4% di zolfo e circa 250 ppm di azoto.

Il gasolio da Visbreaker contiene lo 0,65% di zolfo ed oltre 600 ppm di azoto.

Come reagente di desolforazione si usano circa 1.100 kg/h di gas contenenti circa 440 kg/h di H₂ (91% in moli) prodotto nell'impianto di Reforming Catalitico.

Si ottengono 98,5 t/h di gasolio Diesel con zolfo max 0,04% che viene stoccato in serbatoi esistenti ed una frazione di nafta 3,5 t/h ricircolata alla Distillazione atmosferica.

Sezione reazione

La carica preriscaldata in un fascio tubiero (8E8) con il fondo stripper, viene miscelata col gas, ulteriormente preriscaldata nel fascio tubiero (8E1A+C) con l'effluente del reattore di desolforazione ed infine portato alla temperatura di reazione di 300-340 °C tramite il forno (8F1). Nel reattore (8R1) su due letti catalitici al cobalto molibdeno si trasformano i composti dello zolfo in H₂S. L'effluente, opportunamente raffreddato viene inviato ad un recipiente (HP Separator 8V2) per la separazione della fase liquida da quella gassosa.

La fase gassosa tramite due compressori (8K1A/B) e previo reintegro con gas fresco viene riciclata al reattore lo spurgo entra nella rete fuel gas.

La fase liquida viene inviata allo strippaggio.

Sezione strippaggio ed assorbimento

La fase liquida previo riscaldamento in fascio tubiero (8E2, 8E3A+C) viene alimentata nella parte alta dello stripper (8C1) in controcorrente ad un flusso di vapore.

Il fondo dello stripper che costituisce il prodotto, viene raffreddato, fatto passare su un prefiltro (8FT2) ed un filtro a cartucce coalescenti (8FT3) al fine di rimuovere l'acqua.

Il prodotto di testa viene parzialmente condensato ed inviato nell'accumulatore di testa (8V3) della colonna si strippaggio.

Si separa il liquido che decanta in fase acquosa ed

REGIONE LOMBARDIA
 Segreteria della Giunta Regionale
 La presente copia è conforme all'originale
 Milano, il 25 GEN 1996
 d'ordine del Segretario
 L'impiegata V. q.t.
 (All Zed Falha)

Il Dirigente

idrocarburica. Il gas è invece inviato ad un assorbitore (8C2) dove viene lavato in controcorrente co una soluzione amminica, poi entra nella rete di fuel gas. La fase acquosa viene avviata all'esistente Sour Water Stripper per essere purificata. La fase idrocarburica (nafta) viene riciclata alla distillazione atmosferica.

Bilancio su 8.000 ore/anno di funzionamento.

Alimentazione	% peso	t/anno
Gasolio leggero	54,4	447.700
gasolio visbreaker	44,5	366.600
gas reagente	1,1	8.800
totale	100	823.100

Prodotti

gasolio desolforato	95,7	788.000
nafta	3,4	27.800
fuel gas	0,9	7.300
totale	100	823.100

Emissioni

Provengono dal forno (8F1) e sono convogliate nell'esistente camino del Catalitic Dewaxing;

Il forno ha caratteristiche

potenzialità	4.116.000 kcal/h	4,8 MW
combustibile	fuel gas (zolfo max 0,1%)	
consumo	335 kg/h	
altezza camino	60 m	
diametro	0,87 m	
portata fumi umidi	6.200 Nmc/h=5.000 Nmc/h fumi secchi	
temp. fumi	313 °C (compresi i fumi Dewaxing)	
conc. SO ₂	134 mg/Nmc	
conc. NO _X	100 mg/Nmc	

le concentrazioni sono riferite al 3% di O₂ libero.

Con l'entrata in esecizio di questo impianto di desolforazione del gasolio la capacità di decreto della raffineria resta di 5.000.000 di t/anno e che le produzioni previste sono

Prodotto	% in peso
GPL	2,2 - 3,8
benzine motori	16,0 - 24,1
virgin nafta	-----
kerosene	1,0 - 4,0
gasoli	30,4 - 42,5
oli combustibili	26,8 - 39,7
zolfo	0,1 - 0,3
consumi e perdite	4,2 - 4,9

Bilancio consumi ed emissioni

Tutti i gas prodotti dalla desolforazione pari a 1360 kg/h sono desolforati negli esistenti impianti di lavaggio con

REGIONE LOMBARDIA
 Segreteria della Giunta Regionale
 La presente copia è conforme all'originale
 Milano, il 25 GEN. 1996
 d'ordine del Segretario
 L'Impiegata V.I. p.
 (Ali Zed Fattini)

Il Dirigente del Servizio
 Protezione Aria

DEA, dalla cui rigenerazione si ottiene un gas ricco in H₂S inviato agli esistenti impianti Claus. (capacità 12+30 t/g). Con il nuovo impianto la produzione totale di zolfo sarà di circa 15 t/g.

L'invio al Claus del nuovo quantitativo di H₂S 440 kg/h comporta un incremento di emissioni di SO₂ di circa 33 kg/h.

Con il nuovo impianto si determina pertanto un consumo di circa 1.100 kg/h di gas come reagente di desolforazione e di circa 335 kg/h di gas come combustibile.

Dall'impianto ottengo 880 kg/h di fuel gas (1.360 di gas da cui sottraggo 440 kg/h di H₂).

Ciò determina nel totale di raffineria un incremento di circa 735 kg/h di consumi di olio combustibile BTZ (S<1%).

Complessivamente dai processi di combustione si ha un incremento di emissioni di circa 17 kg/h di SO₂ e 4,7 kg/h di NOX.

	prima	dopo	
Olio bruciato(*)	6.373	7.107	kg/h
fuel gas(*)	12.984	13.063	kg/h
volume fumi secchi	264.266	277.370	Nmc/h
SO ₂	217	267	kg/h
conc. SO ₂	823	966	mg/Nmc
NOX	72	77	kg/h
conc. NOX	273	277	mg/Nmc

I bilanci sono fatti nell'ipotesi di raffineria marciante alla massima capacità di decreto 5 Milioni t/a con O.C. all'1% si zolfo e fuel gas allo 0,1%.

Nel 1994 sono state lavorate 4,2 milioni di tonnellate, l'olio ha avuto un contenuto medio di zolfo dello 0,78% ed il fuel gas dello 0,051%.

(*) Avendo lavorato 4,2 milioni di tonnellate ha funzionato un solo impianto di riforma catalitica delle benzine anzichè due con una conseguente minore produzione di gas rispetto ad una disponibilità di progetto di 19.000 kg/h.

VISTO che in data il C.R.I.A.L. ex. art.2 della legge regionale 13/07/1984 n.35, ha esaminato la richiesta ed ha espresso parere favorevole al suo accoglimento alle condizioni riportate in deliberato.

RITENUTO di adottare, quale criterio generale per l'individuazione dei limiti alle emissioni, la classificazione degli inquinanti indicata dal D.M. 12/07/90, la classificazione adottata con deliberazione G.R. n°IV/20998 del 26/5/87, e le indicazioni fissate dal CRIAL nella seduta del 6/4/89, unicamente per le sostanze non previste nell'allegato 1 del D.M. 12/07/90.

RITENUTO che il presente atto rientri nella fattispecie prevista dalla lettera C, II capoverso della Circolare della Presidenza del Consiglio dei Ministri 28/6/90 U.S.G. n. 2481, pubblicata sulla G.U., serie generale n. 154 del

REGIONE LOMBARDIA
 Segreteria della Giunta Regionale
 La presente copia è conforme all'originale
 Milano, il 25 GEN. 1996
 d'ordine del Segretario
 L'impiegata VI q.t.
 (All Zed Fatina)

Il Dirigente del Servizio
 Protezione Aria

4/7/90, " Attività assoggettate " avendo contenuto tecnico in quanto rifacentesi ai cicli produttivi dell'azienda richiedente e che quindi non sia necessario presentare la certificazione antimafia di cui alla legge 19/3/90, n. 55.

CONSIDERATO che le attività industriali dell'insediamento produttivo rientrano nel campo di applicazione del DPR 175/88.

RILEVATO che l'azienda ha trasmesso agli organi competenti il rapporto di sicurezza con dichiarazione allegata della relativa perizia giurata.

VISTA la Legge 13/7/66, n. 615.

VISTO il DPR 15/4/71, n.322.

VISTO l'art. 101 del D.P.R. 24/7/77, n. 616.

VISTA la Legge Regionale 13/7/84, n. 35.

VISTO il D.P.R. 24/5/88, n. 203.

VISTO il D.P.C.M. del 21/7/89.

VISTO il D.M. del 12/7/90.

VISTO il D.P.R. 25/7/91.

Dato atto che la presente deliberazione non è soggetta al controllo ai sensi dell'art. 1 del D.Lgs. n. 40/1993, come modificato dall'art. 1 del D.Lgs. n. 479/1993.

Nelle forme di legge

DELIBERA

Di esprimere parere favorevole ai sensi dell'art. 17 del DPR 203/88 alla richiesta del Ministero dell'Industria del Commercio e dell'Artigianato relativa all'installazione di un impianto di desolforazione del gasolio con capacità di 900.000 t/anno, presso lo stabilimento della Tamoil di Cremona.

1 Di imporre che gli impianti siano realizzati come da progetto e siano inoltre rispettate le condizioni riportate di seguito:

Gli sfiati delle valvole di sicurezza ed emergenza devono essere tutti convogliati nella rete di blow-down.

Forni di processo

- . L'olio combustibile impiegato in raffineria dovrà avere un contenuto max in zolfo del 1%.
- . Il gas un contenuto max in zolfo dello 0,1%.
- . Devono essere adottate tecnologie di combustione atte a minimizzare la formazione di NO.
- . Per l'utilizzo del fuel gas nel nuovo forno devono essere rispettati in emissione i limiti seguenti espressi in mg/Nmc e riferiti al 3% di O2 libero:

NOX (come NO2)	200
polveri	5
CO	100

Per il controllo della combustione devono essere come



REGIONE LOMBARDIA
 Segreteria della Giunta Regionale
 La presente copia è conforme all'originale
 Milano, il 25 GEN 1996
 d'ordine del Segretario
 L'impiegata VI q.f.
 (All. Zed Fatina)

Il Dirigente del Servizio
 P. ...

minimo installati analizzatori di O₂ nei fumi che regolino in automatico la portata dell'aria comburente.

- . Al momento può essere accettato l'invio dei fumi di combustione nei camini esistenti.
- . Devono essere adottati tutti gli accorgimenti al fine di evitare emissioni olfattivamente moleste.

In particolare:

- . La fermata degli impianti di lavaggio amminico deve comportare la fermata degli impianti che producono H₂S nel più breve tempo tecnico.

I prodotti leggeri (quelli con tensione di vapore superiore a 13 mbar alla T° di 20°C) dell'impianto devono essere lavorati in cascata possibilmente senza stoccaggi intermedi, in caso contrario devono essere stoccati in serbatoi che evitino emissioni, a tal fine possono essere ritenuti idonei quelli a tetto galleggiante oppure con lo sfiato convogliato ad un sistema di combustione controllata.

- . I gas prodotti devono essere avviati al lavaggio amminico per il recupero dello zolfo. Il contenuto residuo in H₂S nei gas avviati a combustione deve essere max dello 0,1%
- . I compressori dei gas devono avere un sistema di tenuta con fluidi in pressione nell'intercapedine della doppia tenuta in modo da laminare verso l'interno in caso di perdita.

Devono esserci dispositivi di allarme in caso di consumo eccessivo nel circuito di tenuta o di cadute di pressione nello stesso.

Le valvole di sicurezza e di sovrappressione devono essere convogliate alla rete di blow-down.

- . Le pompe che trattano liquidi contenenti H₂S, devono avere la doppia tenuta con un fluido tampone intermedio o sistema equivalente.
- . Le acque contenenti sostanze acide, prima di essere scaricate all'impianto di trattamento acque, devono essere bonificate tramite strippaggio dei gas acidi. Le acque scaricate non devono essere fonte di molestia olfattiva.

Il contenuto in H₂S nelle acque scaricate dallo strippaggio deve essere ≤ 10 ppm.

Il nuovo impianto coinvolge quelli di lavaggio gas acidi recupero zolfo

che non subiscono modifiche e per la gestione dei quali si rimanda alla D.C.R. n. V/1062 del 23/2/94.

Prescrizioni Generali

L'azienda, oltre agli obblighi fissati dall'art.8 DPR 203/88 deve, con cadenza semestrale, effettuare analisi di controllo delle emissioni dal nuovo forno e di verifica delle rese di conversione del Claus dandone preavviso di almeno 15 gg. alle autorità preposte al controllo ed adottare le metodiche di prelievo ed analisi della Unichim. I prelievi devono essere almeno due in ogni occasione. I

REGIONE LOMBARDA
 Segreteria della Giunta Regionale
 La presente copia è conforme all'originale
 25 GEN. 1996
 Milano, il
 d'ordine del Segretario
 L'impiegata VI q.t.
 (All Zed Felina)

Il Direttore
 F. ...

dati, che devono servire anche per una taratura degli analizzatori in continuo, devono essere trasmessi alla Regione ed alle Autorità preposte al controllo al termine della stagione termica, unitamente ad una relazione sui valori misurati in continuo.

La documentazione relativa ai risultati analitici deve essere corredata dei seguenti dati:

- localizzazione dei punti di prelievo e indicazione dei carichi in atto al momento del prelievo
- metodologia di prelievo e di analisi
- portata e temperatura dell'aeriforme
- concentrazione e denominazione chimica degli inquinanti

L'impianto deve essere messo a regime entro 120 giorni dalla messa in esercizio degli impianti. In tale periodo transitorio possono essere accettate variazioni sui limiti del 25%.

La ditta deve trasmettere i risultati di una indagine analitica eseguita ai punti di emissione attenendosi a quanto indicato all'art.8, comma 2, del D.P.R. 203/88 e al punto 22 del DPCM 21/7/89; in particolare, nell'arco di un periodo di dieci giorni di marcia controllata degli impianti, devono essere effettuati campionamenti di aeriforme.

. nel caso di un'emissione proveniente da un processo produttivo di tipo continuo, devono essere effettuati almeno cinque campionamenti.

Di far presente che ai sensi dell'art.8 D.P.R. 203/88, la ditta deve comunicare, almeno quindici giorni prima, al Sindaco e alla Regione, la data della messa in esercizio degli impianti.

Di far presente gli adempimenti previsti dall'art. 8 nonché quanto prescritto dagli artt. 10,11,15 del D.P.R. 203/88.

Di demandare all'Ente responsabile del Servizio di Rilevamento di Cremona la verifica ed il controllo dell'osservanza da parte della ditta di quanto riportato in delibera.

Di richiamare l'attenzione del Comune e dell'USSL sui controlli di competenza in relazione a quanto riportato in delibera.

Di far salve le autorizzazioni e prescrizioni di competenza di altri Enti.

Di richiamare l'attenzione del ministero e del Sindaco sul fatto che le lavorazioni della ditta rientrano tra quelle insalubri della prima classe di cui all'elenco del D.M. 2/3/87.

Di ricordare al Sindaco che, prima del rilascio dell'autorizzazione all'esercizio degli impianti di cui alla presente delibera, è necessario controllare che la ditta sia in

REGIONE LOMBARDA
 Segreteria della Giunta Regionale
 La presente copia è conforme all'originale
 25 GEN. 1996
 Milano, il
 d'ordine del Segretario
 L'impiegata / il q. a.
 (All Zed F.lli)

Il Dirigente del Servizio
 Protezione Aria

possesso di tutte le autorizzazioni previste dalla legge.

E' necessario inoltre verificare che siano rispettate le norme di prevenzione e sicurezza contro incendi, scoppi, esplosioni e propagazione dell'elemento nocivo.

Di dare atto che il presente provvedimento non e' soggetto a controllo ai sensi dell'art.1 del Decreto Legislativo 13/02/1993 n.40.

Di disporre la trasmissione del presente atto al Ministero dell'Industria del Commercio e dell'Artigianato ed alla Commissione istituita presso il Ministero dell'Ambiente ai sensi dell'art.1 dell'accordo procedimentale del 10/4/91.



REGIONE LOMBARDIA
Segreteria della Giunta Regionale
La presente copia è conforme all'originale
Milano, il 25 GEN. 1996
d'ordine del Segretario
L'impiegata V. q. f.
(Ali Zeb Fatima)

Il Dirigente del Servizio
Protezione Aria



VP/pg D

AL MINISTERO DELL'INDUSTRIA

DEL COMMERCIO E DELL'ARTIGIANATO

D.G.F.E.I.B. - UFFICIO PETROLI

VIA MOLISE, 2

00187 - R O M A

La TAMOIL RAFFINAZIONE S.p.A. - codice fiscale e partita IVA n. 01029270194 - con sede in Cremona - Piazzale Caduti del Lavoro n. 30 - concessionaria della Raffineria di Cremona per il trattamento di petrolio grezzo fino a 5.000.000 T/anno, in forza del Decreto Ministeriale n. 14643 datato 20/10/1988, per nome del suo legale rappresentante Dott. Ing. Giorgio FONDA, - nato a Padova il 26/04/1933 e domiciliato per la carica a Cremona - Piazzale Caduti del Lavoro n. 30

PREMESSO CHE

- a far data dal prossimo ottobre 1996 il gasolio autotrazione dovrà avere un contenuto massimo di zolfo pari allo 0,05%;
- per ottenere tale miglioramento qualitativo del gasolio finito prodotto nella propria Raffineria e' necessario aumentare l'esistente capacita' di desolfurazione dei distillati medi

CHIEDE

di essere autorizzata nella sua Raffineria di Cremona a realizzare un nuovo impianto di desolfurazione catalitica del gasolio (Gasoil HDS Unit) avente una capacita' di 900.000 T/anno.

Il nuovo impianto richiede un investimento di circa 35 miliardi di lire

che verra' finanziato direttamente dalla TAMOIL RAFFINAZIONE S.p.A.

Il completamento dell'impianto e' previsto entro giugno 1996.

Le rese di lavorazione dopo l'inserimento nel ciclo produttivo del nuovo impianto saranno comprese, a seconda delle caratteristiche della materia prima lavorata, delle richieste di mercato e nei limiti della capacita' di decreto di 5.000.000 T/anno, entro le percentuali di seguito indicate:

PRODOTTO	%peso
LPG	2,2 - 3,8
Benzine Motori	16,0 - 24,1
Virgin Naphtha	
Kerosene	1,0 - 4,0
Gasoli	30,4 - 42,5
Oli combustibili	26,8 - 39,7
Zolfo	0,1 - 0,3
Consumi e perdite	4,2 - 4,9

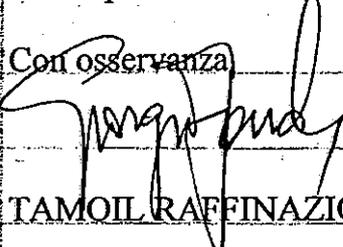
Alla presente istanza sono allegate:

- relazione tecnica e relativi allegati secondo l'indicazione del punto m) art. 2 del D.M. del 07/02/1995.
- relazione tecnica e relativi allegati contenenti tutti gli elementi necessari per l'istruttoria di cui al DPR 203/88 (art. 2 del D.M. del 07/02/1995 - punto o).

Per quanto riguarda gli adempimenti degli obblighi relativi al DPR 175/88 e successive modificazioni, si fa presente che il rapporto

di sicurezza per la fase nulla osta di fattibilita' per l'impianto oggetto della presente istanza e' stato trasmesso agli enti competenti con lettera prot. D 318/95 del 31/03/1995 di cui si allega copia.

Con osservanza



TAMOIL RAFFINAZIONE S.p.A.

Il Direttore Generale

Ing. Giorgio FONDA

Cremona, **03 APR. 1995**

***IMPIANTO DESOLFORAZIONE GASOLIO
(GASOIL HDS UNIT)***

RELAZIONE TECNICA

INDICE

- **INTRODUZIONE** *Pag.* 3

- **DESCRIZIONE DEL PROGETTO** *Pag.* 4

- **DOCUMENTAZIONE ALLEGATA:**
 - *Planimetria generale ubicazione impianto*
Dis. E-PL-95001

 - *Planimetria (Plot Plan)*
Dis. FWI 8-0-01-1 Rev. B
Dis. FWI 8-0-01-2 Rev. B

 - *Schema di processo (Process Flow Diagram)*
Dis. FWI 8-0-50-101 Rev. A

 - *Bilancio Materiale*

 - *Elenco apparecchiature (Equipment List)*
Dis. FWI 8-4-01-20 Rev. A

INTRODUZIONE

L'impianto Gasoil HDS e' stato progettato da Foster Wheeler Italiana.

Questo impianto utilizza processi chimici e tecnologie largamente consolidate, tipici dell'industria della raffinazione del petrolio.

Tali processi e tecnologie non possono quindi essere definiti di tipo nuovo.

L'impianto Gasoil HDS e' costituito da due sezioni principali:

- 1) sezione di reazione
- 2) sezione di strippaggio ed assorbimento

Entrambe sono progettate per trattare una miscela di gasolio costituita da gasolio leggero proveniente dall'impianto esistente di Distillazione Atmosferica (Crude Unit) con portata di carica pari a 10,000 BPSD (66 m³/h misurati a 15 °C) e da gasolio visbrecato proveniente dall'impianto di Visbreaker con portata di carica pari a 8,000 BPSD (53 m³/h misurati a 15 °C).

Lo scopo del progetto e' quello di aumentare il grado di desolforazione del gasolio ad un livello di zolfo non superiore a 0.05% peso.

La realizzazione del progetto, comportando una notevole riduzione del tenore di zolfo nei gasoli prodotti rispetto al contenuto attuale, favorira' il miglioramento delle condizioni ambientali.

Il progetto che si intende realizzare va quindi inquadrato in un'ottica di diminuzione dell'inquinamento atmosferico provocato dalle emissioni dei veicoli a motore e dagli impianti termici che utilizzano gasolio come combustibile. Recepisce quindi uno degli obiettivi comuni che e' quello di preservare, proteggere e migliorare la qualita' dell'ambiente contribuendo alla tutela della salute umana.

DESCRIZIONE DEL PROCESSO

L'impianto Gasoil HDS e' costituito da due sezioni principali:

- 1) sezione di reazione
- 2) sezione di strippaggio ed assorbimento

Tale suddivisione e' solo ideale in quanto, al fine di ottimizzare la distribuzione ed il recupero del calore, esse sono integrate e pertanto non possono operare l'una indipendentemente dall'altra.

1) SEZIONE DI REAZIONE

Questa sezione ha lo scopo di desolfurare il gasolio di carica proveniente dagli impianti di Distillazione Atmosferica (Crude Unit) e Visbreaker.

Il gasolio di carica viene preriscaldato in uno scambiatore a fascio tubiero (8-E-8) con il fondo dello stripper (appartenente alla sezione di strippaggio ed assorbimento), successivamente viene miscelato con una corrente di gas ricco in idrogeno ed ulteriormente preriscaldato in altri scambiatori a fascio tubiero (8-E-1A÷C) con l'effluente del reattore di desolfurazione ed infine portato alla temperatura di reazione (300÷340 °C) tramite il forno (8-F-1). Quindi la miscela entra in un reattore (8-R-1) contenente due letti catalitici. Su tali letti costituiti da catalizzatore al cobalto-molibdeno avviene la trasformazione dello zolfo presente nella carica in H₂S.

L'effluente del reattore viene prima raffreddato mediante i preriscaldatori della carica (8-E-1A÷C), successivamente viene raffreddato mediante altri scambiatori a fascio tubiero (8-E-3A÷C) con l'alimentazione allo stripper ed infine, dopo essere stato ulteriormente raffreddato mediante uno scambiatore ad aria (8-EA-1) e ad acqua (8-E-4) viene inviato in un recipiente (HP Separator 8-V-2) dove si separano la fase liquida e la fase gassosa.

La fase gassosa, costituita da gas ricco in idrogeno viene compressa tramite compressori (8-K-1A/B), miscelata con gas ricco in idrogeno proveniente da un'altra unita' (C.C.R.), preriscaldata in scambiatori a fascio tubiero (8-E-9A/B) con parte del fondo stripper, ed infine viene riciclata al reattore.

La fase liquida viene inviata ad una colonna di strippaggio con vapore vivo, appartenente alla sezione di strippaggio ed assorbimento.

2) **SEZIONE DI STRIPPAGGIO ED ASSORBIMENTO**

Questa sezione ha lo scopo di trattare i prodotti di reazione mediante strippaggio e lavaggio amminico.

Il liquido proveniente dall'HP Separator (8-V-2), appartenente alla sezione di reazione, viene preriscaldato mediante scambiatori a fascio tubiero (8-E-2, 8-E-3A+C) con parte del fondo dello stripper e con l'effluente reattore per poi essere alimentato nella parte alta dello stripper (8-C-1) in controcorrente ad una corrente di vapore di strippaggio alimentata nella parte bassa dello stripper.

In tale colonna di strippaggio avviene la rimozione dell' H_2S e delle frazioni idrocarburiche leggere dal prodotto principale (gasolio desolfurato).

Il prodotto di fondo della colonna di strippaggio, che costituisce il prodotto principale dell'impianto, viene prima raffreddato mediante i già menzionati scambiatori (8-E-8, 8-E-9A/B, 8-E-2), successivamente viene ulteriormente raffreddato mediante scambiatori ad aria (8-EA-3) e ad acqua (8-E-6) dopo di che viene fatto passare attraverso un prefiltro (8-FT-2) ed un filtro a cartucce coalescenti (8-FT-3) al fine di rimuovere l'acqua libera presente, ed e' infine inviato ai limiti di batteria dell'impianto.

Il prodotto di testa viene parzialmente condensato mediante scambiatori ad aria (8-EA-2) e ad acqua (8-E-5) ed inviato nell'accumulatore di testa (8-V-3) della colonna di strippaggio. Qui avviene una separazione gas-liquido-liquido.

Il liquido e' separato per decantazione in acqua (vapore condensato) ed idrocarburo mentre il gas e' inviato ad un assorbitore (8-C-2) e lavato in controcorrente con una soluzione amminica ed inviato alla rete di gas combustibile di Raffineria.

L'acqua (sour water), contenente H_2S , e' inviata ad un impianto esistente Sour Water Stripper, ove viene opportunamente purificata.

L'idrocarburo liquido (wild naphtha) viene riciclato all'impianto esistente di Distillazione Atmosferica (Crude Unit) per essere opportunamente frazionato.



DELIBERAZIONE NR. V/

55809

SEDUTA DEL 23 AGO. 1994

Presidente: PAOLO ARRIGONI

Presenti gli Assessori regionali:

RICCARDO MARCHIORO - *Vice Presidente*

ROMANO ARIOLI

ROBERTO BISCARDINI

SANDRO BRUNI

SERGIO CAZZANIGA

LUIGI CORBANI

MICHELE CORTI

FABIO LOCATELLI

MARGHERITA PERONI

TIZIANA ROGORA

GIOVANNI ROSSI

PATRIZIA TOIA

Con l'assistenza del Segretario: Giorgio FERMO

Su proposta dell'Assessore:

AMBIENTE ED ENERGIA

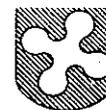
OGGETTO:

Legge 13/7/66, n.615 ed art.17 DPR 24/5/88, n.203.

Proposta di Deliberazione Consiliare concernente
"Parere favorevole per il Ministero dell'Industria
del Commercio e dell'Artigianato per la costruzione
di un impianto per la isomerizzazione totale delle
benzine e l'installazione di un nuovo serbatoio da
parte della ditta Tamoil S.p.A. presso la
raffineria di Cremona".

fasc. 254/5272

DELIBERAZIONE NON SOGGETTA AL CONTROLLO AI
SENSI DELL'ART. 1 DEL D. Lgs. N. 40/1993, COME
MODIFICATO DALL'ART. 1 DEL D. Lgs. N. 479/1993.



Vista la richiesta di parere ai sensi dell'art. 17 del DPR 203/88 pervenuta dal Ministero dell'Industria del Commercio e dell'artigianato con nota n. 697607 del 9/12.93 relativa all'installazione di un secondo impianto di isomerizzazione della benzina e di un nuovo serbatoio presso lo stabilimento della Tamoil di Cremona.

Visto che il secondo impianto di isomerizzazione deriva dalla trasformazione dell'esistente impianto di riforma catalitica Ultraformer n. 1.

Visto che l'impianto esistente di isomerizzazione ha una capacità di 4.000 barili/giorno, mentre il nuovo ha una capacità di 9.300 barili/giorno. (Barile=159 litri)

Visto che il nuovo impianto consta di tre sezioni

- Desolforazione
 - Isomerizzazione
 - Ipsorb (a servizio dei due impianti di isomerizzazione).
- le cui caratteristiche principali sono di seguito riportate.

Desolforazione

La frazione di pentani/esani da trattare passa da un accumulatore. Tramite pompe si preriscalda in 4 scambiatori con l'effluente dal reattore e quindi entra nel forno 02 F-101. In uscita dal forno la carica si unisce con un flusso di gas ricco in H₂ proveniente dagli impianti di riforma catalitica. Il rapporto H₂/HC è regolato in continuo.

La miscela entra nel reattore 02 R-101 contenente catalizzatore al Co-Mo con reazioni esotermiche di eliminazione di S, N, O. Dopo il recupero del calore ed un successivo raffreddamento ad aria i prodotti entrano nel separatore 02 V-101 e si smiscela in una fase

- idrocarburica gassosa
- idrocarburica liquida
- acquosa.

La fase gassosa viene inviata agli esistenti impianti di lavaggio con dietanolamina per il recupero del H₂S.

Il sistema di lavaggio con DEA e gli impianti Claus esistenti sono sufficienti a trattare la nuova fase gassosa.

La fase liquida alimenta lo stripper. La fase gassosa che si libera dallo stripper va al lavaggio amminico.

La portata totale della fase gassosa è pari a circa 1.120 kg/h e contiene 11 Kg di H₂S.

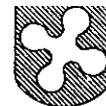
La fase liquida rimasta alimenta la sezione di isomerizzazione.

La fase acquosa va allo strippaggio delle acque acide.

Isomerizzazione

Il flusso liquido proveniente dalla desolforazione, assieme





al flusso di ricircolo proveniente dall'impianto IPSORB ed alla benzina proveniente dallo splitter dell'Ultraformer costituiscono la carica.

Previo raffreddamento ad aria si passa all'essiccamento su due recipienti 4C-2A/B contenenti setacci molecolari alternativamente in fase di esercizio e rigenerazione.

La benzina essicata assieme al gas ricco in H₂, proveniente dagli impianti di riforma catalitica ed essicato su due essicatori a setacci molecolari, viene preriscaldata con recupero di calore e poi con vapore ed alimenta il reattore catalitico a base di platino di isomerizzazione 02 R-102. Questa prima reazione é esotermica.

La rigenerazione dei setacci molecolari di essiccamento avviene con benzina.

Dopo raffreddamento con la carica entra nel secondo reattore 02 R-103 assieme ad un agente clorurante (CCl₄) con funzione di attivatore del catalizzatore.

Successivamente passa in altre due sezioni del reattore 02 R-104 e 02 R-105.

Finita la reazione dopo refrigerazione passa al separatore 02 V-105.

La fase gassosa dopo lavaggio con soda al 10% nello scrubber 02 C-152 per separare le tracce di cloro, e successivo lavaggio ad acqua, entra nella rete del fuel gas.

La fase liquida viene inviata alla stabilizzatrice 02 C-151.

I gas di testa vanno al lavaggio nella colonna 02 C-152.

La benzina di coda in uscita dalla colonna assieme alla benzina isomera proveniente dall'esistente impianto ISO 1 viene inviata all'impianto IPSORB.

Ipsorb

Fase di adsorbimento

Dall'accumulatore di carica 7V-156 tramite un setaccio 7V-157 viene purificata da ogni eventuale traccia di cloro.

Dopo vaporizzazione negli scambiatori la benzina viene inviata al forno 7F-151 e quindi negli assorbitori 7V-158 A/B/C dove setacci molecolari trattengono gli HC lineari e lasciano passare gli isomeri. Questi ultimi previo recupero di calore vengono refrigerati e stoccati in serbatoio.

La benzina ottenuta ha un contenuto in C₄ inferiore all'1% in peso e numero RON 88,6.

Fase di deadsorbimento

Gli HC lineari sono deadsorbiti con isopentano in fase vapore.

La miscela viene accumulata in 3V-152 e poi trattato nella colonna 3C-51 dalla cui testa si separa isopentano, dal fondo si ottengono normal pentano e normal esano che sono riciccolati alla sezione di isomerizzazione.

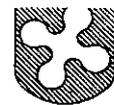
Bilancio materia

Alimentazione

- benzina leggera alla sezione desolf.

in Kg/h
17.553





- benz. legg. alla sez. isomerizzazione	11.292
- benz. isom. dall' ISO 1 alla Ipsorb	16.866
- gas alle sez. desolf. ed isomerizz.	2.945
- totale	48.656

Prodotti

- benzina da Ipsorb	44.211
- gas comb. dalla isomerizzazione	3.327
- gas di purga da desolforazione	1.118
- totale	48.656

Bilancio combustibili

L'impianto determina un bilancio positivo rispetto alla produzione di gas.

gas in carica	2.945
gas prodotto	4.445
gas bruciato nei forni	562
gas immesso nella rete fuel	938

Emissioni

Le uniche emissioni sono costituite dai fumi dei forni

. 02 F-101 scaricati dal camino dell'esistente impianto di desolforazione distillati medi.

Potenzialità	1,67 MKcal/h
combustibile fuel gas	122 Kg/h
altezza camino	50 m
diametro camino	2,1 m
portata fumi reali	2.220 Nmc/h
portata fumi al 3% di O ₂	1.800 Nmc/h
conc. SO ₂	130 mg/Nmc
conc. NOX (come NO ₂)	100 mg/Nmc

(In questo camino sono scaricati anche i fumi dei forni dell'impianto di desolforazione catalitica dei distillati medi).

. 7F-151, 7F-152, che vengono scaricati tramite il camino dell'esistente impianto ISO 1.

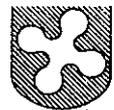
Potenzialità totale	6 MKcal/h	6,9 MW
Comb. fuel gas	440 Kg/h	
altezza camino	48 m	
diametro camino	1,7 m	
portata fumi reali	8.034 Nmc/h	
portata fumi al 3% di O ₂	6.500 Nmc/h	
conc. SO ₂	130 mg/Nmc	
conc. NOX (come NO ₂)	100 mg/Nmc	

Alla luce del bilancio del gas consumato e gas prodotto, complessivamente viene ad essere disponibile una quantità di fuel gas di 1.500 kg/h con un eccesso rispetto al consumo dell'impianto di circa 950 kg/h che va a sostituire una equivalente quota di olio.

Complessivamente viene a determinarsi una riduzione delle emissioni di

SO ₂ pari a circa	22 kg/h
NOX pari a circa	2 kg/h.





Visto che i catalizzatori non verranno rigenerati in raffineria ma presso ditte esterne specializzate.

Visto che la ditta intende installare un serbatoio E 29 dalla capacità utile di 12.000 mc, in sostituzione dei serbatoi L 13 ed L 14 di pari capacità complessiva. In questo serbatoio verrà stoccata benzina commerciale.

Si tratta di un serbatoio a tetto galleggiante cat. A

Capacità utile	12.000 mc
capacità nominale	15.000 mc
diametro	36,6 m
altezza	14,6 m.

Il serbatoio avrà un bacino di contenimento in cemento armato.

Il tetto galleggiante avrà una doppia tenuta.

VISTO che in data 31/5/94 il C.R.I.A.L. ex. art.2 della legge regionale 13/07/1984 n.35, ha esaminato la richiesta ed ha espresso parere favorevole al suo accoglimento alle condizioni riportate in deliberato.

RITENUTO di adottare, quale criterio generale per l'individuazione dei limiti alle emissioni, la classificazione degli inquinanti indicata dal D.M. 12/07/90, la classificazione adottata con deliberazione G.R. n°IV/20998 del 26/5/87, e le indicazioni fissate dal CRIAL nella seduta del 6/4/89, unicamente per le sostanze non previste nell'allegato 1 del D.M. 12/07/90.

RITENUTO che il presente atto rientri nella fattispecie prevista dalla lettera C, II capoverso della Circolare della Presidenza del Consiglio dei Ministri 28/6/90 U.S.G. n. 2481, pubblicata sulla G.U., serie generale n. 154 del 4/7/90, "Attività assoggettate" avendo contenuto tecnico in quanto rifacentesi ai cicli produttivi dell'azienda richiedente e che quindi non sia necessario presentare la certificazione antimafia di cui alla legge 19/3/90, n. 55.

CONSIDERATO che le attività industriali dell'insediamento produttivo rientrano nel campo di applicazione del DPR 175/88.

RILEVATO che l'azienda ha trasmesso agli organi competenti il rapporto di sicurezza con dichiarazione allegata della relativa perizia giurata.

VISTA la Legge 13/7/66, n. 615.

VISTO il DPR 15/4/71, n.322.

VISTO l'art. 101 del D.P.R. 24/7/77, n. 616.

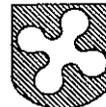
VISTA la Legge Regionale 13/7/84, n. 35.

VISTO il D.P.R. 24/5/88, n. 203.

VISTO il D.P.C.M. del 21/7/89.

VISTO il D.M. del 12/7/90.





5

VISTO il D.P.R. 25/7/91.

Dato atto che la presente deliberazione non è soggetta al controllo ai sensi dell'art. 1 del D.Lgs. n. 40/1993, come modificato dall'art. 1 del D.Lgs. n. 479/1993.

A voti unanimi espressi nelle forme di legge

D E L I B E R A

1) Di approvare e trasmettere al Consiglio Regionale per gli adempimenti di competenza la proposta di Deliberazione Consiliare, allegata alla presente Deliberazione, di cui costituisce parte integrante e sostanziale, relativa alla richiesta di parere del Ministero dell'Industria del Commercio e dell'Artigianato per la costruzione di un impianto di isomerizzazione totale della benzina e l'installazione di un serbatoio presso la raffineria della Tamoil S.p.a. in comune di Cremona.

p.C.C.
IL SEGRETARIO

IL PRESIDENTE
F.TO ARRIGONI



IL SEGRETARIO
F.TO FERMO



OGGETTO: Legge 13/07/66, n.615 ed art.17 DPR 24/05/88,
n.203.
Parere favorevole per il Ministero dell'Industria
del Commercio e dell'Artigianato per la
costruzione di un impianto per la isomerizzazione
totale delle benzine e l'installazione di un
nuovo serbatoio da parte della ditta TAMOIL
S.p.A. presso la raffineria di Cremona.



Il Dirigente del Servizio
Protezione



IL CONSIGLIO REGIONALE DELLA LOMBARDIA

Vista la richiesta di parere ai sensi dell'art. 17 del DPR 203/88 pervenuta dal Ministero dell'Industria del Commercio e dell'artigianato con nota n. 697607 del 9/12/93 relativa all'installazione di un secondo impianto di isomerizzazione della benzina e di un nuovo serbatoio presso lo stabilimento della Tamoil di Cremona.

Visto che il secondo impianto di isomerizzazione deriva dalla trasformazione dell'esistente impianto di riforma catalitica Ultraformer n. 1.

Visto che l'impianto esistente di isomerizzazione ha una capacità di 4.000 barili/giorno, mentre il nuovo ha una capacità di 9.300 barili/giorno. (Barile=159 litri)

Visto che il nuovo impianto consta di tre sezioni

- Desolfurazione
 - Isomerizzazione
 - Ipsorb (a servizio dei due impianti di isomerizzazione).
- le cui caratteristiche principali sono di seguito riportate.

Desolfurazione

La frazione di pentani/esani da trattare passa da un accumulatore. Tramite pompe si preriscalda in 4 scambiatori con l'effluente dal reattore e quindi entra nel forno 02 F-101. In uscita dal forno la carica si unisce con un flusso di gas ricco in H₂ proveniente dagli impianti di riforma catalitica. Il rapporto H₂/HC è regolato in continuo.

La miscela entra nel reattore 02 R-101 contenente catalizzatore al Co-Mo con reazioni esotermiche di eliminazione di S, N, O. Dopo il recupero del calore ed un successivo raffreddamento ad aria i prodotti entrano nel separatore 02 V-101 e si smiscela in una fase

- idrocarburica gassosa
- idrocarburica liquida
- acquosa.

La fase gassosa viene inviata agli esistenti impianti di lavaggio con dietanolamina per il recupero del H₂S.

Il sistema di lavaggio con DEA e gli impianti Claus esistenti sono sufficienti a trattare la nuova fase gassosa.

La fase liquida alimenta lo stripper. La fase gassosa che si libera dallo stripper va al lavaggio amminico.

La portata totale della fase gassosa è pari a circa 1.120 kg/h e contiene 11 Kg di H₂S.

La fase liquida rimasta alimenta la sezione di isomerizzazione.

La fase acquosa va allo strippaggio delle acque acide.



Il Dirigente del Servizio
Protezione Aria



Isomerizzazione

Il flusso liquido proveniente dalla desolforazione, assieme al flusso di ricircolo proveniente dall'impianto IPSORB ed alla benzina proveniente dallo splitter dell'Ultraformer costituiscono la carica.

Previo raffreddamento ad aria si passa all'essiccamento su due recipienti 4C-2A/B contenenti setacci molecolari alternativamente in fase di esercizio e rigenerazione.

La benzina essicata assieme al gas ricco in H₂, proveniente dagli impianti di riforma catalitica ed essicato su due essicatori a setacci molecolari, viene preriscaldata con recupero di calore e poi con vapore ed alimenta il reattore catalitico a base di platino di isomerizzazione 02 R-102. Questa prima reazione è esotermica.

La rigenerazione dei setacci molecolari di essiccamento avviene con benzina.

Dopo raffreddamento con la carica entra nel secondo reattore 02 R-103 assieme ad un agente clorurante (CCl₄) con funzione di attivatore del catalizzatore.

Successivamente passa in altre due sezioni del reattore 02 R-104 e 02 R-105.

Finita la reazione dopo refrigerazione passa al separatore 02 V-105.

La fase gassosa dopo lavaggio con soda al 10% nello scrubber 02 C-152 per separare le tracce di cloro, e successivo lavaggio ad acqua, entra nella rete del fuel gas.

La fase liquida viene inviata alla stabilizzatrice 02 C-151.

I gas di testa vanno al lavaggio nella colonna 02 C-152.

La benzina di coda in uscita dalla colonna assieme alla benzina isomera proveniente dall'esistente impianto ISO 1 viene inviata all'impianto IPSORB.

IpsorbFase di adsorbimento

Dall'accumulatore di carica 7V-156 tramite un setaccio 7V-157 viene purificata da ogni eventuale traccia di cloro.

Dopo vaporizzazione negli scambiatori la benzina viene inviata al forno 7F-151 e quindi negli assorbitori 7V-158 A/B/C dove setacci molecolari trattengono gli HC lineari e lasciano passare gli isomeri. Questi ultimi previo recupero di calore vengono refrigerati e stoccati in serbatoio.

La benzina ottenuta ha un contenuto in C₄ inferiore all'1% in peso e numero RON 88,6.

Fase di deadsorbimento

Gli HC lineari sono deadsorbiti con isopentano in fase vapore.

La miscela viene accumulata in 3V-152 e poi trattato nella colonna 3C-51 dalla cui testa si separa isopentano, dal fondo si ottengono normal pentano e normal esano che sono riciclati alla sezione di isomerizzazione.



Il Dirigente del Servizio
Protezione Aria



Bilancio materia

	in Kg/h
Alimentazione	
- benzina leggera alla sezione desolf.	17.553
- benz. legg. alla sez. isomerizzazione	11.292
- benz. isom. dall' ISO 1 alla Ipsorb	16.866
- gas alle sez. desolf. ed isomerizz.	2.945
- totale	48.656

Prodotti

- benzina da Ipsorb	44.211
- gas comb. dalla isomerizzazione	3.327
- gas di purga da desolforazione	1.118
- totale	48.656

Bilancio combustibili

L'impianto determina un bilancio positivo rispetto alla produzione di gas.

gas in carica	2.945
gas prodotto	4.445
gas bruciato nei forni	562
gas immesso nella rete fuel	938

Emissioni

Le uniche emissioni sono costituite dai fumi dei forni . 02 F-101 scaricati dal camino dell'esistente impianto di desolforazione distillati medi.

Potenzialità	1,67 MKcal/h
combustibile fuel gas	122 Kg/h
altezza camino	50 m
diametro camino	2,1 m
portata fumi reali	2.220 Nmc/h
portata fumi al 3% di O2	1.800 Nmc/h
conc. SO2	130 mg/Nmc
conc. NOX (come NO2)	100 mg/Nmc

(In questo camino sono scaricati anche i fumi dei forni dell'impianto di desolforazione catalitica dei distillati medi).

. 7F-151, 7F-152, che vengono scaricati tramite il camino dell'esistente impianto ISO 1.

Potenzialità totale	6 MKcal/h
Comb. fuel gas	440 Kg/h
altezza camino	48 m
diametro camino	1,7 m
portata fumi reali	8.034 Nmc/h
portata fumi al 3% di O2	6.500 Nmc/h
conc. SO2	130 mg/Nmc
conc. NOX (come NO2)	100 mg/Nmc

Alla luce del bilancio del gas consumato e gas prodotto, complessivamente viene ad essere disponibile una quantità di fuel gas di 1.500 kg/h con un eccesso rispetto al consumo dell'impianto di circa 950 kg/h che va a sostituire una equivalente quota di olio.

Complessivamente viene a determinarsi una riduzione delle



Il Dirigente del Servizio
Protezione



emissione di
SO₂ pari a circa 22 kg/h
NO_x pari a circa 2 kg/h.

Visto che i catalizzatori non verranno rigenerati in raffineria ma presso ditte esterne specializzate.

Visto che la ditta intende installare un serbatoio E 29 dalla capacità utile di 12.000 mc, in sostituzione dei serbatoi L 13 ed L 14 di pari capacità complessiva.

In questo serbatoio verrà stoccata benzina commerciale.

Si tratta di un serbatoio a tetto galleggiante cat. A

Capacità utile 12.000 mc

capacità nominale 15.000 mc

diametro 36,6 m

altezza 14,6 m.

Il serbatoio avrà un bacino di contenimento in cemento armato.

Il tetto galleggiante avrà una doppia tenuta.

VISTO che in data 31/5/94 il C.R.I.A.L. ex. art.2 della legge regionale 13/07/1984 n.35, ha esaminato la richiesta ed ha espresso parere favorevole al suo accoglimento alle condizioni riportate in deliberato.

RITENUTO di adottare, quale criterio generale per l'individuazione dei limiti alle emissioni, la classificazione degli inquinanti indicata dal D.M. 12/07/90, la classificazione adottata con deliberazione G.R. n°IV/20998 del 26/5/87, e le indicazioni fissate dal CRIAL nella seduta del 6/4/89, unicamente per le sostanze non previste nell'allegato 1 del D.M. 12/07/90.

RITENUTO che il presente atto rientri nella fattispecie prevista dalla lettera C, II capoverso della Circolare della Presidenza del Consiglio dei Ministri 28/6/90 U.S.G. n. 2481, pubblicata sulla G.U., serie generale n. 154 del 4/7/90, "Attività assoggettate" avendo contenuto tecnico in quanto rifacentesi ai cicli produttivi dell'azienda richiedente e che quindi non sia necessario presentare la certificazione antimafia di cui alla legge 19/3/90, n. 55.

CONSIDERATO che le attività industriali dell'insediamento produttivo rientrano nel campo di applicazione del DPR 175/88.

RILEVATO che l'azienda ha trasmesso agli organi competenti il rapporto di sicurezza con dichiarazione allegata della relativa perizia giurata.

VISTA la Legge 13/7/66, n. 615.

VISTO il DPR 15/4/71, n.322.

VISTO l'art. 101 del D.P.R. 24/7/77, n. 616.

VISTA la Legge Regionale 13/7/84, n. 35.



Il Dirigente del Servizio
Protezione Aria



VISTO il D.P.R. 24/5/88, n. 203.

VISTO il D.P.C.M. del 21/7/89.

VISTO il D.M. del 12/7/90.

VISTO il D.P.R. 25/7/91.

Dato atto che la presente deliberazione non è soggetta al controllo ai sensi dell'art. 1 del D.Lgs. n. 40/1993, come modificato dall'art. 1 del D.Lgs. n. 479/1993.

Nelle forme di legge

D E L I B E R A

Di dare parere favorevole alla richiesta presentata ai sensi dell'art. 17 del DPR 203/88 del Ministero dell'Industria del Commercio e dell'Artigianato relativa all'istanza della Tamoil Italia per l'autorizzazione ad effettuare nello stabilimento di Cremona i seguenti interventi:

Impianto di isomerizzazione totale articolato sulle sezioni di

- desolfurazione
- isomerizzazione
- ipsorb

Installazione di un nuovo serbatoio.

Gli interventi devono essere realizzati nella raffineria di Cremona della Soc. Tamoil Italia alle condizioni di progetto ed a quelle di seguito specificate.

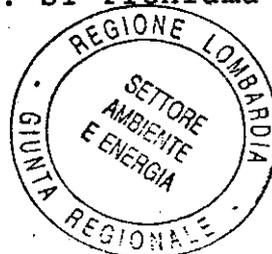
Gli sfiati delle valvole di sicurezza ed emergenza devono essere tutti convogliati nella rete di blow-down.

Forni di processo

- . L'olio combustibile impiegato in raffineria dovrà avere un contenuto max in zolfo del 1%.
- . Il gas un contenuto max in zolfo dello 0,1%.
- . Devono essere adottate tecnologie di combustione atte a minimizzare la formazione di NO.
- . Per l'utilizzo del fuel gas in emissione devono essere rispettati i limiti seguenti espressi in mg/Nmc e riferiti al 3% di O2 libero:

NOX (come NO2)	200
polveri	5
CO	100
- . Per l'utilizzo di olio combustibile i limiti da rispettare sono:

NOX (come NO2)	500
polveri	80
CO	200
- . Nel caso di combustione mista i limiti sono proporzionali all'apporto termico di ciascun combustibile. Per il controllo della combustione devono essere come minimo installati analizzatori di O2 nei fumi che regolino in automatico la portata dell'aria comburente.
- . Al momento può essere accettata L'invio dei fumi di combustione nei camini esistenti. Si richiama comunque lo



Il Dirigente del Servizio
Protezione Aria



studio richiesto con D.C.R. n.V/1062.

- Devono essere adottati tutti gli accorgimenti al fine di evitare emissioni olfattivamente moleste.

In particolare:

- La fermata degli impianti di lavaggio amminico deve comportare la fermata degli impianti che producono H₂S nel più breve tempo tecnico.

I prodotti leggeri (quelli con tensione di vapore superiore a 13 mbar alla T° di 20°C) dell'impianto devono essere lavorati in cascata possibilmente senza stoccaggi intermedi, in caso contrario devono essere stoccati in serbatoi che evitino emissioni, a tal fine possono essere ritenuti idonei quelli a tetto galleggiante oppure con lo sfiato convogliato ad un sistema di combustione controllata.

- I gas prodotti devono essere avviati al lavaggio amminico per il recupero dello zolfo. Il contenuto residuo in H₂S nei gas avviati a combustione deve essere max dello 0,1%

- I compressori dei gas devono avere un sistema di tenuta con fluidi in pressione nell'intercapedine della doppia tenuta in modo da laminare verso l'interno in caso di perdita.

Devono esserci dispositivi di allarme in caso di consumo eccessivo nel circuito di tenuta o di cadute di pressione nello stesso.

Le valvole di sicurezza e di sovrappressione devono essere convogliate alla rete di blow-down.

- Le pompe che trattano liquidi contenenti H₂S, devono avere la doppia tenuta con un fluido tampone intermedio o sistema equivalente.

- Le acque contenenti sostanze acide, prima di essere scaricate all'impianto di trattamento acque, devono essere bonificate tramite strippaggio dei gas acidi. Il quantitativo di H₂S strippato deve essere quantificato tramite una campagna di analisi come richiesto nella D.C.R. n. V/1062.

Le acque scaricate non devono essere fonte di molestia olfattiva.

Il contenuto in H₂S nelle acque scaricate dallo strippaggio deve essere ≤ 10 ppm.

Il nuovo impianto coinvolge quelli di lavaggio gas acidi recupero zolfo

per la gestione dei quali si rimanda alla D.C.R. n. V/1062 del 23/2/94.

Nuovo serbatoio

Il nuovo serbatoio di stoccaggio della benzina deve essere del tipo a tetto galleggiante dotato di dispositivi di tenuta ad alta efficacia in grado di garantire una riduzione del 90% delle emissioni rispetto ad un serbatoio a tetto fisso senza copertura galleggiante.

A tal fine il tetto galleggiante del serbatoio deve essere dotato di due tenute.



Il Dirigente del Servizio
Protezione Aria

La tenuta primaria deve essere immersa nel liquido stoccato.

La tenuta secondaria deve garantire:

- . uno spessore verticale minimo di contatto tra la tenuta ed il mantello del serbatoio di 5 cm;
- . un'omogenea e continua aderenza tra la tenuta ed il mantello del serbatoio;
- . la possibilità di un controllo visivo dello stato della tenuta primaria con il serbatoio in esercizio;
- . il rispetto delle norme di prevenzione e sicurezza.

Le tenute devono essere sottoposte ad ispezione periodica (almeno annuale) che deve essere riportata su di un apposito registro firmato dal responsabile del reparto.

Prescrizioni Generali

L'azienda, oltre agli obblighi fissati dall'art.8 DPR 203/88 deve, con cadenza semestrale, effettuare analisi di controllo delle emissioni dai nuovi forni dandone preavviso di almeno 15 gg. alle autorità preposte al controllo ed adottare le metodiche di prelievo ed analisi della Unichim. I prelievi devono essere almeno due in ogni occasione. I dati, che devono servire anche per una taratura degli analizzatori in continuo, devono essere trasmessi alla Regione ed alle Autorità preposte al controllo al termine della stagione termica, unitamente ad una relazione sui valori misurati in continuo.

La documentazione relativa ai risultati analitici deve essere corredata dei seguenti dati:

- localizzazione dei punti di prelievo e indicazione dei carichi in atto al momento del prelievo
- metodologia di prelievo e di analisi
- portata e temperatura dell'aeriforme
- concentrazione e denominazione chimica degli inquinanti

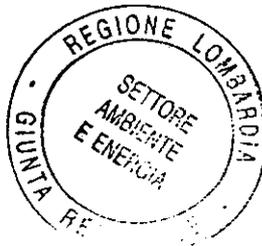
L'impianto deve essere messo a regime entro 120 giorni dalla messa in esercizio degli impianti. In tale periodo transitorio possono essere accettate variazioni sui limiti del 25%.

La ditta deve trasmettere i risultati di una indagine analitica eseguita ai punti di emissione attenendosi a quanto indicato all'art.8, comma 2, del D.P.R. 203/88 e al punto 22 del DPCM 21/7/89; in particolare, nell'arco di un periodo di dieci giorni di marcia controllata degli impianti, devono essere effettuati campionamenti di aeriforme.

. nel caso di un'emissione proveniente da un processo produttivo di tipo continuo, devono essere effettuati almeno cinque campionamenti.

Di far presente che ai sensi dell'art.8 D.P.R. 203/88, la ditta deve comunicare, almeno quindici giorni prima, al Sindaco e alla Regione, la data della messa in esercizio degli impianti.

Di far presente gli adempimenti previsti dall'art. 8 nonché



Il Dirigente del Servizio
Protezione Aria

quanto prescritto dagli artt. 10,11,15 del D.P.R. 203/88.

Di demandare all'Ente responsabile del Servizio di Rilevamento di Cremona la verifica ed il controllo dell'osservanza da parte della ditta di quanto riportato in delibera.

Di richiamare l'attenzione del Comune e dell'USSL sui controlli di competenza in relazione a quanto riportato in delibera.

Di far salve le autorizzazioni e prescrizioni di competenza di altri Enti.

Di richiamare l'attenzione del ministero e del Sindaco sul fatto che le lavorazioni della ditta rientrano tra quelle insalubri della prima classe di cui all'elenco del D.M. 2/3/87.

Di ricordare al Sindaco che, prima del rilascio dell'autorizzazione all'esercizio degli impianti di cui alla presente delibera, è necessario controllare che la ditta sia in possesso di tutte le autorizzazioni previste dalla legge.

E' necessario inoltre verificare che siano rispettate le norme di prevenzione e sicurezza contro incendi, scoppi, esplosioni e propagazione dell'elemento nocivo.

Di dare atto che il presente provvedimento non e' soggetto a controllo ai sensi dell'art.1 del Decreto Legislativo 13/02/1993 n.40.

Di disporre la trasmissione del presente atto al Ministero dell'Industria del Commercio e dell'Artigianato.

All: n.1

REGIONE LOMBARDIA

Segreteria della Giunta Regionale

La presente copia composta di *quindici* fogli è conforme all'originale depositato agli atti.

Milano, *5/8/84*

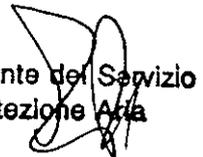
d'ordine del Segretario

Il Dirigente d'Ufficio

(Dott. Carlo Avezza)




Il Dirigente del Servizio
Protezione Aria





GF/am-D-770/93, Cremona, 2 Novembre, 1993

Al Ministero dell'Industria, del Commercio e dell'Artigianato

D.G.F.E.I.B. - Ufficio Petroli

Via Molise, 2

00187 ROMA

La TAMOIL RAFFINAZIONE S.p.A. - codice fiscale e partita IVA n. 01029270194 - con sede in Cremona Piazzale Caduti del Lavoro 30 - concessionaria della Raffineria di Cremona per il trattamento di petrolio grezzo fino a 5.000.000 di T/anno, in forza del decreto ministeriale n. 14643 datato 20.10.1988,

PREMESSO CHE

- con l'evoluzione della normativa antinquinamento e' necessario adeguare lo schema di lavorazione della Raffineria per produrre benzine aventi migliori caratteristiche ecologiche, _____
- la materia prima in lavorazione e' costituita principalmente da grezzi nord africani con elevate rese in distillati leggeri, _____
- per il raggiungimento di migliori risultati economici e' conveniente azzerare la produzione di distillati leggeri (virgin naphtha) che risultano di difficile collocazione, _____

CHIEDE

di essere autorizzata, nella sua Raffineria di Cremona :

- a realizzare un impianto di isomerizzazione totale della frazione pentani esani costituito da : _____

- ♦ un impianto di isomerizzazione ISO 2 (Unità 02) della capacità di 240.000 T/anno ottenuto dalla trasformazione dell'esistente impianto ULTRAFORMER N. 1 della capacità di 180.000 T/anno. La nuova Isomerizzazione si aggiunge all'esistente impianto di Isomerizzazione ISO 1 della capacità di 180.000 T/anno _____
- ♦ un impianto IPSORB (Unità 03) della capacità di 420.000 T/anno da installare a valle dei due impianti ISO 1 e ISO 2 per ottenere la isomerizzazione totale dei n-pentani e n-esani, _____
- a installare un nuovo serbatoio E-29 della capacità utile di 12.000 mc in sostituzione dei serbatoi L-13 e L-14 di analoga capacità complessiva smantellati (a seguito di autorizzazione di codesto Ministero prot. n. 682087 in data 07.09.92) per rendere disponibile l'area per la realizzazione del nuovo impianto di riforma catalitica della benzina grezza "CCR" di cui alla ns. domanda presentata a codesto Ministero in data 28.09.1992. _____

Il complesso degli interventi descritti richiede un investimento di circa 30 miliardi di lire che verrà finanziato direttamente dalla Tamoil Raffinazione S.p.A. Il completamento degli interventi è previsto entro il 1994. _____

Le rese di lavorazione, dopo gli interventi sopradescritti saranno comprese, a seconda delle caratteristiche della materia prima lavorata, delle richieste di mercato e nei limiti della capacità di

decreto di 5.000.000 T/anno, entro le percentuali di seguito indicate : -----

Prodotto	% peso	
LPG	2,2 - 3,4	2,8
Benzine motori	16,0 - 24,5	20,3
Virgin Naphtha	---	
Kerosene	1,0 - 4,0	2,5
Gasoli	30,4 - 42,5	36,4
Oli combustibili	27,0 - 40,0	33,5
Zolfo	0,1 - 0,3	0,2
Consumi e perdite	4,0 - 4,6	4,3

A interventi ultimati, gli impianti di processo della Raffineria risultano cosi' costituiti : -----

Impianti	T/anno
Crude Unit n. 1	3.900.000
Topping n. 2	1.100.000
Continuous Catalytic Reformer	650.000
Ultraformer n. 2	400.000
Deisopentanatrice	200.000
Iso n. 1	180.000
Iso n. 2	240.000
Ipsorb	420.000
Merox GPL	100.000
Merox Benzina	160.000
Diesel Oil Ultrafiner	590.000

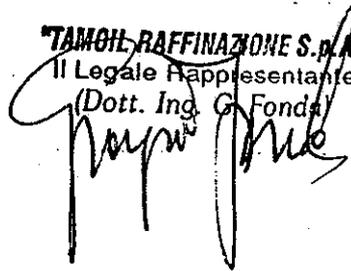
Dewaxing + Mild Hydrocracker	300.000
Impianto Zolfo n. 1	4.400
Impianto Zolfo n. 2	11.000
Visbreaker	1.950.000
Saturazione Diolefine	80.000
PSA (purificazione idrogeno), Nmc	6.500

Sono allegati alla presente istanza :

- Relazione Tecnica

Con osservanza,

TAMOI RAFFINAZIONE S.p.A.
Il Legale Rappresentante
(Dott. Ing. G. Fondi)





RELAZIONE TECNICA

INDICE

Impianto Isomerizzazione Totale: ISO 2 (Unita`02) - pag. IPSORB (Unita`03) :

- Introduzione 1
- Descrizione del Processo 4

Serbatoio E-29

- Descrizione e dati caratteristici 11

Documentazione allegata :

- Planimetria generale ubicazione Impianto ISO 2 e Serbatoio E-29.
Dis. E-PL-93101
- Planimetria (Plot Plan) Impianto ISO 2 (Unita` 02) :
Disegno FWI n. 100-0-01-1.
Disegno FWI n. 100-0-01-2
- Planimetria (Plot Plan) Impianto Ipsorb (Unita` 03)
Disegno FWI n. 3-0-01-1
- Schema di processo (Process Flow Diagrams)
Disegno FWI n. 2-0-50-101 Sezione Desolforazione
Disegno FWI n. 2-0-50-102 Sezione Isomerizzazione
Disegno FWI n. 3-0-50-101 Sezione Ipsorb
- Elenco apparecchiature (Equipment List) Impianto ISO 2 (Unita` 02) e Ipsorb
(Unita` 03)
Disegno FWI n. 2-4-01-20
Disegno FWI n. 3-4-01-20.-

IMPIANTO ISOMERIZZAZIONE TOTALE

Introduzione

L'impianto di Isomerizzazione totale e' progettato su licenza IFP.

Esso e' costituito da un impianto di isomerizzazione ISO 2 (Unita' 02) ottenuto dalla trasformazione dell'esistente impianto di riforma catalitica Ultraformer n. 1 e dall'impianto IPSORB (Unita' 03).

La licenza IFP utilizza processi chimici e tecnologici largamente consolidati, tipici dell'industria della raffinazione del petrolio.

Tali processi e tecnologie non possono quindi essere definiti di tipo innovativo.

L'impianto Isomerizzazione totale e' costituito da tre sezioni principali :

1. Sezione di desolforazione

2. Sezione di isomerizzazione

3. Sezione Ipsorb.

La **sezione di desolforazione** e' progettata per trattare pentani ed esani provenienti dagli impianti esistenti della raffineria con portata di carica pari a 4000 BSD.

Questa sezione ha la funzione di eliminare dalla carica quelle sostanze quali zolfo, azoto e ossigeno che sarebbero nocive per il catalizzatore della successiva sezione di isomerizzazione.

L'eliminazione delle sostanze nocive si ottiene facendo passare la carica su un catalizzatore in presenza di idrogeno.

L'idrogeno viene fornito dagli esistenti impianti di riforma catalitica delle benzine.

La **sezione di isomerizzazione** e' progettata per trattare la carica proveniente dalla sezione di desolforazione 4000 BSD, e un taglio di "riformata leggera" 2500 BSD proveniente dallo splittaggio della benzina riformata oltre ad un flusso di idrocarburi normali 2800 BSD ricircolato dall'impianto IPSORB.

La capacita' di progetto della sezione di isomerizzazione e' pertanto pari a 6500 BSD di carica fresca piu' 2800 BSD di ricircolo dall'unita' Ipsorb.

La funzione della sezione di isomerizzazione e' quella di idrogenare totalmente il benzene e le olefine presenti facendo passare la carica su catalizzatore di idrogenazione a base di nickel contenuto nel primo reattore della sezione e quindi di incrementare il numero di ottano facendo passare la carica su catalizzatore a base di platino contenuto in tre successivi reattori in presenza di idrogeno.

La sezione comprende inoltre una stabilizzatrice per la messa a norma della benzina isomera e una colonna a doppia sezione per il lavaggio, con soluzione sodica e con acqua, dei gas provenienti rispettivamente dal separatore dalla sezione di isomerizzazione e dalla stabilizzatrice.

La **sezione Ipsorb** e' progettata per separare gli idrocarburi normali presenti nella benzina isomera proveniente dagli impianti di isomerizzazione ISO 1 e ISO 2.

La portata di progetto dell'unita' e' pari a 13.300 BSD.

La separazione degli idrocarburi normali da quelli isomeri e' ottenuta in fase vapore a temperatura costante mediante letti adsorbenti costituiti da setacci molecolari.

I setacci molecolari hanno porosita' di diametro tale da permettere l'ingresso degli idrocarburi normali nella cavita' della struttura cristallina, mentre gli idrocarburi ramificati (isomeri) non possono entrare e quindi non vengono trattenuti.

La liberazione degli idrocarburi normali trattenuti dai setacci molecolari avviene mediante strippaggio con isopentano.

Il ciclo operativo di ciascun assorbitore e' rappresentato dalle seguenti fasi :

- a. Adsorbimento : La miscela di idrocarburi normali e di isoparaffine passa attraverso il letto adsorbente dal basso verso l'alto.
I normali sono trattenuti, le isoparaffine no.
La fase di adsorbimento viene interrotta prima che idrocarburi normali escano dalla testa del letto adsorbente.
- b. Equalizzazione della pressione : Alla fine della fase di adsorbimento la pressione dell'assorbitore viene utilizzata per pressurizzare parzialmente l'assorbitore che ha terminato la rigenerazione.
- c. Depressurizzazione : La pressione dell'assorbitore da rigenerare viene



ulteriormente ridotta mettendolo in parallelo con l'accumulatore della carica alla deisopentanatrice.

- d. Strippaggio (rigenerazione) : Gli idrocarburi normali adsorbiti vengono strippati mediante l'invio di un flusso di isopentano che passa attraverso il letto assorbente dall'alto verso il basso.
- e. Equalizzazione della pressione : L'assorbitore, alla fine dello strippaggio viene pressurizzato mettendolo in parallelo con l'assorbitore che, avendo terminato la fase di adsorbimento deve essere rigenerato.
- f. Pressurizzazione : La pressione dell'assorbitore viene portata al valore operativo utilizzando la pressione del fluido in uscita dall'assorbitore in normale esercizio.

Gli assorbitori necessari per un corretto e stabile esercizio dell'impianto sono tre .
La sequenza delle operazioni di disinserimento, rigenerazione e inserimento degli assorbitori viene gestita in automatico da un controllore programmato il quale garantisce al sistema continuita' di servizio ed efficienza ottimale a qualsiasi portata esso venga gestito.

Descrizione del Processo

L'impianto si compone di tre sezioni principali :

1. Sezione di Desolfurazione

2. Sezione di Isomerizzazione

3. Sezione Ipsorb.

1. Sezione di Desolfurazione

La frazione pentani/esani proveniente dall'accumulatore di testa dell'esistente prefrazionatore, viene inviata, per mezzo delle pompe 3P-51A/B, nell'accumulatore 02V-151 sotto controllo di livello.

Dall'accumulatore 02V-151 tramite le pompe 02 P-101 A/B, la carica viene inviata, sotto controllo di portata, negli scambiatori 02 E-101 A/B/C/D dove scambia calore con l'effluente reattore e quindi nel forno 02 F-101 dove viene portata alla temperatura di reazione. In uscita forno la benzina si unisce a un flusso di gas ricco in idrogeno, proveniente dagli esistenti impianti di riforma catalitica, preriscaldato nello scambiatore 02 E-102 con l'effluente reattore. Un controllore di portata regola il flusso di questo gas in modo da garantire il corretto rapporto idrogeno/ idrocarburi.

Benzina e gas ricco in idrogeno entrano nel reattore di desolfurazione 02 R-101, contenente catalizzatore al cobalto molibdeno, dove avviene la eliminazione dello zolfo, dell'azoto e dell'ossigeno.

Le reazioni che hanno luogo nel reattore sono prevalentemente esotermiche per cui la temperatura di uscita e' leggermente piu' elevata di quella di entrata.

L'effluente reattore, dopo aver preriscaldato il gas ricco in idrogeno nello scambiatore 02 E-102 e la carica al forno negli scambiatori 02 E-101 A/B/C/D,

viene raffreddato nel refrigerante ad aria 02 E-103 e quindi inviato nel separatore 02 V-101 dove si ha la separazione di tre fasi :

- una fase idrocarburica gassosa
- una fase idrocarburica liquida
- una fase acquosa.

La fase idrocarburica gassosa viene inviata, sotto controllo di pressione, agli esistenti sistemi di lavaggio con dietanolamina per il recupero dell' idrogeno solforato.

La fase idrocarburica liquida, sotto controllo di livello, viene inviata in carica allo stripper 02 C-101, previo scambio di calore negli scambiatori 02 E-104 A/B con l'effluente dal fondo colonna.

La fase acquosa viene inviata agli esistenti impianti di strippaggio delle acque acide.

Il calore di ribollitura dello stripper e' fornito dallo scambiatore 02 E-167 che utilizza vapore a media pressione.

Il prodotto uscente dalla testa stripper viene raffreddato nel refrigerante ad aria 02 E-105 e quindi inviato nell'accumulatore di riflusso 02 V-102.

Il gas che si libera dall'accumulatore viene inviato, sotto controllo di pressione, agli esistenti sistemi di lavaggio con dietanolamina per il recupero dell'idrogeno solforato.

Il liquido viene aspirato dalle pompe 02 P-103 A/B e riflussato in colonna.

La benzina di fondo stripper, dopo scambio con la carica colonna nello scambiatore E-104 B viene inviata al "Sulfur guard bed" 02 V-152, dove vengono eliminate eventuali tracce di zolfo presente nel prodotto di fondo.

In uscita dallo 02V-152 la benzina passa nel secondo scambiatore con la carica stripper 02 E-104A prima di essere inviata alla sezione di isomerizzazione.

2. Sezione di Isomerizzazione

La benzina desolforata proveniente dalla sezione di desolforazione, unitamente al flusso di idrocarburi normali proveniente dall'impianto IPSORB (tramite l'esistente deisopentanatrice 3C-51) e alla "light reformate"

proveniente dallo splittaggio della benzina ultraformata viene inviata nel refrigerante ad aria 02 E-152, prima di essere inviata ai dryers 4C-2 A/B.

Trattasi di un sistema di essiccamento costituito da due recipienti contenenti setacci molecolari di cui uno in esercizio ed uno in rigenerazione.

Un apposito sistema di intercettazioni consente di disinserire il dryer di testa per la rigenerazione dei setacci molecolari e di reinserlo, a rigenerazione ultimata, in coda.

La benzina essiccata proveniente dai dryers viene quindi inviata in carica al primo reattore della sezione di isomerizzazione 02 R-102 tramite le pompe 02P-153 A/B, unitamente al gas ricco in idrogeno proveniente dalla mandata dei compressori 02K-151 A/B.

Prima dell'ingresso nel reattore, la carica viene portata alla temperatura ottimale di reazione mediante scambio termico negli scambiatori 02 E-154/155/156 rispettivamente con l'effluente dal secondo reattore, l'effluente dal primo reattore e con vapore a media pressione.

Le reazioni che avvengono nel primo reattore sono esotermiche per cui la temperatura in uscita reattore e' piu' elevata di quella in ingresso.

L'effluente dal primo reattore viene quindi raffreddato nello scambiatore 02 E-155, con la carica impianto per portarlo alla temperatura ottimale di ingresso al secondo reattore 02 R-103.

All'ingresso del secondo reattore viene immesso nel circuito un agente clorurante (tetracloruro di carbonio) per mantenere al livello ottimale l'attivita' del catalizzatore.

Anche le reazioni nel secondo reattore 02 R-103 sono esotermiche per cui la temperatura in uscita e' piu' elevata di quella in ingresso.

L'effluente dal secondo reattore viene quindi raffreddato nello scambiatore 02 E-154, con la carica impianto per portarlo alla temperatura ottimale di ingresso al terzo reattore 02 R-104.

L'effluente dal terzo reattore viene inviato direttamente nel quarto reattore 02 R-105

L'effluente dal quarto reattore viene raffreddato nel refrigerante ad aria 02 E-110 A, poi nel refrigerante ad acqua 02 E-110 B prima di essere inviato nel separatore 02 V-105 dove si ha la separazione di due fasi : una gassosa ed una liquida.



La fase gassosa viene inviata al lavaggio con soda e con acqua nello scrubber 02 C-152 e quindi alla rete del fuel gas di raffineria.

La fase liquida costituita da benzina isomerata viene inviata alla stabilizzatrice 02 C-151.

Il gas ricco in idrogeno, necessario al processo di Isomerizzazione viene fornito dagli esistenti impianti di riforma catalitica e, prima dell'utilizzo, viene inviato ai dryers 02 C-153 A/B.

Trattasi di un sistema di essiccamento costituito da due recipienti contenenti setacci molecolari di cui uno in esercizio e uno in rigenerazione. Un apposito sistema di intercettazioni consente di disinserire il dryer di testa per la rigenerazione dei setacci molecolari e di reinserirlo, a rigenerazione ultimata, in coda.

All'uscita dei dryers il gas viene inviato al refrigerante ad acqua 02 E-153 e poi al separatore 02 V-154 prima di giungere all'aspirazione dei compressori booster 02 K-151 A/B, che lo immettono nella sezione di isomerizzazione.

Un controllore di portata regola il flusso del gas in modo da garantire il corretto rapporto idrogeno/idrocarburi.

Il sistema di rigenerazione dei setacci molecolari utilizzati per l'essiccamento sia della carica liquida che del gas di make up e' comune.

Esso prevede il prelievo dalla linea di colaggio della benzina totalmente isomerata di una quota parte di benzina che viene vaporizzata nello scambiatore a vapore 02 E-165, surriscaldato nel forno elettrico 02 F-154 e quindi inviata al recipiente contenente il setaccio molecolare da rigenerare.

L'effluente dal recipiente in rigenerazione viene raffreddato nel refrigerante ad aria 02 E-166 A, poi nel refrigerante ad acqua 02 E-166 B e quindi viene inviato allo stoccaggio insieme alla benzina totalmente isomerata.

La benzina isomerata in uscita dal separatore 02 V-105 viene inviata, sotto controllo di livello, in carica alla colonna di stabilizzazione 02 C-151, previo scambio di calore negli scambiatori 02 E-157 A/B con l'effluente dal fondo colonna.

Il calore di ribollitura e' fornito dallo scambiatore 02 E-158 che utilizza vapore a media pressione.

Il prodotto uscente dalla testa della colonna viene raffreddato nell'air cooler

02 E-159, poi nel refrigerante ad acqua 02 E-160 e quindi inviato nell'accumulatore di riflusso 02 V-155 dove si ha la separazione di una fase gassosa e di una fase liquida.

La fase gassosa viene inviata, sotto controllo di pressione, alla colonna di lavaggio 02 C-152.

La fase liquida viene aspirata dalle pompe 02 P-154 A/B e riflussato in colonna.

La benzina isomerata di fondo stabilizzatrice dopo scambio con la carica colonna negli scambiatori 02 E-157 A/B viene inviata, insieme alla benzina isomera proveniente dall'esistente impianto ISO 1, all'impianto IPSORB per la separazione degli idrocarburi normali da quelli isomeri.

I gas provenienti dall'accumulatore di riflusso della stabilizzatrice 02 V-155 e dal separatore 02 V-105 della sezione di isomerizzazione vengono inviati alla colonna di lavaggio 02 C-152. Questa colonna e' costituita da due sezioni :

- la sezione inferiore dove i gas vengono lavati con una soluzione sodica al 10% per eliminare le tracce di cloro;
- la sezione superiore dove i gas vengono lavati con acqua per eliminare eventuali tracce di alcalinita'.

Sia la soluzione sodica che l'acqua vengono riciccolati rispettivamente mediante le pompe 02 P-157 A/B e 02 P-158 A/B. La soluzione sodica in ricircolo viene riscaldata con vapore a bassa pressione nello scambiatore 02 E-158 ad una temperatura leggermente superiore a quella del gas in entrata colonna per evitare la condensazione di idrocarburi.

Il gas neutralizzato e lavato, sotto controllo di pressione, viene quindi inviato alla rete del fuel gas di raffineria.

3. Sezione Ipsorb

3.1. Fase di Adsorbimento

La benzina proveniente dalle stabilizzatrici degli impianti di Isomerizzazione ISO 1 e ISO 2, viene convogliata nell'accumulatore 7V-156 di carica

all'impianto IPSORB.

L'accumulatore 7V-156 viene mantenuto in pressione mediante immissione di idrogeno proveniente dall'uscita dei dryers 02 V-153.

Dall'accumulatore 7V-156 la benzina isomera, sotto controllo di portata viene inviata mediante le pompe 7P-155 A/B al "Chloride guard bed" 7V-157 la cui funzione e' quella di trattenere eventuali tracce di cloro ancora presenti nelle benzine, per evitare il danneggiamento dei setacci molecolari degli assorbitori.

Dopo vaporizzazione negli scambiatori 7-E 161 A/B/C/D con l'effluente dagli assorbitori, la benzina viene inviata, nel forno 7F-151 dove viene surriscaldata alla normale temperatura operativa.

Dal forno la carica entra in uno degli assorbitori 7V-158 A/B/C, che percorre dal basso verso l'alto.

I setacci molecolari dell'assorbitore inserito trattengono gli idrocarburi normali lasciando passare gli idrocarburi isomeri.

Questi ultimi in uscita dai setacci molecolari passano negli scambiatori 7E-161 A/B/C/D, dove vaporizzano la carica forno, poi vengono raffreddati nel refrigerante ad aria 7E-163, quindi nel refrigerante ad acqua 7E-164 prima di essere inviati, sotto controllo di pressione, al serbatoio di stoccaggio.

3.2. Fase di Deadsorbimento

Dalla vapor line della esistente deisopentanatrice 3C-51 viene prelevato, in fase vapore parte dell'isopentano prodotto che viene inviato al K.O.Drum 7V-159. La rimanente parte dell'isopentano viene condensata nel refrigerante ad aria 3E-51 ed inviata nel ricevitore di riflusso 3V-51.

Dal ricevitore parte dell'isopentano viene inviata al blending delle benzine a mezzo delle pompe 3P-52 A/B, parte viene reflussata in colonna, a mezzo delle pompe 3P-53 A/B.

L'isopentano, in fase vapore inviato al 7V-159, viene aspirato dai compressori alternativi 7K-152 A/B, e inviato negli scambiatori 7E-162 A/B dove viene preriscaldato con l'effluente dal dryer in rigenerazione e quindi inviato al forno 7F-152.



Nel forno, l'isopentano viene surriscaldato e quindi inviato al dryer da rigenerare, che percorre dall'alto verso il basso.

In uscita dryer l'isopentano e gli idrocarburi normali deadsorbiti passano negli scambiatori 7E-162 A/B dove cedono calore alla carica forno.

Al flusso in uscita dagli scambiatori 7E-162 A/B si aggiunge anche il flusso proveniente dalla depressurizzazione del dryer appena disinserito e che successivamente passerà in rigenerazione.

I due flussi così riuniti vengono condensati e raffreddati nel refrigerante ad aria 7E-151 ed inviati nell'accumulatore 3V-152.

Un regolatore di pressione provvede a scaricare alla fiaccola eventuali sovrappressioni che si possono generare nel suddetto accumulatore.

Dal fondo dell'accumulatore 3V-152, a mezzo delle pompe 3P-151 A/B, l'isopentano di deadsorbimento, unitamente agli idrocarburi normali deadsorbiti viene caricato alla deisopentanatrice 3C-51.

Per rendere più omogenea la carica alla 3C-51 parte del prodotto contenuto nel 3V-152 viene ricircolato sotto controllo di portata in entrata all'accumulatore a monte del refrigerante ad aria 3E-151.

Dalla testa della deisopentanatrice 3C-51 si ottiene l'isopentano che viene utilizzato per la rigenerazione dei letti di adsorbimento.

Dal fondo colonna si ottengono i normal pentani e normal esani liberati dai letti adsorbenti, che per mezzo delle pompe 3P-152 A/B vengono ricircolati in carica alla sezione di isomerizzazione dell'impianto Isomerizzazione n. 2.

SERBATOIO E-29

Descrizione e dati caratteristici

Generalita'

L'ubicazione del nuovo serbatoio e' indicata nella planimetria generale in scala 1:2000 allegata, dis. n. E-PL-93101.

Il serbatoio, contraddistinto con la sigla E-29, e' destinato allo stoccaggio di benzine o gasoli ed ha le seguenti caratteristiche :

Tipo	a tetto galleggiante
Categoria	A
Capacita' nominale	15.000 mc.
Capacita' utile	12.000 mc.
Diametro	36.576 mm.
Altezza	14.630 mm.

Il serbatoio verra' costruito in lamiera d'acciaio di qualita' a giunti saldati, secondo le norme di progettazione e collaudo API Standard 650.

Distanze di sicurezza

Le distanze di sicurezza, in particolare le distanze del serbatoio dalla cinta e dal confine e la distanza dagli altri serbatoi, sono con ampio margine rientranti nei limiti posti dalle norme vigenti.

Bacino di contenimento

Il serbatoio avra' un bacino di contenimento con pareti in cemento armato delle dimensioni di ml. 60 x 60 e dell'altezza di ml. 4,20.

La capacita' del bacino e' pari al 100% della capacita' nominale del serbatoio.

Il drenaggio del bacino di contenimento del serbatoio nonche' delle aree adiacenti di

servizio, si inserisce nel sistema di fognatura autonomo della Raffineria, che convoglia tutti gli scarichi al trattamento di depurazione interno.

Protezione antincendio

Il serbatoio e' dotato di un impianto antincendio a schiuma costituito da collettori di acqua e schiumogeno e lance schiuma di adatta portata, poste sulla sovrastante perimetrale del serbatoio.

Il mantello del serbatoio e' inoltre protetto da un anello di raffreddamento con ugelli spruzzatori d'acqua.

Messa a terra

Il serbatoio sara' messo elettricamente a terra mediante il collegamento con treccia di rame ai morsetti saldati al mantello in ragione di almeno uno ogni 25 metri di perimetro, con una corona di spandenti infissi nel terreno intorno al serbatoio.

La rete di terra del serbatoio verra' collegata alla rete di terra generale della Raffineria.

Misure per la salvaguardia dell'ambiente

Al fine di ridurre l'emissione di vapori di idrocarburi prodotti per evaporazione, il tetto galleggiante del serbatoio sara' dotato, oltre che di tenuta primaria, anche di tenuta secondaria.

La tenuta primaria sara' immersa nel prodotto; quella secondaria avra' lo scopo di garantire :

- Uno spessore verticale minimo di contatto tra la tenuta ed il mantello del serbatoio di 5 cm.
- Un'omogenea e continua aderenza tra la tenuta ed il mantello del serbatoio.
- La possibilita' di un controllo visivo dello stato della tenuta primaria, con il serbatoio in esercizio.

Con tali dispositivi di tenuta sara' possibile ottenere una riduzione del 90% delle emissioni, rispetto ad un serbatoio a tetto fisso senza copertura galleggiante.

Le tenute saranno sottoposte a manutenzione periodica, con trascrizione dei dati su apposito registro.

Altre attrezzature

Il serbatoio sarà anche dotato di :

- Agitatori ad elica, per la miscelazione del prodotto.
- Indicatore di livello locale, con trasmissione della misura alla sala controllo parco serbatoi.



DELIBERAZIONE NR. V/

46895

SEDUTA DEL 30 DIC. 1993

Presidente: Fiorinda GHILARDOTTI

Presenti gli Assessori regionali:

Giancarlo MORANDI - *Vice Presidente*

Fiorillo GORTIANA

Guido GALARDI

Carlo MONGUZZI

Henry Richard RIZZI

Fabio SERENI

Con l'assistenza del Segretario: Giorgio FERMO

Su proposta dell'Assessore:

AMBIENTE ED ENERGIA

OGGETTO:

DPR 24/5/88 n.203 art.17.

Approvazione e trasmissione al Consiglio Regionale del parere favorevole per il Ministero dell'Industria relativo alla installazione di un impianto di riforma catalitica, di una nuova torcia e di una torre di raffreddamento da parte della Tamoil Italia nello Stabilimento di Cremona.

Fasc. 254/122739



Vista la richiesta di parere ai sensi dell'art. 17 del DPR 203/88 del Ministero dell'Industria del Commercio e dell'Artigianato relativa alla istanza presentata dalla Tamoil Italia per l'autorizzazione ad effettuare nello stabilimento di Cremona i seguenti interventi

- installazione di un nuovo impianto di riforma catalitica (CCR);
- installazione di una nuova torcia in alternativa all'esistente;
- installazione di una nuova torre di raffreddamento sul circuito acqua;
- nuove rese di lavorazione.

Impianto di riforma catalitica della benzina

Ha lo scopo di incrementare le rese in benzina con prodotti ad alto numero di ottano.

La capacità dell'impianto sarà pari a 650.000 T/anno e comporterà la fermata dell'esistente impianto Ultraformer 1 con capacità di 180.000 T/anno.

L'impianto CCR prevede tre sezioni: desolforazione, riforma catalitica, trasporto e rigenerazione del catalizzatore.

La carica è costituita da 15.000 barili/giorno (BSD) pari a circa 100 mc/h a 15°C corrispondenti a 7.500 kg/h di benzina pesante.

Sezione desolforazione

Viene alimentata con benzina pesante proveniente da Topping e Visbreaker addizionata con 18(kg/h di gas ricco in idrogeno prodotto dalla sezione di riforma dell'impianto stesso.

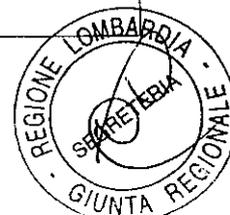
La carica è preriscaldata con recupero di calore dagli effluenti, portata in temperatura nel forno 6F-101 alimentata ad un reattore con due strati di catalizzatore per la saturazione delle olefine e per l'eliminazione di zolfo ed azoto. La reazione è esotermica.

Dopo il raffreddamento l'effluente viene addizionato con acqua e poi separato in tre fasi: idrocarburica gassosa, idrocarburica liquida, acquosa.

La gassosa viene in parte ricircolata ed in parte, pari a 170 kg/h, avviata alla esistente sezione di lavaggio gas con dietanolmammina per il recupero di H₂S contenuto in ragione di circa 30 kg/h. Gli impianti Claus esistenti sono 2 aventi capacità di 12 e 30 t/g rispettivamente in grado di trattare questo incremento di produzione di H₂S. Attualmente la produzione media della raffineria è di circa 12 t/g di zolfo. Di solito si utilizza l'impianto da 30 t/g che è di più recente costruzione.

Quella liquida preriscaldata viene portata in temperatura dal forno 6F-102 ed immessa in uno stripper, il gas che si libera va al lavaggio amminico, l'acqua che si separa va al trattamento acque acide, la benzina di fondo costituisce la carica della sezione di riforma mentre una quota parte va a stoccaggio.

Sezione di riforma





La benzina desolforata, miscelata con gas ricco in idrogeno, viene preriscaldata e poi portata in temperatura nel forno 6F-201.

Passa poi in quattro reattori in serie. Essendo la reazione endotermica la miscela viene riportata in temperatura tra un reattore e l'altro riscaldandola in tre forni intermedi 6F-202, 6F-203, 6F-204.

Dopo la riforma la miscela dei prodotti viene raffreddata ed inviata ad un separatore.

La fase gassosa viene in parte ricircolata in reazione ed in parte, previo ulteriore raffreddamento, di nuovo separata in una fase gas che compressa viene rimessa a contatto con la fase liquida per massimizzare il recupero degli idrocarburi condensabili ed ottenere H₂ ad alta purezza in quanto il processo produce più H₂ di quanto ne consumi.

La fase liquida alimenta, previo riscaldamento nel forno 6F-205, una colonna stabilizzatrice e poi una deetenatrice per ottenere la benzina stabilizzata da inviare a stoccaggio.

Sezione rigenerazione catalizzatore

Lavora in continuo. Dal fondo del quarto reattore il catalizzatore esausto viene trasportato con gas inerte alla sommità della torre di rigenerazione 6C-301.

L'azoto di trasporto, previo raffreddamento, viene filtrato nei filtri 6FT-302 e 6FT-303 per il recupero della polvere di catalizzatore e poi ricircolato salvo spurgarlo in caso di accumulo di H₂ o di O₂, parametri questi controllati in continuo.

Nella caduta entro la torre di rigenerazione il catalizzatore subisce le fasi di combustione, ossiclorurazione e calcinazione.

La combustione del deposito carbonioso sul catalizzatore avviene immettendo un quantitativo di aria controllata ed innescata con riscaldamento elettrico.

La fase successiva prevede l'aggiunta di tetracloruro di carbonio per apportare cloro sul catalizzatore così da attivarlo e quindi la calcinazione del catalizzatore sempre mediante riscaldamento elettrico.

Il gas proveniente dalla sezione di rigenerazione viene lavato in una colonna 6V-205 a due stadi: nel primo circola una soluzione di soda, nella seconda acqua.

Il gas lavato viene ricircolato alla sezione di rigenerazione (11.000 Nmc/h), una piccola parte pari a 300 Nmc/h viene scaricato in atmosfera.

Portata gas	300 Nmc/h
altezza camino	10 m
velocità fumi	20 m/s
temperatura	40°C

Il residuo carbonioso depositato sul catalizzatore deve essere convertito a CO₂, in quanto una presenza di CO può avvelenare il catalizzatore.





Il catalizzatore rigenerato viene raffreddato e trasportato con gas inerte all'accumulatore posto in testa al primo reattore. Nei reattori il catalizzatore si muove per caduta in equicorrente con la carica. Si raccoglie negli accumulatori inferiori da cui viene portato poi alla testa del reattore successivo mediante un flusso di gas di processo ricco in H₂.

Oltre alla emissione sopradescritta relativa alla rigenerazione del catalizzatore, l'impianto ha come emissione i fumi di combustione dei 7 forni di processo. Forni 6F-101/102/201/202/203/204/205.

combustibile	gas	olio
zolfo	0,1%	< 1%
kg/h	4.230	1.855
potenza totale	81,4	MW (assorbita 71,9 MW)
altezza camino	66,5	m
diametro camino	3	m
conc. SO ₂	530	mg/Nmc
conc. NO _X (come NO ₂)	303	mg/Nmc

Le conc. sono riferiti a fumi secchi con il 3% di O₂ libero.

Bilancio consumi ed emissioni

L'esistente impianto Ultraformer 1, che sarà fermato, ed il nuovo impianto CCR sono nel bilancio globale esportatori di calore in quanto producono gas che rende disponibile più calore di quanto ne consumino. In TEP/h il bilancio del calore è

Impianto	produzione	consumo
Ultraformer	3,4	1,5 da gas
CCR	10,7	7 di cui 5,2 da gas 1,8 da olio

Di conseguenza le emissioni espresse in kg/h possono essere valutate in

Impianto	SO ₂	NO _X
Ultraformer	2,3	4,3
CCR	45	20,6

Sono però resi disponibili dall'impianto CCR per i consumi di raffineria quantitativi di gas allo 0,1% di S pari a 3,6 TEP/h che vanno a sostituire nei consumi interni olio combustibile al 1% di zolfo. Viene pertanto ad aversi una riduzione delle emissioni di SO₂ pari a 65,7 kg/h per il minore contenuto in zolfo e di NO_X pari a circa 9,4 kg/h essendo più facile una combustione del tipo a bassa produzione di NO_X col gas che non con l'olio.

Complessivamente si viene ad avere una riduzione delle emissioni di SO₂ pari a circa 23 kg/h ed un incremento





delle emissioni di NOX pari a circa 7 kg/h.

Il bilancio dei consumi e delle emissioni alla massima capacità di decreto pari a 5 MT/a si può così riassumere:

situazione	olio	gas	SO2	NOX
attuale	6.349	13.312	265	80
futura con CCR	4.531	19.097	242	87

i dati sono espressi in kg/h.

Torri di raffreddamento acqua

Con il nuovo impianto CCR è necessario potenziare il circuito di raffreddamento che viene raddoppiato come portata.

E' prevista la costruzione di una nuova torre costituita da 2 celle per una portata di 2.800 mc/h.

La portata massima complessiva del sistema è di 5.600 mc/h di acqua.

Si tratta di torri a tiraggio indotto.

Fiaccola

La raffineria è dotata di un sistema di blow-down collegato ad una fiaccola.

Si propone l'installazione di una seconda fiaccola come alternativa all'esistente alta 60 m.

Nel collettore del blow-down verranno convogliati gli scarichi delle valvole di sicurezza dell'impianto CCR.

La nuova fiaccola verrà dotata di un separatore PV-2303 per separare eventuali trascinamenti di liquidi.

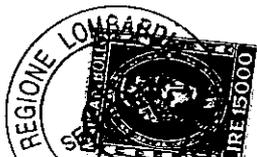
La fase idrocarburica liquida separata verrà convogliata ad un serbatoio per essere poi rimessa in ciclo.

Dopo il separatore è prevista una guardia idraulica PV-2304 progettata per evitare di provocare l'effetto pulsante.

Un'analogha guardia idraulica PV-2305 verrà inserita anche sulla fiaccola esistente.

Le caratteristiche della nuova fiaccola sono

- altezza 120 m
- diametro scarico HC 900 mm
- diametro scarico acido 400 mm
- portata max 281.000 kg/h
- radiazione max al suolo 2.000 BTU/h/sqft=6,31kW/mq
- radiazione max alla cinta 500 BTU/h/sqft=1,58kW/mq
- La torcia è dotata per il terminale degli idrocarburi di 4 piloti alimentati a fuel gas, provvisti ciascuno di un sistema di accensione e rilevazione di fiamma con allarme.
- Il terminale per gli scarichi acidi è dotato di 3 piloti alimentati a fuel gas, provvisti ciascuno di un sistema di accensione e rilevazione della fiamma con allarme.
- Entrambi gli scarichi sono flussati con gas combustibile per evitare risucchio d'aria nelle torce.
- Misuratore di portata dei gas con registrazione.
- E' previsto un sistema di eliminazione del fumo della





fiamma mediante immissione di vapore regolato automaticamente da un sistema di rilevazione a raggi infrarossi della luminosità e fumosità della fiamma.

VISTO che in data 4/10/93 il C.R.I.A.L. ex art.2 della legge regionale 13/07/1984 n.35 , ha esaminato la richiesta ed ha espresso parere favorevole al suo accoglimento alle condizioni riportate in deliberato.

RITENUTO di adottare, quale criterio generale per l'individuazione dei limiti alle emissioni, la classificazione degli inquinanti indicata dal D.M. 12/07/90 , la classificazione adottata con deliberazione G.R. n°IV/20998 del 26/5/87, e le indicazioni fissate dal CRIAL nella seduta del 6/4/89, unicamente per le sostanze non previste nell'allegato 1 del D.M. 12/07/90.

RITENUTO che il presente atto rientri nella fattispecie prevista dalla lettera C, II capoverso della Circolare della Presidenza del Consiglio dei Ministri 28/6/90 U.S.G. n. 2481, pubblicata sulla G.U., serie generale n. 154 del 4/7/90, " Attività assoggettate " avendo contenuto tecnico in quanto rifacentesi ai cicli produttivi dell'azienda richiedente e che quindi non sia necessario presentare la certificazione antimafia di cui alla legge 19/3/90, n. 55.

CONSIDERATO che le attività industriali dell'insediamento produttivo rientrano nel campo di applicazione del DPR 175/88.

RILEVATO che l'azienda ha trasmesso agli organi competenti il rapporto di sicurezza con dichiarazione allegata della relativa perizia giurata.

VISTA la Legge 13/7/66, n. 615.

VISTO il DPR 15/4/71, n.322.

VISTO l'art. 101 del D.P.R. 24/7/77, n. 616.

VISTA la Legge Regionale 13/7/84, n. 35.

VISTO il D.P.R. 24/5/88, n. 203.

VISTO il D.P.C.M. del 21/7/89.

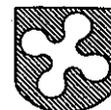
VISTO il D.M. del 12/7/90.

VISTO il D.P.R. 25/7/91.

VISTO il Decreto Legislativo del 13/02/1993, n.40.

A voti unanimi nelle forme di legge





D E L I B E R A

Di approvare e trasmettere al Consiglio Regionale per gli adempimenti di competenza l'allegata deliberazione relativa all'istanza della Tamoil Italia per l'installazione nello stabilimento di Cremona

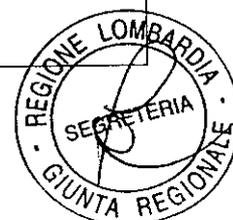
- di un nuovo impianto di riforma catalitica (CCR);
- di una nuova torcia in alternativa all'esistente;
- di una nuova torre di raffreddamento sul circuito acqua; con conseguenti nuove rese di lavorazione.

p.C.C.
IL SEGRETARIO

IL PRESIDENTE
F.TO GHILDOTTI



IL SEGRETARIO
TO FERMO



AMBIENTE ED ENERGIA

DPR 24/5/88 n.203 art.17.

Parere favorevole per il Ministero dell'Industria relativo all'installazione di un impianto di riforma catalitica, di una nuova torcia e di una torre di raffreddamento da parte della Tamoil Italia nello stabilimento di Cremona.

Fasc. 254/122739



Vista la richiesta di parere ai sensi dell'art. 17 del DPR 203/88 del Ministero dell'Industria del Commercio e dell'Artigianato relativa alla istanza presentata dalla Tamoil Italia per l'autorizzazione ad effettuare nello stabilimento di Cremona i seguenti interventi

- installazione di un nuovo impianto di riforma catalitica (CCR);
- installazione di una nuova torcia in alternativa all'esistente;
- installazione di una nuova torre di raffreddamento sul circuito acqua;
- nuove rese di lavorazione.

Impianto di riforma catalitica della benzina

Ha lo scopo di incrementare le rese in benzina con prodotti ad alto numero di ottano.

La capacità dell'impianto sarà pari a 650.000 T/anno e comporterà la fermata dell'esistente impianto Ultraformer 1 con capacità di 180.000 T/anno.

L'impianto CCR prevede tre sezioni: desolforazione, riforma catalitica, trasporto e rigenerazione del catalizzatore.

La carica è costituita da 15.000 barili/giorno (BSD) pari a circa 100 mc/h a 15°C corrispondenti a 7.500 kg/h di benzina pesante.

Sezione desolforazione

Viene alimentata con benzina pesante proveniente da Topping e Visbreaker addizionata con 18(kg/h di gas ricco in idrogeno prodotto dalla sezione di riforma dell'impianto stesso.

La carica è preriscaldata con recupero di calore dagli effluenti, portata in temperatura nel forno 6F-101 alimentata ad un reattore con due strati di catalizzatore per la saturazione delle olefine e per l'eliminazione di zolfo ed azoto. La reazione è esotermica.

Dopo il raffreddamento l'effluente viene addizionato con acqua e poi separato in tre fasi: idrocarburica gassosa, idrocarburica liquida, acquosa.

La gassosa viene in parte ricircolata ed in parte, pari a 170 kg/h, avviata alla esistente sezione di lavaggio gas con dietanolmamina per il recupero di H₂S contenuto in ragione di circa 30 kg/h. Gli impianti Claus esistenti sono 2 aventi capacità di 12 e 30 t/g rispettivamente in grado di trattare questo incremento di produzione di H₂S. Attualmente la produzione media della raffineria è di circa 12 t/g di zolfo. Di solito si utilizza l'impianto da 30 t/g che è di più recente costruzione.

Quella liquida preriscaldata viene portata in temperatura dal forno 6F-102 ed immessa in uno stripper, il gas che si libera va al lavaggio amminico, l'acqua che si separa va al trattamento acque acide, la benzina di fondo costituisce la carica della sezione di riforma mentre una quota parte va a stoccaggio.

Sezione di riforma



La benzina desolforata, miscelata con gas ricco in idrogeno, viene preriscaldata e poi portata in temperatura nel forno 6F-201.

Passa poi in quattro reattori in serie. Essendo la reazione endotermica la miscela viene riportata in temperatura tra un reattore e l'altro riscaldandola in tre forni intermedi 6F-202, 6F-203, 6F-204.

Dopo la riforma la miscela dei prodotti viene raffreddata ed inviata ad un separatore.

La fase gassosa viene in parte ricircolata in reazione ed in parte, previo ulteriore raffreddamento, di nuovo separata in una fase gas che compressa viene rimessa a contatto con la fase liquida per massimizzare il recupero degli idrocarburi condensabili ed ottenere H₂ ad alta purezza in quanto il processo produce più H₂ di quanto ne consumi.

La fase liquida alimenta, previo riscaldamento nel forno 6F-205, una colonna stabilizzatrice e poi una deetenatrice per ottenere la benzina stabilizzata da inviare a stoccaggio.

Sezione rigenerazione catalizzatore

Lavora in continuo. Dal fondo del quarto reattore il catalizzatore esausto viene trasportato con gas inerte alla sommità della torre di rigenerazione 6C-301.

L'azoto di trasporto, previo raffreddamento, viene filtrato nei filtri 6FT-302 e 6FT-303 per il recupero della polvere di catalizzatore e poi ricircolato salvo spurgarlo in caso di accumulo di H₂ o di O₂, parametri questi controllati in continuo.

Nella caduta entro la torre di rigenerazione il catalizzatore subisce le fasi di combustione, ossiclorurazione e calcinazione.

La combustione del deposito carbonioso sul catalizzatore avviene immettendo un quantitativo di aria controllata ed innescata con riscaldamento elettrico.

La fase successiva prevede l'aggiunta di tetracloruro di carbonio per apportare cloro sul catalizzatore così da attivarlo e quindi la calcinazione del catalizzatore sempre mediante riscaldamento elettrico.

Il gas proveniente dalla sezione di rigenerazione viene lavato in una colonna 6V-205 a due stadi: nel primo circola una soluzione di soda, nella seconda acqua.

Il gas lavato viene ricircolato alla sezione di rigenerazione (11.000 Nmc/h), una piccola parte pari a 300 Nmc/h viene scaricato in atmosfera.

Portata gas	300 Nmc/h
altezza camino	10 m
velocità fumi	20 m/s
temperatura	40°C

Il residuo carbonioso depositato sul catalizzatore deve essere convertito a CO₂, in quanto una presenza di CO può avvelenare il catalizzatore.



Il catalizzatore rigenerato viene raffreddato e trasportato con gas inerte all'accumulatore posto in testa al primo reattore. Nei reattori il catalizzatore si muove per caduta in equicorrente con la carica. Si raccoglie negli accumulatori inferiori da cui viene portato poi alla testa del reattore successivo mediante un flusso di gas di processo ricco in H₂.

Oltre alla emissione sopradescritta relativa alla rigenerazione del catalizzatore, l'impianto ha come emissione i fumi di combustione dei 7 forni di processo. Forni 6F-101/102/201/202/203/204/205.

combustibile	gas	olio
zolfo	0,1%	< 1%
kg/h	4.230	1.855
potenza totale	81,4	MW (assorbita 71,9 MW)
altezza camino	66,5	m
diametro camino	3	m
conc. SO ₂	530	mg/Nmc
conc. NO _X (come NO ₂)	303	mg/Nmc

Le conc. sono riferiti a fumi secchi con il 3% di O₂ libero.

Bilancio consumi ed emissioni

L'esistente impianto Ultraformer 1, che sarà fermato, ed il nuovo impianto CCR sono nel bilancio globale esportatori di calore in quanto producono gas che rende disponibile più calore di quanto ne consumino. In TEP/h il bilancio del calore è

Impianto	produzione	consumo
Ultraformer	3,4	1,5 da gas
CCR	10,7	7 di cui 5,2 da gas 1,8 da olio

Di conseguenza le emissioni espresse in kg/h possono essere valutate in

Impianto	SO ₂	NO _X
Ultraformer	2,3	4,3
CCR	45	20,6

Sono però resi disponibili dall'impianto CCR per i consumi di raffineria quantitativi di gas allo 0,1% di S pari a 3,6 TEP/h che vanno a sostituire nei consumi interni olio combustibile al 1% di zolfo. Viene pertanto ad aversi una riduzione delle emissioni di SO₂ pari a 65,7 kg/h per il minore contenuto in zolfo e di NO_X pari a circa 9,4 kg/h essendo più facile una combustione del tipo a bassa produzione di NO_X col gas che non con l'olio.

Complessivamente si viene ad avere una riduzione delle emissioni di SO₂ pari a circa 23 kg/h ed un incremento



delle emissioni di NOX pari a circa 7 kg/h.

Il bilancio dei consumi e delle emissioni alla massima capacità di decreto pari a 5 MT/a si può così riassumere:

situazione	olio	gas	SO2	NOX
attuale	6.349	13.312	265	80
futura con CCR	4.531	19.097	242	87

i dati sono espressi in kg/h.

Torri di raffreddamento acqua

Con il nuovo impianto CCR è necessario potenziare il circuito di raffreddamento che viene raddoppiato come portata.

E' prevista la costruzione di una nuova torre costituita da 2 celle per una portata di 2.800 mc/h.

La portata massima complessiva del sistema è di 5.600 mc/h di acqua.

Si tratta di torri a tiraggio indotto.

Fiaccola

La raffineria è dotata di un sistema di blow-down collegato ad una fiaccola.

Si propone l'installazione di una seconda fiaccola come alternativa all'esistente alta 60 m.

Nel collettore del blow-down verranno convogliati gli scarichi delle valvole di sicurezza dell'impianto CCR.

La nuova fiaccola verrà dotata di un separatore PV-2303 per separare eventuali trascinalenti di liquidi.

La fase idrocarburica liquida separata verrà convogliata ad un serbatoio per essere poi rimessa in ciclo.

Dopo il separatore è prevista una guardia idraulica PV-2304 progettata per evitare di provocare l'effetto pulsante.

Un'analogia guardia idraulica PV-2305 verrà inserita anche sulla fiaccola esistente.

Le caratteristiche della nuova fiaccola sono

- altezza 120 m
- diametro scarico HC 900 mm
- diametro scarico acido 400 mm
- portata max 281.000 kg/h
- radiazione max al suolo 2.000 BTU/h/sqft=6,31kW/mq
- radiazione max alla cinta 500 BTU/h/sqft=1,58kW/mq
- La torcia è dotata per il terminale degli idrocarburi di 4 piloti alimentati a fuel gas, provvisti ciascuno di un sistema di accensione e rilevazione di fiamma con allarme.
- Il terminale per gli scarichi acidi è dotato di 3 piloti alimentati a fuel gas, provvisti ciascuno di un sistema di accensione e rilevazione della fiamma con allarme.
- Entrambi gli scarichi sono flussati con gas combustibile per evitare risucchio d'aria nelle torce.
- Misuratore di portata dei gas con registrazione.
- E' previsto un sistema di eliminazione del fumo della



fiamma mediante immissione di vapore regolato automaticamente da un sistema di rilevazione a raggi infrarossi della luminosità e fumosità della fiamma.

VISTO che in data 4/10/93 il C.R.I.A.L. ex. art.2 della legge regionale 13/07/1984 n.35 , ha esaminato la richiesta ed ha espresso parere favorevole al suo accoglimento alle condizioni riportate in deliberato.

RITENUTO di adottare, quale criterio generale per l'individuazione dei limiti alle emissioni, la classificazione degli inquinanti indicata dal D.M. 12/07/90 , la classificazione adottata con deliberazione G.R. n°IV/20998 del 26/5/87, e le indicazioni fissate dal CRIAL nella seduta del 6/4/89, unicamente per le sostanze non previste nell'allegato 1 del D.M. 12/07/90.

RITENUTO che il presente atto rientri nella fattispecie prevista dalla lettera C, II capoverso della Circolare della Presidenza del Consiglio dei Ministri 28/6/90 U.S.G. n. 2481, pubblicata sulla G.U., serie generale n. 154 del 4/7/90, " Attività assoggettate " avendo contenuto tecnico in quanto rifacentesi ai cicli produttivi dell'azienda richiedente e che quindi non sia necessario presentare la certificazione antimafia di cui alla legge 19/3/90, n. 55.

CONSIDERATO che le attività industriali dell'insediamento produttivo rientrano nel campo di applicazione del DPR 175/88.

RILEVATO che l'azienda ha trasmesso agli organi competenti il rapporto di sicurezza con dichiarazione allegata della relativa perizia giurata.

VISTA la Legge 13/7/66, n. 615.

VISTO il DPR 15/4/71, n.322.

VISTO l'art. 101 del D.P.R. 24/7/77, n. 616.

VISTA la Legge Regionale 13/7/84, n. 35.

VISTO il D.P.R. 24/5/88, n. 203.

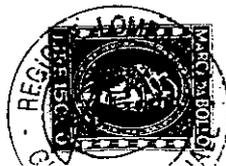
VISTO il D.P.C.M. del 21/7/89.

VISTO il D.M. del 12/7/90.

VISTO il D.P.R. 25/7/91.

VISTO il Decreto Legislativo del 13/02/1993, n.40.

Nelle forme di legge



D E L I B E R A

Di dare parere favorevole alla richiesta presentata ai sensi dell'art. 17 del DPR 203/88 del Ministero dell'Industria del Commercio e dell'Artigianato relativa all'istanza della Tamoil Italia per l'autorizzazione ad effettuare nello stabilimento di Cremona i seguenti interventi:

- installazione di un nuovo impianto di riforma catalitica (CCR);
- installazione di una nuova torcia in alternativa all'esistente;
- installazione di una nuova torre di raffreddamento sul circuito acqua;

che comportano nuove rese di lavorazione.

Gli interventi devono essere realizzati nella raffineria di Cremona della Soc. Tamoil Italia alle condizioni di progetto ed a quelle di seguito specificate.

Impianto di riforma catalitica

Gli sfiati delle valvole di sicurezza ed emergenza devono essere tutti convogliati nella rete di blow-down.

Forni di processo

- . L'olio combustibile impiegato in raffineria dovrà avere un contenuto max in zolfo del 1%.
- . Il gas un contenuto max in zolfo dello 0,1%.
- . Devono essere adottate tecnologie di combustione atte a minimizzare la formazione di NO.
- . Per l'utilizzo del fuel gas in emissione devono essere rispettati i limiti seguenti espressi in mg/Nmc e riferiti al 3% di O₂ libero:

NOX (come NO ₂)	200
polveri	5
CO	100
- . Per l'utilizzo di olio combustibile i limiti da rispettare sono:

NOX (come NO ₂)	500
polveri	80
CO	200
- . Nel caso di combustione mista i limiti sono proporzionali all'apporto termico di ciascun combustibile.
Per il controllo della combustione devono essere come minimo installati analizzatori di O₂ nei fumi che regolino in automatico la portata dell'aria comburente.
- . Al momento può essere accettata l'installazione di una nuova ciminiera alta 66 m.
La bocca deve essere dimensionata in modo da avere una velocità di emissione al carico massimo continuo dell'ordine dei 15 m/s, compatibilmente con le caratteristiche impiantistiche.
La ciminiera deve essere opportunamente coibentata.
- . Entro 360 giorni deve essere presentato uno studio di fattibilità per la centralizzazione di un sistema di controllo delle principali emissioni della raffineria.



- . Sul nuovo camino devono essere installati analizzatori in continuo, possibilmente del tipo non a diluizione, di:
- . polveri totali sospese
- . ossidi totali di azoto espressi come NO₂
- . ossido di carbonio
- . ossigeno libero

Questi analizzatori devono essere idonei per il collegamento in continuo con il Centro Provinciale di Rilevamento.

Sul nuovo camino di 66 metri gli analizzatori devono essere installati all'atto dell'entrata in esercizio;

Gli analizzatori in continuo dovranno essere sottoposti a taratura periodica secondo modalità che saranno fissate in funzione delle loro caratteristiche.

Gli analizzatori delle polveri possono non essere installati sui camini dei forni alimentati solo con gas.

- . Devono essere adottati tutti gli accorgimenti al fine di evitare emissioni olfattivamente moleste.

In particolare:

- . La fermata degli impianti di lavaggio amminico deve comportare la fermata degli impianti che producono H₂S nel più breve tempo tecnico.

I prodotti leggeri (quelli con tensione di vapore superiore a 13 mbar alla T° di 20°C) dell'impianto devono essere lavorati in cascata possibilmente senza stoccaggi intermedi, in caso contrario devono essere stoccati in serbatoi che evitino emissioni, a tal fine possono essere ritenuti idonei quelli a tetto galleggiante oppure con lo sfiato convogliato ad un sistema di combustione controllata.

- . I gas prodotti devono essere avviati al lavaggio amminico per il recupero dello zolfo. Il contenuto residuo in H₂S nei gas avviati a combustione deve essere max dello 0,1%
- . I compressori dei gas devono avere un sistema di tenuta con fluidi in pressione nell'intercapedine della doppia tenuta in modo da laminare verso l'interno in caso di perdita.

Devono esserci dispositivi di allarme in caso di consumo eccessivo nel circuito di tenuta o di cadute di pressione nello stesso.

Le valvole di sicurezza e di sovrappressione devono essere convogliate alla rete di blow-down.

- . Le pompe che trattano liquidi contenenti H₂S, devono avere la doppia tenuta con un fluido tampone intermedio o sistema equivalente.

- . Le acque contenenti sostanze acide, prima di essere scaricate all'impianto di trattamento acque, devono essere bonificate tramite stripping dei gas acidi. Il quantitativo di H₂S strippato deve essere quantificato tramite una campagna di analisi da portare a termine entro 360 giorni, finalizzata ad un eventuale invio a recupero dello zolfo contenuto.

Le acque scaricate non devono essere fonte di molestia



olfattiva.

Il contenuto in H₂S nelle acque scaricate dallo strippaggio deve essere ≤ 10 ppm.

Recupero zolfo

- . Gli impianti zolfo, visto la loro potenzialità (12+30 t/g) devono essere gestiti in modo da in modo da garantire le rese di conversione H₂S → S a valori > 96%.
- . Gli sfiati del Claus devono essere avviati a combustione, il residuo di H₂S non deve superare in emissione i 10 mg/Nmc.
- . Per le modalità di gestione, un'interruzione nell'esercizio deve comportare la fermata e/o riduzione del carico degli impianti di desolforazione che potranno essere riattivati solo dopo la rimessa in efficienza degli impianti di recupero zolfo.

Modalità di gestione degli impianti

(lavaggio gas acidi, recupero zolfo)

- . Devono essere considerati impianti di abbattimento delle emissioni dei composti solforati e pertanto devono essere gestiti in conformità all'art.4 DPR. 322/71.
 - Nelle condizioni di normale esercizio il quantitativo di H₂S prodotto a monte ed inviato a recupero non deve in nessun momento essere superiore alla capacità di assorbimento e trasformazione in zolfo dello stesso.
 - Un'interruzione per guasti accidentali nell'esercizio di questi impianti deve comportare quanto segue:
 - . Comunicazione immediata alle Autorità preposte al controllo ed al Sindaco.
 - . Riavviamento degli impianti nei più brevi tempi tecnici possibili.
 - . Se l'interruzione è inferiore alle 12 ore nessun provvedimento deve essere preso sugli impianti che producono H₂S.
 - . Per interruzioni superiori alle 12 ore la ditta deve intervenire sugli impianti che producono H₂S in modo che lo zolfo da essi prodotto e bruciato, sommato al contributo dello zolfo del combustibile resti dello stesso ordine di grandezza delle emissioni totali di SO₂ pari a circa 240 kg/h.
 - . Una riduzione della capacità di questi impianti deve comportare un adeguamento degli impianti che producono H₂S in modo che sia comunque rispettato il quantitativo di SO₂ emessa.
 - . In fase di avviamento e/o fermata programmata della raffineria il loro esercizio non condiziona quello degli impianti che producono H₂S purchè la produzione dell'H₂S stesso bruciato ad SO₂ non superi la normale emissione a regime.
- L'H₂S prodotto nei periodi di disservizio degli impianti di lavaggio e recupero zolfo non deve essere bruciato in torcia ma nei forni.



- . In presenza di situazioni di emergenza, di criticità rispetto alla dispersione al fine di rispettare i limiti del DPCM 28/3/83 la raffineria dovrà ridurre le emissioni in conformità a quanto prescritto nella deliberazione n. IV/21282 del 9/6/87.

Nuovo sistema Blow Down - Torcia

Il sistema deve avere i seguenti requisiti minimi:

- . Un dispositivo per il recupero del gas che, per quanto tecnicamente possibile, riconvoogli nella rete fuel gas di raffineria gli scarichi idrocarburei captati dalla rete di blow down al fine di massimizzarne i recuperi energetici.
- . Due circuiti collegati a due diversi terminali di torcia, uno per gli scarichi idrocarburei, uno per gli scarichi acidi, questi ultimi devono essere additivati con fuel gas o metano per favorirne la combustione.
- . I due circuiti devono essere dotati di opportuni sistemi di separazione dei liquidi trascinati dai gas e di guardia idraulica. I camini delle torce devono essere opportunamente purgati.
- . Inserimento su entrambi i circuiti di dispositivi di misura in continuo con memorizzazione e/o registrazione delle portate di gas scaricate in torcia.
- . I terminali di torcia devono essere del tipo "smokeless", cioè ad eliminazione di fumo, con regolazione automatica della portata del vapore che è l'agente di eliminazione del fumo.
- . I terminali di torcia devono avere sistemi di protezione della fiamma contro il vento.
- . Ogni terminale deve essere dotato almeno tre piloti posti a 120° con controllo continuo della loro accensione mediante termocoppia o sistema equivalente. L'accensione dei piloti deve essere automatica. Il loro spegnimento deve essere segnalato da un opportuno sistema di allarme.
- . L'alimentazione della fiamma dei piloti deve essere sempre assicurata; qualora per qualunque motivo, sussista la possibilità di interruzione di detta alimentazione, si deve provvedere mediante una adeguata quantità di combustibile di riserva.
- . L'altezza delle torce e la loro collocazione nell'ambito della raffineria devono essere verificate idonee dalle autorità preposte alla sicurezza.
- . Il sistema di torcia non può essere considerato un sistema di abbattimento ma solo un dispositivo per interventi di emergenza e/o sicurezza pertanto tutti gli scarichi routinari e comunque programmabili connessi alla messa in esercizio, alle fermate di manutenzione degli impianti devono essere avviati, per quanto tecnicamente possibile, a combustione controllata nei forni.
- . Ogni anno deve essere trasmessa alle autorità preposte al controllo una relazione sugli scarichi più significativi convogliati alle torce.



Nuove rese di lavorazione

I nuovi serbatoi di stoccaggio della benzina devono essere del tipo a tetto galleggiante dotati di dispositivi di tenuta ad alta efficacia in grado di garantire una riduzione del 90% delle emissioni rispetto ad un serbatoio a tetto fisso senza copertura galleggiante.

A tal fine i tetti galleggianti dei serbatoi devono essere dotati di due tenute.

La tenuta primaria deve essere immersa nel liquido stoccato.

La tenuta secondaria deve garantire:

- . uno spessore verticale minimo di contatto tra la tenuta ed il mantello del serbatoio di 5 cm;
- . un'omogenea e continua aderenza tra la tenuta ed il mantello del serbatoio;
- . la possibilità di un controllo visivo dello stato della tenuta primaria con il serbatoio in esercizio;
- . il rispetto delle norme di prevenzione e sicurezza.

Le tenute devono essere sottoposte ad ispezione periodica (almeno annuale) che deve essere riportata su di un apposito registro firmato dal responsabile del reparto.

Gli impianti di caricamento delle benzine della raffineria e del deposito, devono essere dotati entro il 1/7/95 di un sistema di recupero dei vapori sviluppati con una resa minima di abbattimento del 90%. Deve essere installato un analizzatore in continuo con registrazione delle SOV emesse. In funzione del sistema tecnologico di abbattimento potrà essere accettato anche un diverso sistema di controllo della emissione che dovrà essere autorizzato.

Prescrizioni Generali

L'azienda, oltre agli obblighi fissati dall'art.8 DPR 203/88 deve, con cadenza semestrale, effettuare analisi di controllo delle emissioni dai nuovi forni dandone preavviso di almeno 15 gg. alle autorità preposte al controllo ed adottare le metodiche di prelievo ed analisi della Unichim. I prelievi devono essere almeno due in ogni occasione. I dati, che devono servire anche per una taratura degli analizzatori in continuo, devono essere trasmessi alla Regione ed alle Autorità preposte al controllo al termine della stagione termica, unitamente ad una relazione sui valori misurati in continuo.

La documentazione relativa ai risultati analitici deve essere corredata dei seguenti dati:

- localizzazione dei punti di prelievo e indicazione dei carichi in atto al momento del prelievo
- metodologia di prelievo e di analisi
- portata e temperatura dell'aeriforme
- concentrazione e denominazione chimica degli inquinanti

L'impianto deve essere messo a regime entro 120 giorni dalla messa in esercizio degli impianti. In tale periodo transitorio possono essere accettate variazioni sui limiti



del 25%.

La ditta deve trasmettere i risultati di una indagine analitica eseguita ai punti di emissione attenendosi a quanto indicato all'art.8, comma 2, del D.P.R. 203/88 e al punto 22 del DPCM 21/7/89; in particolare, nell'arco di un periodo di dieci giorni di marcia controllata degli impianti, devono essere effettuati campionamenti di aeriforme.

. nel caso di un'emissione proveniente da un processo produttivo di tipo continuo, devono essere effettuati almeno cinque campionamenti.

Di far presente che ai sensi dell'art.8 D.P.R. 203/88, la ditta deve comunicare, almeno quindici giorni prima, al Sindaco e alla Regione, la data della messa in esercizio degli impianti.

Di far presente gli adempimenti previsti dall'art. 8 nonché quanto prescritto dagli artt. 10,11,15 del D.P.R. 203/88.

Di demandare all'Ente responsabile del Servizio di Rilevamento di Cremona la verifica ed il controllo dell'osservanza da parte della ditta di quanto riportato in delibera.

Di richiamare l'attenzione del Comune e dell'USSL sui controlli di competenza in relazione a quanto riportato in delibera.

Di far salve le autorizzazioni e prescrizioni di competenza di altri Enti.

Di richiamare l'attenzione del ministero e del Sindaco sul fatto che le lavorazioni della ditta rientrano tra quelle insalubri della prima classe di cui all'elenco del D.M. 2/3/87.

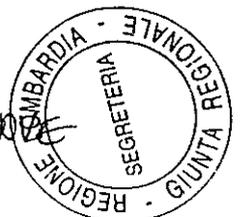
Di ricordare al Sindaco che, prima del rilascio dell'autorizzazione all'esercizio degli impianti di cui alla presente delibera, è necessario controllare che la ditta sia in possesso di tutte le autorizzazioni previste dalla legge.

E' necessario inoltre verificare che siano rispettate le norme di prevenzione e sicurezza contro incendi, scoppi, esplosioni e propagazione dell'elemento nocivo.

Di dare atto che il presente provvedimento non e' soggetto a controllo ai sensi dell'art.1 del Decreto Legislativo 13/02/1993 n.40.

Di disporre la trasmissione del presente atto al Ministero dell'Industria del Commercio e dell'Artigianato ed alla Commissione istituita presso il Ministero dell'Ambiente ai sensi dell'art.1 dell'accordo procedimentale del 10/4/91.

REGIONE LOMBARDIA
 Segreteria della Giunta Regionale
 La presente copia composta di 12 fogli è conforme all'originale depositato agli atti.
 Milano 5 GEN 1994
 Il Segretario della Giunta



28 SET. 1992

Al Ministero dell'Industria
del Commercio e dell'Artigianato
Direzione Generale delle Fonti di
Energia e Industrie di Base
Ufficio Petroli
Divisione IV
ROMA

La Tamoil Italia S.p.A. - cod. fisc. e partita IVA 00774860159 - con sede in Milano - Piazzetta Bossi 3, concessionaria della Raffineria di Cremona per il trattamento industriale di petrolio greggio fino a 5.000.000 di t/anno, in forza del D.M. n. 14643 datato 20/10/1988

PREMESSO CHE

- a seguito dell'incremento sia della rete di distribuzione che delle vendite di benzina, deve aumentare la capacita' produttiva di questo prodotto,
- con l'evoluzione della normativa antinquinamento sara' necessario adeguare lo schema di lavorazione per produrre benzine aventi migliori caratteristiche ecologiche,
- le piu' recenti tecnologie nel campo della riforma catalitica consentono rese piu' elevate in prodotti alto-ottanici con conseguenti benefici energetici ed economici,
- la materia prima in lavorazione e' costituita principalmente da grezzi nord africani con elevate rese in distillati leggeri,



- per il raggiungimento di migliori risultati economici e' conveniente azzerare la produzione di distillati leggeri (virgin nafta) che risultano di difficile collocazione.

CHIEDE

di essere autorizzata, nella sua raffineria di Cremona:

- all'installazione di un nuovo impianto di riforma catalitica della benzina grezza denominato Continuous Catalytic Reformer (CCR) della capacita' di circa 650.000 T/anno.

A seguito dell'avviamento di questo nuovo impianto verra' fermato l'esistente impianto Ultraformer n. 1 della capacita' di 180.000 T/anno. Tale impianto verra' successivamente convertito in una nuova isomerizzazione e a tale scopo verra' presentata a codesto Ministero ulteriore specifica domanda.

- di adeguare l'esistente impianto acqua di raffreddamento a ciclo chiuso con l'installazione di una nuova torre di raffreddamento a tiraggio indotto avente una capacita' totale di 2800 mc/h;
- di installare una nuova fiaccola con relative attrezzature ausiliarie avente un'altezza di 120 mt e una portata max di 280.000 kg/h che funzionera' in alternativa all'esistente.

Il complesso degli interventi descritti richiede un investimento di circa 110 miliardi di lire che verra' finanziato direttamente dalla Tamoil Italia S.p.A.- Il completamento degli interventi e' previsto entro il primo trimestre del 1994.

Le rese di lavorazione, dopo gli interventi sopradescritti, saranno comprese, a seconda delle caratteristiche della materia prima lavora-

ta, delle richieste di mercato e nei limiti della capacita' di decreto di
5.000.000 tonn/anno, entro le percentuali di seguito indicate:

Prodotto	<u>% peso</u>
LPG	2.2 ÷ 3.4
Benzine Motori	16.0 ÷ 24.5
Virgin Nafta	---
Kerosene	1.0 ÷ 4.0
Gasoli	30.4 ÷ 42.5
Oli combustibili	27.0 ÷ 40.0
Zolfo	0.1 ÷ 0.3
Consumi e perdite	4.0 ÷ 4.6

A interventi ultimati gli impianti di processo della raffineria risultano

cosi' costituiti:

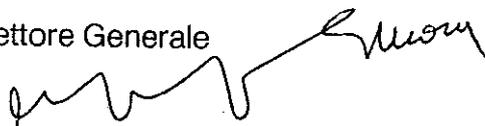
	<u>Tonn/anno</u>
Crude Unit n. 1	3.900.000
Topping n. 2	1.100.000
Continuous Catalytic Reformer	650.000
Ultraformer n. 2	400.000
Isomerizzazione	180.000
Deisopentanatrice	200.000
Merox GPL	100.000
Merox Benzine	160.000
Splitter Ultraformata	125.000
Diesel Oil Ultrafiner	590.000
Dewaxing + Mild Hydrocracking	300.000
Impianto Zolfo n. 1	4.400

Impianto Zolfo n. 2	11.000
Visbreaker	1.950.000
Saturazione Diolefine	80.000
PSA (purificazione idrogeno), Nmc	6.500
Con osservanza	

TAMOIL ITALIA S.p.A.

G.N. Cimarra

Direttore Generale





RELAZIONE TECNICA

indice

- Impianto Continuous Catalytic Reformer
 - Descrizione processo pag. 1
- Torri Raffreddamento Acqua a ciclo chiuso
 - Descrizione e dati caratteristici pag. 8
- Fiaccola
 - Descrizione e dati caratteristici pag. 9

Documentazione allegata:

- Planimetria (Plot Plan) Impianto CCR
 - Dis. FWI N. 6-0-01-1
 - Dis. FWI N. 6-0-01-2
- Schema di processo (Process Flow Diagrams) Impianto CCR
 - Dis. IFP N. 100.11.1/1
 - Dis. IFP N. 200.11.1/1
 - Dis. IFP N. 300.11.1/1
- Elenco apparecchiature (Equipment list) Impianto CCR
 - Dis. FWI N. 6-04-01-20
- Planimetria (Plot Plan) Torri di Raffreddamento
 - Dis. FWI N. 20-0-01-1
- Elenco apparecchiature (Equipment list) Torri di Raffreddamento
 - Dis. FWI N. 20-04-01-20
- Planimetria (Plot Plan) Fiaccola
 - Dis. FWI N. 23-0-01-1
- Elenco apparecchiature (Equipment list) Fiaccola
 - Dis. FWI N. 23-04-01-20

IMPIANTO CONTINUOUS CATALYTIC REFORMER (CCR)

DESCRIZIONE PROCESSO

Introduzione

L'impianto Continuous Catalytic Reformer (CCR) e' un impianto di riforma catalitica della benzina atmosferica pesante atto a produrre una benzina riformata ad alto numero di ottano destinata alla produzione delle benzine finite.

L'impianto della capacita' di 15.000 Barili al giorno, corrispondenti a circa 650.000 T/anno utilizza la tecnologia IFP (Institute Francais du Petrole) e prevede la rigenerazione in continuo del catalizzatore di reforming.

L'impianto consiste di tre sezioni principali:

- Sezione di desolforazione
- Sezione di riforma
- Sezione di trasporto e rigenerazione del catalizzatore

Sezione di desolforazione

(Schema di processo IFP N. 100.11.1/1)

La benzina atmosferica pesante proveniente dagli impianti Topping combinata con la benzina pesante proveniente dal Visbreaker, viene caricata alla sezione di desolforazione dell'impianto tramite le pompe di carica 6P-101.

Sulla mandata delle pompe di carica, a valle della regolazione di portata, la benzina si unisce al gas ricco di idrogeno proveniente dalla mandata dei compressori 6K-101.

La miscela di benzina pesante ed idrogeno viene preriscaldata negli scambiatori 6E-101, con l'effluente reattore 6R-101 e quindi portata alla temperatura di reazione mediante riscaldamento nel forno 6F-101.

Dal forno la carica combinata e' inviata in testa al reattore 6R-101 dove nel primo strato di catalizzatore avviene la saturazione delle olefine, nel secondo strato di catalizzatore avviene la eliminazione dello zolfo e dell'azoto.

Le reazioni che hanno luogo nel reattore sono complessivamente esotermiche per cui la temperatura di uscita reattore e' piu' elevata di quella di ingresso.

L'effluente reattore, dopo aver preriscaldato la carica al forno negli scambiatori 6E-101, viene raffreddato prima nel refrigerante ad aria 6EA-101, successivamente nel refrigerante ad acqua 6E-102 e quindi viene inviato nel separatore 6V-101.

In ingresso al refrigerante 6EA-101 e' prevista una iniezione continua di acqua trattata per evitare lo sporcamento del refrigerante stesso per deposizione di sali.

Nel separatore 6V-101 si ha la separazione di tre fasi:

- una fase idrocarburica gassosa
- una fase idrocarburica liquida
- una fase acquosa

La fase idrocarburica gassosa viene in parte ricircolata tramite i compressori 6K-101 e in parte inviata agli esistenti sistemi di lavaggio con dietanolamina per il recupero dell'idrogeno solforato.

Sulla mandata dei compressori 6K-101 si immette gas di integrazione, ricco in idrogeno, proveniente dai compressori 6K-203 dalla sezione di riforma a bilanciamento del consumo di idrogeno.

La fase idrocarburica liquida viene inviata in carica allo stripper 6C-101 tramite le pompe 6P-103.

La fase acquosa viene ricircolata all'ingresso del refrigerante 6EA-101 tramite le pompe 6P-102.

La carica allo stripper 6C-101 e' preriscaldata negli scambiatori 6E-103 tramite l'effluente dal fondo stripper.

Il calore di ribollitura dello stripper e' fornito dal forno 6F-102 nel quale viene ricircolata la benzina di fondo colonna, tramite le pompe 6P-105.

Il prodotto uscente dalla testa stripper e' raffreddato prima nel refrigerante ad aria 6EA-102, successivamente nel refrigerante ad acqua 6E-104 e quindi e' inviato nel ricevitore di riflusso 6V-103.

Il gas che si libera nel separatore 6V-103 viene inviato agli esistenti sistemi di lavaggio con dietanolamina per il recupero dell'idrogeno solforato.

Il liquido viene aspirato dalle 6P-104 e riflussato in testa alla colonna.

L'acqua separatasi nel mammellone del 6V-103 viene scaricata alla esistente sezione di trattamento delle acque acide.

La benzina di fondo stripper, dopo scambio con la carica colonna negli scambiatori 6E-103, viene inviata in carica alla sezione di riforma.

Una quota parte di benzina trattata puo' essere inviata allo stoccaggio previo raffreddamento nel refrigerante ad acqua 6E-105.

Sezione di Riforma

(Schema di processo IFP N. 200.11.1/1)

La benzina desolforata proveniente dalla sezione di desolforazione, miscelata al gas di riciclo ricco di idrogeno proveniente dal compressore 6K-201, viene preriscaldata nello scambiatore a piastre 6E-201 con l'effluente dall'ultimo reattore 6R-204 e quindi portata alla temperatura di reazione mediante riscaldamento del forno 6F-201.

Dal forno la carica combinata e' inviata successivamente ai quattro reattori della sezione di riforma.

Essendo le reazioni di riforma catalitica prevalentemente endotermiche, l'effluente dai singoli reattori 6R-201, 6R-202, 6R-203 viene inviato nei forni intermedi 6F-202, 6F-203 e 6F-204 per portare le temperature di ingresso reattori ai valori richiesti.

L'effluente dall'ultimo reattore 6R-204, dopo scambio di calore con la carica alla sezione di riforma nello scambiatore 6E-201, viene raffreddato nei refrigeranti ad aria 6EA-201 nel refrigerante ad acqua 6E-202 e quindi inviato al separatore 6V-201 dove si ha la separazione di due fasi: una gassosa e una liquida.



La fase gassosa, tramite il compressore centrifugo 6K-201, viene in parte ricircolata alla sezione di reazione e in parte inviata, dopo raffreddamento nel refrigerante ad acqua 6E-203, nel separatore 6V-202.

Il liquido che si separa dal 6V-202 viene miscelato con l'effluente reattori a monte del refrigerante ad acqua 6E-202 mentre il gas viene inviato, tramite il compressore 6K-202 al ricontatto con la fase liquida proveniente, tramite le pompe 6P-201, dal separatore 6V-201.

La miscela costituita dal gas proveniente dalla mandata del compressore 6K-202 e dal liquido proveniente dalla mandata delle pompe 6P-201 viene raffreddata nel refrigerante ad acqua 6E-204, negli scambiatori 6E-205 con l'effluente freddo proveniente dal separatore 6V-203 ed infine nel "refrigeration system" prima di essere inviato nel separatore 6V-203.

Questa operazione di ricontatto e di refrigerazione permette di massimizzare il recupero in fase liquida degli idrocarburi condensabili e di ottenere dal 6V-203 idrogeno ad alta purezza.

Questo idrogeno viene inviato:

- in parte alla sezione di desolfurazione dell'impianto tramite i compressori 6K-203
- in parte alla rete gas idrogeno di raffineria dopo raffreddamento nel refrigerante ad acqua 6E-208 tramite i compressori 6K-203
- in parte alla rete gas combustibile di raffineria dopo scambio di calore nello scambiatore 6E-207 con la benzina di fondo stabilizzatrice.

Il liquido separatosi nel separatore 6V-203 viene inviato, tramite le pompe 6P-202, all'accumulatore 6V-205, previo riscaldamento nel 6E-205 unitamente al gas proveniente dall'accumulatore di testa stabilizzatrice 6V-206.

I gas incondensabili che si separano nel 6V-205 vengono inviati alla rete del gas combustibile di raffineria, mentre il liquido viene inviato in carica alla stabilizzatrice 6C-201 tramite le 6P-203, dopo scambio nel 6E-209 con il fondo stabilizzatrice.

Il calore di ribollitura della stabilizzatrice e' fornito dal forno 6F-205 nel quale viene ricircolata la benzina di fondo colonna, tramite le pompe 6P-205.

Il prodotto uscente dalla testa stabilizzatrice e' raffreddato nel refrigerante ad aria 6EA-202 e quindi nel refrigerante ad acqua 6E-210 prima di essere inviato nel ricevitore di riflusso 6V-206.

Il gas che si libera dal separatore 6V-206 viene inviato all'accumulatore 6V-205.

Il liquido viene, tramite le pompe 6P-205, in parte reflussato in testa alla stabilizzatrice e in parte inviato alla deetantrice dell'esistente impianto Ultraformer n. 2.

La benzina di fondo colonna, dopo scambio di calore nei 6E-209 con la carica, viene raffreddata nel refrigerante ad aria 6EA-203, nello scambiatore 6E-207, e quindi nel refrigerante ad acqua 6E-211, prima di essere inviata allo stoccaggio.

Sezione di trasporto e rigenerazione del catalizzatore

(Schema di processo IFP N. 300.11.1/1)

Movimentazione del catalizzatore

Nell'impianto CCR la rigenerazione del catalizzatore e' continua. La realizzazione di questo sistema prevede un movimento continuo del catalizzatore da rigenerare dall'ultimo reattore alla torre di rigenerazione, da questa al primo reattore e dal fondo del primo reattore fino al quarto reattore attraverso il secondo ed il terzo.

La movimentazione avviene nel modo seguente :

Dal fondo del quarto reattore 6R-204, il catalizzatore esausto passa per gravita' nell'accumulatore 6V-324 e quindi nel sottostante ricevitore 6V-334. Da qui viene trasportato per mezzo di un gas inerte nell'accumulatore 6V-301 posto sulla sommita' alla torre di rigenerazione.

Quando viene raggiunto il livello operativo nel 6V-301, il catalizzatore viene prima scaricato nel sottostante ricevitore 6V-302 e successivamente nella parte alta della torre di rigenerazione 6C-301.

Per gravita' il catalizzatore percorre la torre di rigenerazione dall'alto verso il basso. Durante il tragitto il catalizzatore viene sottoposto a combustione, ossiclorurazione e calcinazione finale.

In uscita dal rigeneratore il catalizzatore viene raffreddato prima di essere convogliato in un primo accumulatore 6V-303 e successivamente nel

ricevitore 6V-335. Da qui viene quindi trasportato per mezzo di gas inerte nell'accumulatore 6V-310 posto sulla sommita' del primo reattore 6R-201.

Sempre per gravita' il catalizzatore rigenerato passa nella camera di riduzione 6V-311 dove viene attivato in presenza di idrogeno caldo. Dalla camera di riduzione il catalizzatore entra nella parte alta del primo reattore 6R-201.

All'interno dei reattori il catalizzatore scende dall'alto verso il basso per giungere negli accumulatori inferiori 6V-321-322-323 e successivamente nei ricevitori 6V-331-332-333.

Mediante un flusso di gas di processo ricco in idrogeno il catalizzatore viene quindi convogliato negli accumulatori superiori 6V-312-313-314 per poi scendere nei reattori 6R-202/203/204.

L'intero sistema di movimentazione del catalizzatore e' completamente automatico.

Sistema gas inerte di trasporto

Il trasporto del catalizzatore dall'ultimo reattore alla torre di rigenerazione e dal fondo del rigeneratore al primo reattore e' effettuato mediante circolazione di azoto.

I compressori 6K-303 provvedono ad inviare l'azoto nei ricevitori 6V-334 e 6V-335 per il sollevamento del catalizzatore da inviare rispettivamente al rigeneratore e al primo reattore.

Effettuato il trasporto del catalizzatore l'azoto si separa negli accumulatori 6V-301 e 6V-310, viene raffreddato nei refrigeranti 6EA-302 e 6EA-303 prima di essere inviato nei filtri 6FT-302 e 6FT-303, dove avviene il recupero della polvere di catalizzatore.

L'azoto dei due sistemi di trasporto del catalizzatore, sotto controllo di pressione viene raffreddato nel refrigerante ad acqua 6E-305 e quindi ricircolato tramite i compressori 6K-303.

Due analizzatori di idrogeno ed ossigeno verificano in continuo la composizione dell'azoto di trasporto provvedendo automaticamente a ricambiarlo quando le percentuali di idrogeno ed ossigeno superano i valori ammessi.



Combustione, clorurazione, calcinazione

Il carbone che si deposita sul catalizzatore durante l'esercizio ne provoca la temporanea disattivazione; l'eliminazione del carbone mediante combustione riporta l'attività del catalizzatore ai valori iniziali.

Questa operazione avviene ricircolando un gas inerte sul catalizzatore ed immettendo in questo gas quantitativi controllati di aria per ottenere una combustione totale a temperature tali da non danneggiare il catalizzatore.

Un compressore alternativo 6K-301 provvede a ricircolare il gas di rigenerazione. Sulla mandata del compressore il gas viene suddiviso in due flussi mediante una valvola a tre vie. Il flusso principale dopo un preriscaldamento nello scambiatore 6E-301 con il gas in uscita dalla torre di rigenerazione, viene portato alla temperatura desiderata nel forno elettrico 6F-301 ed inviato nella parte alta della colonna di rigenerazione 6C-301 dove effettua il riscaldamento del catalizzatore ed inizia la combustione.

Il flusso secondario viene raffreddato nel refrigerante ad acqua 6E-306 per consentirne una corretta disidratazione nel 6DR-301, preriscaldato nel 6E-302 con il gas in uscita dalla zona di clorurazione della 6C-301, portato alla temperatura desiderata nel forno elettrico 6F-302 e quindi immesso nella parte bassa del rigeneratore per la calcinazione del catalizzatore.

Un compressore alternativo 6K-302 comprime l'aria necessaria per le operazioni di rigenerazione, ossiclorurazione e calcinazione.

Il gas, proveniente dalla zona di combustione, dopo scambio col gas in ingresso colonna nel 6E-301 viene raffreddato nel refrigerante ad aria 6EA-301 e successivamente inviato al lavatore-separatore 6V-305.

Il gas proveniente dalla zona di clorurazione/calcinazione dopo scambio di calore nel 6E-302 con il gas in ingresso colonna, viene inviato al lavatore separatore 6V-205.

Nel 6V-305 i gas provenienti dalla rigenerazione del catalizzatore sono trattati con una soluzione sodica ricircolata tramite le 6P-301 e con acqua prima di essere ricircolati tramite i compressori 6K-301 alle sezioni di rigenerazione.

Analizzatori di processo rilevano in continuo le percentuali di ossigeno nel gas in entrata e in uscita dalla zona di combustione, ed in entrata alla zona di calcinazione per mantenere ai valori ottimali le percentuali di ossigeno.

TORRI DI RAFFREDDAMENTO ACQUA A CICLO CHIUSO

Descrizione e dati caratteristici

L' impianto CCR ha bisogno di acqua di raffreddamento per raffreddare gli idrocarburi durante il processo in quelle condizioni in cui non e' possibile il raffreddamento ad aria mediante gli aircoolers.

Gia' da tempo la Raffineria si e' dotata di un circuito di acqua di raffreddamento in ciclo chiuso per gli impianti di processo; in tale circuito, torri di raffreddamento a tiraggio indotto ricevono l'acqua calda (circa 40°C) proveniente dal processo e la raffreddano (ad una temperatura massima di circa 30°C) prima di ripomparla agli impianti in modo che sia idonea alla funzione di refrigerazione.

Tale sistema consente di minimizzare l'estrazione di acqua dal sottosuolo nonche' di minimizzare gli scarichi liquidi della Raffineria.

Il sistema di acqua di raffreddamento a seguito dell'installazione dell'impianto CCR va potenziato per far fronte alle esigenze del nuovo impianto.

E' prevista la costruzione di una nuova torre (2X3) costituita da due nuove celle aventi una portata complessiva di 2800 mc/h (1400 mc/h per ogni cella).

Tali nuove celle integreranno l'attuale sistema in modo da avere un unico sistema di raffreddamento dell'acqua di refrigerazione impianti con una portata massima complessiva di 5.600 mc/h.

Tale portata e' ampiamente sufficiente per gli esistenti impianti di processo con un consistente margine per future necessita' impiantistiche.

L'ampliamento dell'impianto di torri di raffreddamento che verra' realizzato, sara' dotato anche di nuove pompe di circolazione (2P-22 D/E), un filtro a sabbia (2V-19) ed attrezzature ausiliarie per il trattamento dell'acqua in ciclo chiuso.

FIACCOLA

Descrizione e dati caratteristici

Attualmente la Raffineria e' dotata di un sistema di blow-down collegato ad un'unica fiaccola.

Tale situazione e' penalizzante in quanto non permette interventi di manutenzione alla fiaccola esistente e alle sue attrezzature ausiliarie se non a Raffineria ferma.

Con l'occasione dell'installazione del nuovo impianto CCR, per ovviare alla situazione sopra descritta, verra' installata una seconda fiaccola che possa funzionare in alternativa a quella esistente.

La soluzione adottata prevede la possibilita' di intercettare e smistare il flusso del collettore di blow-down in modo da inserire l'una o l'altra fiaccola e permettere quindi interventi di manutenzione.

Nell'esistente collettore di blow-down verranno convogliati gli scarichi delle valvole di sicurezza del nuovo impianto CCR.

La nuova fiaccola verra' dotata di un separatore PV-2303 dove averra' la separazione della fase liquida da quella gassosa.

La fase idrocarburica liquida verra' recuperata tramite le pompe P-2302 A/B per essere inviata al serbatoio di slop e alla successiva rilavorazione in impianto.

La fase gassosa verra' convogliata in torcia per essere combusta alla sommita'.

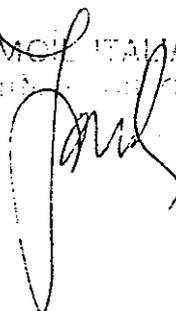
La nuova torcia sara' dotata di una guardia idraulica PV-2304 progettata per eliminare l'effetto pulsante del gas inviato alla sua sommita' e ridurre pertanto drasticamente la rumorosita'.

Con l'occasione analogo guardia idraulica PV-2305 verra' installata sulla fiaccola esistente.

Le caratteristiche della nuova fiaccola PF-1 sono le seguenti :

- Altezza : 120 mt
- Diametro : 36" (circa 900 mm)
- Portata max : 281.000 Kg/h
- Radiazione massima al suolo : 2.000 BTU/h/ft²
- Radiazione massima alla cinta della Raffineria : 500 BTU/h/ft²
- La struttura di sostegno e' a traliccio con stralli.
- La nuova torcia e' dotata di quattro piloti separati alimentati a fuel gas dotati ciascuno di sistema di accensione e sistema di rilevazione di fiamma con allarme.
- La torcia e' dotata di sistema di eliminazione della fumosità della fiamma mediante immissione di vapore regolato automaticamente da un sistema di rilevazione a raggi infrarossi.

TAMCI ITALIA S.p.A.
Raffineria di Tremona





DELIBERAZIONE NR. VI

607

SEDUTA DEL

1 OTT. 1990

Presidente: Giuseppe GIOVENZANA

Presenti gli Assessori regionali:

~~Ugo FINETTI~~ Vice-Presidente ASSENTE GIUSTIFICATO.

Roberto BISCARDINI

Claudio BONFANTI

Vittorio CALDIROLI

Sergio CAZZANIGA

Michèle COLUCCI

Luciano FORCELLINI

Serafino GENEROSO

Ferruccio GUSMINI

Giancarlo MORANDI

~~Andrea PARINI~~ ASSENTE GIUSTIFICATO

Giovanni ROSSI

Piero SAROLLI

Antonio SIMONE

Giovanni VERGA

~~Francesco ZACCARIA~~ ASSENTE GIUSTIFICATO

Con l'assistenza del Segretario: Giuseppe DI GIUGNO

Su proposta dell'Assessore:

AMBIENTE ECOLOGIA

OGGETTO:

Proposta al Consiglio Regionale di approvazione del parere richiesto ai sensi dell'art.17 D.P.R. 203/88, dal Ministero dell'Industria del Commercio e dell'Artigianato relativamente alla domanda di autorizzazione per installazione di un nuovo impianto di depa-
raffinazione catalitica presentata dalla ditta TAMOIL S.p.A. stabilimento di Cremona

fasc: 254/53251

DELIBERAZIONE NON SOGGETTA AL
CONTROLLO DI CUI ALL'ART. 45
DELLA L. 10.2.53 N. 62.



Vista l'istanza di autorizzazione n 613193 trasmessa in data 31/10/89 dal MINISTERO dell'INDUSTRIA del COMMERCIO e dell'ARTIGIANATO ai sensi dell'art. 17 D.P.R. 203/88, per l'installazione di un impianto di deparaffinazione catalitica della Soc. TAMOIL ITALIA Raffineria di Cremona.

Considerato che trattasi di processo di deparaffinazione catalitica del distillato medio-pesante dei grezzi in lavorazione che migliorerà le rese di raffineria adeguandole alle necessità di mercato (migliore comportamento a freddo dei distillati per autotrazione e riscaldamento).

Visto che la capacità di trattamento dell'impianto sarà di 300.000 T/a. su 8.000 ore di lavoro di gasolio atmosferico pesante nel processo combinato di deparaffinazione catalitica (Dewaxing) e blando cracking catalitico in presenza di idrogeno (Mild-Hydrocracking).

Visto che il processo consisterà nella deparaffinazione su catalizzatore a base di mordenite (setaccio molecolare) che assorbe e provoca il craking delle paraffine e quindi idrogenerà le olefine prodotte nello stesso cracking in modo da inibire la polimerizzazione delle stesse olefine e il deposito di particelle carboniose sul catalizzatore.

Il 25% del volume del reattore è occupato da catalizzatore di deparaffinazione mentre il restante 75% è occupato dal catalizzatore per la fase di idrocracking.

Il catalizzatore ha due funzioni: conversione dei composti altobollenti in prodotti più leggeri e una desolforazione con trasformazione in idrogeno solforato dello zolfo presente. Queste reazioni richiedono un sensibile quantitativo di idrogeno che è fornito dalla unità di reforming catalitico esistente.

Il catalizzatore ha una vita media di circa un anno e verrà rigenerato fuori dalla raffineria.

L'unità di deparaffinazione e cracking catalitico è completata dalle sezioni di strippaggio del gasolio deparaffinato e desolforato, proveniente anche dal visbreaking, di stabilizzazione, deetanazione e addolcimento delle frazioni leggere formatesi nel cracking delle paraffine.

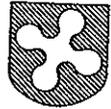
Tutte le frazioni gassose sono inviate ad un sistema di abbattimento dell'idrogeno solforato con DEA prima di essere inviato ai limiti di batteria dell'impianto.

L'idrogeno solforato che si libera dall'impianto di rigenerazione viene inviato all'impianto Claus di recupero zolfo. La capacità degli esistenti impianti di rigenerazione DEA e degli impianti Claus sono sufficienti a trattare quanto emesso dalla nuova unità di Dewaxing.

Visto che rispetto al bilancio dei combustibili impiegati in raffineria il nuovo impianto risulta produttore di fuel gas come risulta dal seguente prospetto

inizio

fine



	ciclo(*)	Kg/h	ciclo(*)
Gas di alimentazione	3.423		3.423
Gas prodotto	4.441		4.258
Gas bruciato nel forno	575		575
Gas in eccesso	443		260

(*) inizio e fine ciclo sono riferiti alla vita del catalizzatore

Le uniche emissioni del nuovo impianto sono costituite dai fumi del forno 5-F1

- Alimentazione fuel gas	575 Kg/h	
- potenzialità	6.370.000 Kcal/h	7,4 MW
- portata fumi	9.050 Nmc/h	
- conc. inquinanti		
- SO ₂	120 mg/Nmc	
- NO _x	200 mg/Nmc	
- temperatura	320 °C	
- velocità	7,8 m/s	
- altezza camino	60 m	
- raggio camino	0.475 m	

Visto che gli scarichi dalle valvole di sicurezza sono convogliati alla rete che fa capo alla fiaccola di raffineria.

Preso atto chela ditta dichiara che la capacità di lavorazione materia prima e le caratteristiche degli effluenti rimarrano invariate. Sarà ottenuta una resa superiore in distillati medi, benzina e GPL.

Il completamento dell'unità è previsto entro il 1990.

Preso atto che le rese di lavorazione riferite alla capacità di decreto di 5.000.000 Ton/anno sono le seguenti:

Prodotti	caso base	%	+dewaxing
LPG	2.2+3.2		2.8-3.8
Benzine motori	11.2+16.4		11.6-16.8
Virgin Naphta	-- +5.5		-- - 5.5
Kerosene	2.5+5.0		2.5 - 5.0
Gasoli	29.0+38.5		33.5-43.0
Oli combustibili	31.4+44.5		25.7-38.8
Zolfo	0.1+0.3		0.1-0.3
Consumi e perdite	4.8+5.4		5.0-5.6

Visto che il Comitato Regionale contro l'inquinamento atmosferico ex art.2 L.R. 13/7/84 n°35 nella seduta del 1.3.1990 ha espresso parere favorevole al progetto alle condizioni riportate in delibera.

Ricordati gli adempimenti previsti dall'art.8 nonchè quanto previsto dagli artt.9,10,15,17 del D.P.R. 24/5/88 n°203.



Ritenuto che venga demandato all'Ente responsabile del Servizio di Rilevamento di Cremona la verifica ed il controllo dell'adempimento da parte della ditta a quanto riportato in deliberato.

Ritenuto che venga richiamato l'attenzione del Comune e dell'USSL. sui controlli di competenza nel caso in cui non sia rispettato quanto indicato in delibera.

Vista la legge 13/7/66 n°615 ed il DPR 15/4/71 n°322.

Visto il DPR 14/7/77 n°616 art.101.

Vista la L.R. 13/7/84 n°35.

Visto il D.P.R. 24/5/88 n°203.

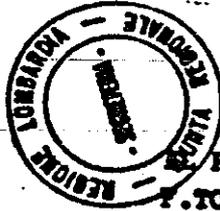
A voti unanimi espressi nelle forme di legge.

DELIBERA

Di approvare l'allegata deliberazione e di disporre l'invio al Consiglio Regionale per gli adempimenti di competenza.

P.C.C.

IL SEGRETARIO



PRESIDENTE
F.TO GIOVENZANA

IL SEGRETARIO
F.TO DI GIUGNO



Vista l'istanza di autorizzazione n 613193 trasmessa in data 31/10/89 dal MINISTERO dell'INDUSTRIA del COMMERCIO e dell'ARTIGIANATO ai sensi dell'art. 17 D.P.R. 203/88, per l'installazione di un impianto di deparaffinazione catalitica della Soc. TAMOIL ITALIA Raffineria di Cremona.

Considerato che trattasi di processo di deparaffinazione catalitica del distillato medio-pesante dei grezzi in lavorazione che migliorerà le rese di raffineria adeguandole alle necessità di mercato (migliore comportamento a freddo dei distillati per autotrazione e riscaldamento).

Visto che la capacità di trattamento dell'impianto su 8.000 ore di lavoro sarà di 300.000 T/a. di gasolio atmosferico pesante nel processo combinato di deparaffinazione catalitica (Dewaxing) e blando cracking catalitico in presenza di idrogeno (Mild-Hydrocracking).

Visto che il processo consisterà nella deparaffinazione su catalizzatore a base di mordenite (setaccio molecolare) che assorbe e provoca il craking delle paraffine e quindi idrogenerà le olefine prodotte nello stesso cracking in modo da inibire la polimerizzazione delle stesse olefine e il deposito di particelle carboniose sul catalizzatore.

Il 25% del volume del reattore è occupato da catalizzatore di deparaffinazione mentre il restante 75% è occupato dal catalizzatore per la fase di idrocracking.

Il catalizzatore ha due funzioni: conversione dei composti altobollenti in prodotti più leggeri e una desolforazione con trasformazione in idrogeno solforato dello zolfo presente. Queste reazioni richiedono un sensibile quantitativo di idrogeno che è fornito dalla unità di reforming catalitico esistente.

Il catalizzatore ha una vita media di circa un anno e verrà rigenerato fuori dalla raffineria.

L'unità di deparaffinazione e cracking catalitico è completata dalle sezioni di strippaggio del gasolio deparaffinato e desolforato, proveniente anche dal visbreaking, di stabilizzazione, deetanazione e addolcimento delle frazioni leggere formatesi nel cracking delle paraffine.

Tutte le frazioni gassose sono inviate ad un sistema di abbattimento dell'idrogeno solforato con DEA prima di essere inviato ai limiti di batteria dell'impianto.

L'idrogeno solforato che si libera dall'impianto di rigenerazione viene inviato all'impianto Claus di recupero zolfo. La capacità degli esistenti impianti di rigenerazione DEA e degli impianti Claus sono sufficienti a trattare quanto emesso dalla nuova unità di Dewaxing.

Visto che rispetto al bilancio dei combustibili impiegati in raffineria il nuovo impianto risulta produttore di fuel gas come risulta dal seguente prospetto



	inizio ciclo(*)	Kg/h	fine ciclo(*)
Gas di alimentazione	3.423		3.423
Gas prodotto	4.441		4.258
Gas bruciato nel forno	575		575
Gas in eccesso	443		260

(*) inizio e fine ciclo sono riferiti alla vita del catalizzatore

Le uniche emissioni del nuovo impianto sono costituite dai fumi del forno 5-F1

- Alimentazione fuel gas	575 Kg/h
- potenzialità	6.370.000 Kcal/h
- portata fumi	9.050 Nmc/h
- conc. inquinanti	
- SO ₂	120 mg/Nmc
- NO _x	200 mg/Nmc
- temperatura	320 °C
- velocità	7,8 m/s
- altezza camino	60 m
- raggio camino	0.475 m

Visto che gli scarichi dalle valvole di sicurezza sono convogliati alla rete che fa capo alla fiaccola di raffineria.

Preso atto che la ditta dichiara che la capacità di lavorazione materia prima e le caratteristiche degli effluenti rimarranno invariate. Sarà ottenuta una resa superiore in distillati medi, benzina e GPL.
Il completamento dell'unità è previsto entro il 1990.

Preso atto che le rese di lavorazione riferite alla capacità di decreto di 5.000.000 Ton/anno sono le seguenti:

Prodotti	caso base	%	+dewaxing
LPG	2.2+3.2		2.8-3.8
Benzine motori	11.2+16.4		11.6-16.8
Virgin Naphta	-- +5.5		-- - 5.5
Kerosene	2.5+5.0		2.5 - 5.0
Gasoli	29.0+38.5		33.5-43.0
Oli combustibili	31.4+44.5		25.7-38.8
Zolfo	0.1+0.3		0.1-0.3
Consumi e perdite	4.8+5.4		5.0-5.6

Visto che il Comitato Regionale contro l'inquinamento atmosferico ex art.2 L.R. 13/7/84 n°35 nella seduta del 1.3.1990 ha espresso parere favorevole al progetto alle condizioni riportate in delibera.

Ricordati gli adempimenti previsti dall'art.8 nonchè quanto



previsto dagli artt. 9,10,15,17 del D.P.R. 24/5/88 n°203.

Ritenuto che venga demandato all'Ente responsabile del Servizio di Rilevamento di Cremona la verifica ed il controllo dell'adempimento da parte della ditta a quanto riportato in deliberato.

Ritenuto che venga richiamato l'attenzione del Comune e dell'USSL. sui controlli di competenza nel caso in cui non sia rispettato quanto indicato in delibera.

Vista la legge 13/7/66 n°615 ed il DPR 15/4/71 n°322.

Visto il DPR 14/7/77 n°616 art.101.

Vista la L.R. 13/7/84 n°35.

Visto il D.P.R. 24/5/88 n°203.

A voti unanimi espressi nelle forme di legge.

DELIBERA

Di esprimere parere favorevole ai sensi dell'art.17 del D.P.R. 203/88 alla richiesta del Ministero dell'Industria del Commercio e dell'Artigianato N.613193 del 31/10/1989 relativamente ai progetti presentati dalla ditta TAMOIL-ITALIA Raffineria di Cremona, a condizione che l'impianto di Catalytic Dewaxing sia realizzato come da progetto ed alle condizioni di seguito specificate.

Tutte le valvole di emergenza e sicurezza devono avere gli scarichi convogliati al sistema di blow-down di raffineria collegato alla torcia.

Il fuel gas prodotto deve essere desolfurato mediante l'esistente impianto di lavaggio amminico fino ad avere un tenore di zolfo massimo dello 0,1% in peso.

Il sistema di torcia, il sistema di lavaggio amminico ed il sistema di recupero zolfo mediante impianto Claus devono avere i requisiti impiantistici ed essere gestiti in conformità a quanto prescritto con Deliberazione N. IV/ 21282 del 9/6/87.

Il forno del nuovo impianto di Catalytic Dewaxing deve essere alimentato solo mediante fuel gas con contenuto in zolfo \leq 0,1% in peso, o combustibili simili.

In emissione devono essere rispettati i seguenti limiti riferiti ad un tenore di ossigeno libero nei fumi del 3%.

Combustibile	SO ₂	NO _x (come NO ₂)	polveri
Gassoso	150	200	5



I limiti di SO₂ e polveri si intendono automaticamente rispettati utilizzando fuel gas con tenore in zolfo $\leq 0,1\%$ in peso.

Per il controllo della combustione devono essere installati analizzatori in continuo del CO e dell'O₂.

Il camino deve avere altezza minima di 60 metri e diametro tale da garantire una velocità di emissione fumi ≥ 10 m/s al carico massimo continuo.

I catalizzatori del processo non devono essere rigenerati in raffineria. La soluzione alcalina di desolforazione del G.P.L. quando è esausta deve essere movimentata e smaltita in modo da evitare emissioni olfattivamente moleste ed in conformità alle norme vigenti in materia di depurazione acque e/o smaltimento rifiuti.

L'azienda con cadenza semestrale deve effettuare analisi di controllo delle emissioni dal forno dell'impianto adottando le metodiche di prelievo ed analisi della Unichim. I prelievi devono essere almeno due in ogni occasione con una durata di un'ora. I dati devono essere trasmessi alla Regione ed alle Autorità preposte al controllo.

La documentazione relativa ai risultati analitici deve essere corredata dei seguenti dati:

- localizzazione dei punti di prelievo e indicazione dei carichi in atto al momento del prelievo
- metodologia di prelievo e di analisi
- portata e temperatura dell'aeriforme
- concentrazione e denominazione chimica degli inquinanti

L'impianto deve andare a regime entro 120 giorni dalla messa in esercizio. In tale periodo transitorio possono essere accettate variazioni sui limiti del 25%.

La ditta deve trasmettere i risultati di una indagine analitica eseguita al camino del forno, attenendosi a quanto indicato all'art.8, comma 2, del D.P.R. 203/88 e al punto 22 del DPCM 21/7/89; in particolare, nell'arco di un periodo di dieci giorni di marcia controllata degli impianti, devono essere effettuati campionamenti di aeriforme della durata di un'ora secondo le seguenti modalità:

- . nel caso di un'emissione proveniente da un processo produttivo di tipo continuo, devono essere effettuati almeno cinque campionamenti.

Di far presente che ai sensi dell'art.8 D.P.R. 203/88, la ditta deve comunicare, almeno quindici giorni prima, al Sindaco e alla Regione, la data della messa in esercizio degli impianti.

Di far presente gli adempimenti previsti dall'art. 8 nonché



quanto prescritto dagli artt. 10,11,15 del D.P.R. 203/88.

Di richiamare l'attenzione del Ministero e del Sindaco sul fatto che le lavorazioni della ditta rientrano tra quelle insalubri della prima classe di cui all'elenco del D.M. 2/3/87.

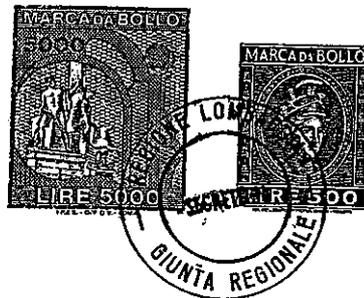
Di richiedere che il Sindaco controlli che la raffineria sia in possesso in particolare del benessere dell'ISPEL, dei Vigili del Fuoco, nonché in generale delle altre autorizzazioni previste dalla legge; controlli inoltre se sono rispettate le norme di prevenzione e di sicurezza contro l'incendio, scoppio, esplosione e propagazione dell'elemento nocivo.

Di richiedere che l'Ente responsabile del Servizio di Rilevamento di Cremona venga incaricato della verifica e del controllo dell'adempimento da parte della ditta a quanto riportato in deliberato.

Di disporre la trasmissione del presente atto al Ministero dell'Industria del Commercio e dell'Artigianato-Direzione Generale Fonti Energia e Industria di Base-Divisione I[^].

Il PRESIDENTE

Il SEGRETARIO



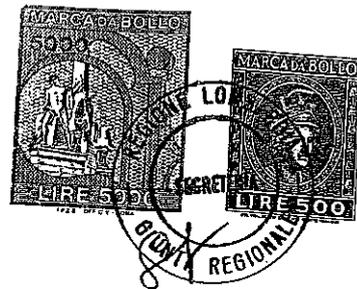
REGIONE LOMBARDIA

Segreteria della Giunta Regionale

La presente copia composta di Nove #
fogli 7 è conforme all'originale depositato agli atti. - 4 OTT. 1990
Milano.

Il Segretario della Giunta

Castellano



DELIBERAZIONE NR. V/

607

SEDUTA DEL

1 OTT. 1990

Presidente: Giuseppe GIOVENZANA

Presenti gli Assessori regionali:

~~Ugo FINETTI~~ Vice-Presidente ASSENTE GIUSTIFICATO

Roberto BISCARDINI

Claudio BONFANTI

Vittorio CALDIROLI

Sergio CAZZANIGA

Michele COLUCCI

Luciano FORCELLINI

Serafino GENEROSO

Ferruccio GUSMINI

Giancarlo MORANDI

~~Andrea PARINI~~ ASSENTE GIUSTIFICATO

Giovanni ROSSI

Piero SAROLLI

Antonio SIMONE

Giovanni VERGA

~~Francesco ZACCARIA~~ ASSENTE GIUSTIFICATO

Con l'assistenza del Segretario: Giuseppe DI GIUGNO

Su proposta dell'Assessore:

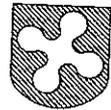
AMBIENTE ECOLOGIA

OGGETTO:

Proposta al Consiglio Regionale di approvazione del parere richiesto ai sensi dell'art.17 D.P.R. 203/88, dal Ministero dell'Industria del Commercio e dell'Artigianato relativamente alla domanda di autorizzazione per installazione di un nuovo impianto di depurazione catalitica presentata dalla ditta TAMOIL S.p.A. stabilimento di Cremona

fasc. 254/53251

DELIBERAZIONE NON SOGGETTA AL
CONTROLLO DI CUI ALL'ART. 45
DELLA L. 10.2.53 N. 62.



Vista l'istanza di autorizzazione n 613193 trasmessa in data 31/10/89 dal MINISTERO dell'INDUSTRIA del COMMERCIO e dell'ARTIGIANATO ai sensi dell'art. 17 D.P.R. 203/88, per l'installazione di un impianto di deparaffinazione catalitica della Soc. TAMOIL ITALIA Raffineria di Cremona.

Considerato che trattasi di processo di deparaffinazione catalitica del distillato medio-pesante dei grezzi in lavorazione che migliorerà le rese di raffineria adeguandole alle necessità di mercato (migliore comportamento a freddo dei distillati per autotrazione e riscaldamento).

Visto che la capacità di trattamento dell'impianto sarà di 300.000 T/a. su 8.000 ore di lavoro di gasolio atmosferico pesante nel processo combinato di deparaffinazione catalitica (Dewaxing) e blando cracking catalitico in presenza di idrogeno (Mild-Hydrocracking).

Visto che il processo consisterà nella deparaffinizzazione su catalizzatore a base di mordenite (setaccio molecolare) che assorbe e provoca il cracking delle paraffine e quindi idrogenerà le olefine prodotte nello stesso cracking in modo da inibire la polimerizzazione delle stesse olefine e il deposito di particelle carboniose sul catalizzatore.

Il 25% del volume del reattore è occupato da catalizzatore di deparaffinazione mentre il restante 75% è occupato dal catalizzatore per la fase di idrocracking.

Il catalizzatore ha due funzioni: conversione dei composti altobollenti in prodotti più leggeri e una desolforazione con trasformazione in idrogeno solforato dello zolfo presente. Queste reazioni richiedono un sensibile quantitativo di idrogeno che è fornito dalla unità di reforming catalitico esistente.

Il catalizzatore ha una vita media di circa un anno e verrà rigenerato fuori dalla raffineria.

L'unità di deparaffinazione e cracking catalitico è completata dalle sezioni di strippaggio del gasolio deparaffinato e desolforato, proveniente anche dal visbreaking, di stabilizzazione, deetanazione e addolcimento delle frazioni leggere formatesi nel cracking delle paraffine.

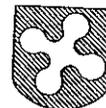
Tutte le frazioni gassose sono inviate ad un sistema di abbattimento dell'idrogeno solforato con DEA prima di essere inviato ai limiti di batteria dell'impianto.

L'idrogeno solforato che si libera dall'impianto di rigenerazione viene inviato all'impianto Claus di recupero zolfo. La capacità degli esistenti impianti di rigenerazione DEA e degli impianti Claus sono sufficienti a trattare quanto emesso dalla nuova unità di Dewaxing.

Visto che rispetto al bilancio dei combustibili impiegati in raffineria il nuovo impianto risulta produttore di fuel gas come risulta dal seguente prospetto

inizio

fine



	ciclo(*)	Kg/h	ciclo(*)
Gas di alimentazione	3.423		3.423
Gas prodotto	4.441		4.258
Gas bruciato nel forno	575		575
Gas in eccesso	443		260

(*) inizio e fine ciclo sono riferiti alla vita del catalizzatore

Le uniche emissioni del nuovo impianto sono costituite dai fumi del forno 5-F1

- Alimentazione fuel gas	575 Kg/h
- potenzialità	6.370.000 Kcal/h
- portata fumi	9.050 Nmc/h
- conc. inquinanti	
- SO ₂	120 mg/Nmc
- NO _x	200 mg/Nmc
- temperatura	320 °C
- velocità	7,8 m/s
- altezza camino	60 m
- raggio camino	0.475 m

Visto che gli scarichi dalle valvole di sicurezza sono convogliati alla rete che fa capo alla fiaccola di raffineria.

Preso atto chela ditta dichiara che la capacità di lavorazione materia prima e le caratteristiche degli effluenti rimarranno invariate. Sarà ottenuta una resa superiore in distillati medi, benzina e GPL.

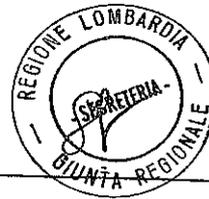
Il completamento dell'unità è previsto entro il 1990.

Preso atto che le rese di lavorazione riferite alla capacità di decreto di 5.000.000 Ton/anno sono le seguenti:

Prodotti	caso base	%	+dewaxing
LPG	2.2÷3.2		2.8-3.8
Benzine motori	11.2÷16.4		11.6-16.8
Virgin Naphta	-- +5.5		-- - 5.5
Kerosene	2.5÷5.0		2.5 - 5.0
Gasoli	29.0÷38.5		33.5-43.0
Oli combustibili	31.4÷44.5		25.7-38.8
Zolfo	0.1÷0.3		0.1-0.3
Consumi e perdite	4.8÷5.4		5.0-5.6

Visto che il Comitato Regionale contro l'inquinamento atmosferico ex art.2 L.R. 13/7/84 n°35 nella seduta del 1.3.1990 ha espresso parere favorevole al progetto alle condizioni riportate in delibera.

Ricordati gli adempimenti previsti dall'art.8 nonchè quanto previsto dagli artt.9,10,15,17 del D.P.R. 24/5/88 n°203.



Ritenuto che venga demandato all'Ente responsabile del Servizio di Rilevamento di Cremona la verifica ed il controllo dell'adempimento da parte della ditta a quanto riportato in deliberato.

Ritenuto che venga richiamato l'attenzione del Comune e dell'USSL. sui controlli di competenza nel caso in cui non sia rispettato quanto indicato in delibera.

Vista la legge 13/7/66 n°615 ed il DPR 15/4/71 n°322.

Visto il DPR 14/7/77 n°616 art.101.

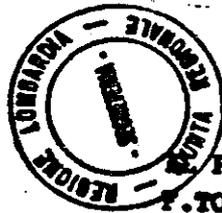
Vista la L.R. 13/7/84 n°35.

Visto il D.P.R. 24/5/88 n°203.

A voti unanimi espressi nelle forme di legge.

DELIBERA

Di approvare l'allegata deliberazione e di disporre l'invio al Consiglio Regionale per gli adempimenti di competenza.



F.C.C.

IL SEGRETARIO

PRESIDENTE
F.TO GIOVENZANA

IL SEGRETARIO
F.TO DI GIUGNO



Vista l'istanza di autorizzazione n. 613193 trasmessa in data 31/10/89 dal MINISTERO dell'INDUSTRIA del COMMERCIO e dell'ARTIGIANATO ai sensi dell'art. 17 D.P.R. 203/88, per l'installazione di un impianto di deparaffinazione catalitica della Soc. TAMOIL ITALIA Raffineria di Cremona.

Considerato che trattasi di processo di deparaffinazione catalitica del distillato medio-pesante dei grezzi in lavorazione che migliorerà le rese di raffineria adeguandole alle necessità di mercato (migliore comportamento a freddo dei distillati per autotrazione e riscaldamento).

Visto che la capacità di trattamento dell'impianto su 8.000 ore di lavoro sarà di 300.000 T/a. di gasolio atmosferico pesante nel processo combinato di deparaffinazione catalitica (Dewaxing) e blando cracking catalitico in presenza di idrogeno (Mild-Hydrocracking).

Visto che il processo consisterà nella deparaffinazione su catalizzatore a base di mordenite (setaccio molecolare) che assorbe e provoca il cracking delle paraffine e quindi idrogenerà le olefine prodotte nello stesso cracking in modo da inibire la polimerizzazione delle stesse olefine e il deposito di particelle carboniose sul catalizzatore. Il 25% del volume del reattore è occupato da catalizzatore di deparaffinazione mentre il restante 75% è occupato dal catalizzatore per la fase di idrocracking. Il catalizzatore ha due funzioni: conversione dei composti altobollenti in prodotti più leggeri e una desolforazione con trasformazione in idrogeno solforato dello zolfo presente. Queste reazioni richiedono un sensibile quantitativo di idrogeno che è fornito dalla unità di reforming catalitico esistente. Il catalizzatore ha una vita media di circa un anno e verrà rigenerato fuori dalla raffineria. L'unità di deparaffinazione e cracking catalitico è completata dalle sezioni di strippaggio del gasolio deparaffinato e desolforato, proveniente anche dal visbreaking, di stabilizzazione, deetanazione e addolcimento delle frazioni leggere formatesi nel cracking delle paraffine. Tutte le frazioni gassose sono inviate ad un sistema di abbattimento dell'idrogeno solforato con DEA prima di essere inviato ai limiti di batteria dell'impianto. L'idrogeno solforato che si libera dall'impianto di rigenerazione viene inviato all'impianto Claus di recupero zolfo. La capacità degli esistenti impianti di rigenerazione DEA e degli impianti Claus sono sufficienti a trattare quanto emesso dalla nuova unità di Dewaxing.

Visto che rispetto al bilancio dei combustibili impiegati in raffineria il nuovo impianto risulta produttore di fuel gas come risulta dal seguente prospetto



	inizio ciclo(*)	Kg/h	fine ciclo(*)
Gas di alimentazione	3.423		3.423
Gas prodotto	4.441		4.258
Gas bruciato nel forno	575		575
Gas in eccesso	443		260

(*) inizio e fine ciclo sono riferiti alla vita del catalizzatore

Le uniche emissioni del nuovo impianto sono costituite dai fumi del forno 5-F1

- Alimentazione fuel gas	575 Kg/h
- potenzialità	6.370.000 Kcal/h
- portata fumi	9.050 Nmc/h
- conc. inquinanti	
- SO ₂	120 mg/Nmc
- NO _x	200 mg/Nmc
- temperatura	320 °C
- velocità	7,8 m/s
- altezza camino	60 m
- raggio camino	0.475 m

Visto che gli scarichi dalle valvole di sicurezza sono convogliati alla rete che fa capo alla fiaccola di raffineria.

Preso atto che la ditta dichiara che la capacità di lavorazione materia prima e le caratteristiche degli effluenti rimarranno invariate. Sarà ottenuta una resa superiore in distillati medi, benzina e GPL.
Il completamento dell'unità è previsto entro il 1990.

Preso atto che le rese di lavorazione riferite alla capacità di decreto di 5.000.000 Ton/anno sono le seguenti:

Prodotti	caso base	%	+dewaxing
LPG	2.2+3.2		2.8-3.8
Benzine motori	11.2+16.4		11.6-16.8
Virgin Naphta	-- +5.5		-- - 5.5
Kerosene	2.5+5.0		2.5 - 5.0
Gasoli	29.0+38.5		33.5-43.0
Oli combustibili	31.4+44.5		25.7-38.8
Zolfo	0.1+0.3		0.1-0.3
Consumi e perdite	4.8+5.4		5.0-5.6

Visto che il Comitato Regionale contro l'inquinamento atmosferico ex art.2 L.R. 13/7/84 n°35 nella seduta del 1.3.1990 ha espresso parere favorevole al progetto alle condizioni riportate in delibera.

Ricordati gli adempimenti previsti dall'art.8 nonchè quanto



previsto dagli artt. 9,10,15,17 del D.P.R. 24/5/88 n°203.

Ritenuto che venga demandato all'Ente responsabile del Servizio di Rilevamento di Cremona la verifica ed il controllo dell'adempimento da parte della ditta a quanto riportato in deliberato.

Ritenuto che venga richiamato l'attenzione del Comune e dell'USSL. sui controlli di competenza nel caso in cui non sia rispettato quanto indicato in delibera.

Vista la legge 13/7/66 n°615 ed il DPR 15/4/71 n°322.

Visto il DPR 14/7/77 n°616 art.101.

Vista la L.R. 13/7/84 n°35.

Visto il D.P.R. 24/5/88 n°203.

A voti unanimi espressi nelle forme di legge.

DELIBERA

Di esprimere parere favorevole ai sensi dell'art.17 del D.P.R. 203/88 alla richiesta del Ministero dell'Industria del Commercio e dell'Artigianato N.613193 del 31/10/1989 relativamente ai progetti presentati dalla ditta TAMOIL-ITALIA Raffineria di Cremona, a condizione che l'impianto di Catalytic Dewaxing sia realizzato come da progetto ed alle condizioni di seguito specificate.

Tutte le valvole di emergenza e sicurezza devono avere gli scarichi convogliati al sistema di blow-down di raffineria collegato alla torcia.

Il fuel gas prodotto deve essere desolfurato mediante l'esistente impianto di lavaggio amminico fino ad avere un tenore di zolfo massimo dello 0,1% in peso.

Il sistema di torcia, il sistema di lavaggio amminico ed il sistema di recupero zolfo mediante impianto Claus devono avere i requisiti impiantistici ed essere gestiti in conformità a quanto prescritto con Deliberazione N. IV/ 21282 del 9/6/87.

Il forno del nuovo impianto di Catalytic Dewaxing deve essere alimentato solo mediante fuel gas con contenuto in zolfo \leq 0,1% in peso, o combustibili simili. In emissione devono essere rispettati i seguenti limiti riferiti ad un tenore di ossigeno libero nei fumi del 3%.

Combustibile	SO ₂	NO _x (come NO ₂)	polveri
Gassoso	150	200	5



I limiti di SO₂ e polveri si intendono automaticamente rispettati utilizzando fuel gas con tenore in zolfo $\leq 0,1\%$ in peso.

Per il controllo della combustione devono essere installati analizzatori in continuo del CO e dell'O₂.

Il camino deve avere altezza minima di 60 metri e diametro tale da garantire una velocità di emissione fumi ≥ 10 m/s al carico massimo continuo.

I catalizzatori del processo non devono essere rigenerati in raffineria. La soluzione alcalina di desolforazione del G.P.L. quando è esausta deve essere movimentata e smaltita in modo da evitare emissioni olfattivamente moleste ed in conformità alle norme vigenti in materia di depurazione acque e/o smaltimento rifiuti.

L'azienda con cadenza semestrale deve effettuare analisi di controllo delle emissioni dal forno dell'impianto adottando le metodiche di prelievo ed analisi della Unichim. I prelievi devono essere almeno due in ogni occasione con una durata di un'ora. I dati devono essere trasmessi alla Regione ed alle Autorità preposte al controllo.

La documentazione relativa ai risultati analitici deve essere corredata dei seguenti dati:

- localizzazione dei punti di prelievo e indicazione dei carichi in atto al momento del prelievo
- metodologia di prelievo e di analisi
- portata e temperatura dell'aeriforme
- concentrazione e denominazione chimica degli inquinanti

L'impianto deve andare a regime entro 120 giorni dalla messa in esercizio. In tale periodo transitorio possono essere accettate variazioni sui limiti del 25%.

La ditta deve trasmettere i risultati di una indagine analitica eseguita al camino del forno, attenendosi a quanto indicato all'art.8, comma 2, del D.P.R. 203/88 e al punto 22 del DPCM 21/7/89; in particolare, nell'arco di un periodo di dieci giorni di marcia controllata degli impianti, devono essere effettuati campionamenti di aeriforme della durata di un'ora secondo le seguenti modalità:

- . nel caso di un'emissione proveniente da un processo produttivo di tipo continuo, devono essere effettuati almeno cinque campionamenti.

Di far presente che ai sensi dell'art.8 D.P.R. 203/88, la ditta deve comunicare, almeno quindici giorni prima, al Sindaco e alla Regione, la data della messa in esercizio degli impianti.

Di far presente gli adempimenti previsti dall'art. 8 nonchè



quanto prescritto dagli artt. 10,11,15 del D.P.R. 203/88.

Di richiamare l'attenzione del Ministero e del Sindaco sul fatto che le lavorazioni della ditta rientrano tra quelle insalubri della prima classe di cui all'elenco del D.M. 2/3/87.

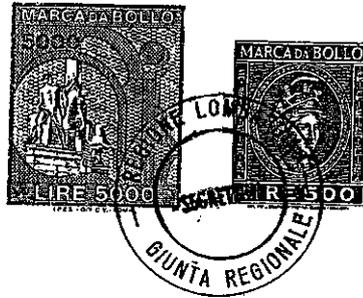
Di richiedere che il Sindaco controlli che la raffineria sia in possesso in particolare del benessere dell'ISPEL, dei Vigili del Fuoco, nonché in generale delle altre autorizzazioni previste dalla legge; controlli inoltre se sono rispettate le norme di prevenzione e di sicurezza contro l'incendio, scoppio, esplosione e propagazione dell'elemento nocivo.

Di richiedere che l'Ente responsabile del Servizio di Rilevamento di Cremona venga incaricato della verifica e del controllo dell'adempimento da parte della ditta a quanto riportato in deliberato.

Di disporre la trasmissione del presente atto al Ministero dell'Industria del Commercio e dell'Artigianato-Direzione Generale Fonti Energia e Industria di Base-Divisione I^.

IL PRESIDENTE

Il SEGRETARIO



REGIONE LOMBARDA

Segreteria della Giunta Regionale

La presente copia composta di 1 foglio è conforme all'originale depositato agli atti. - 4 OTT. 1990
Milano

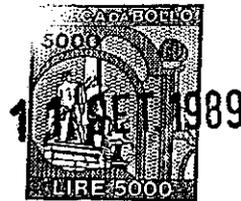
Il Segretario della Giunta

Castellano

TAMOIL ITALIA S.p.A.

**IMPIANTO DI DEPARAFFINAZIONE
CATALITICA
(CATALYTIC DEWAXING)**

Domanda Ministeriale e Relazione Tecnica



Cremona, 11 Settembre 1989

Prot. D-229 /89

Al Ministero dell'Industria, del Commercio e
dell'Artigianato

Dir. Gen. Fonti di Energia e Ind. di Base

Via Vittorio Veneto, 33

R O M A

La Societa' TAMOIL ITALIA S.p.A. - codice fiscale e
partita IVA n. 00774860159 - con sede in Milano, Piazz-
zetta Bossi n. 3, concessionaria della raffineria di
Cremona per il trattamento industriale di petrolio greg-
gio fino a 5.000.000 t/anno, in forza del D.M. 14643 del
20.10.1988,

PREMESSO CHE

- la materia prima in lavorazione e' costituita princi-
palmente da grezzi libici, altamente paraffinici e
quindi produttori di distillati medi ad elevato
contenuto di paraffine che ne peggiorano le
caratteristiche di comportamento a freddo;
- la resa in distillati puo' essere economicamente
incrementata attraverso un maggior recupero, nelle
operazioni di distillazione del grezzo, di distillati
medio-pesanti, migliorandone successivamente le
caratteristiche di comportamento a freddo mediante
processi specifici;

- di tali processi la Tamoil identifica il processo di deparaffinazione catalitica come il piu' idoneo a trattare il distillato medio-pesante dei grezzi posti in lavorazione;
- il recupero di maggior quota di distillato consente un miglior bilanciamento della struttura delle rese della raffineria alle necessita' del mercato ed agli impegni commerciali della societa';
- a seguito del progressivo incremento dei consumi di gasolio quale carburante per la motorizzazione anche per vetture di media e piccola cilindrata sono richieste specifiche piu' severe sul comportamento a freddo;
- e' in corso di emissione una specifica europea da parte del C.E.N. (Centre Europeen de Normalization) per il gasolio autotrazione, che definira' il comportamento a freddo del gasolio in funzione delle condizioni ambientali;
- il soddisfacimento di tali specifiche e' ulteriore garanzia anche per l'utente del gasolio quale combustibile riscaldamento,

C H I E D E

di essere autorizzata alla installazione, nella sua raffineria di Cremona, di un impianto combinato di deparaffinazione catalitica (Catalytic Dewaxing) e blan-

do cracking catalitico in presenza di idrogeno (Mild-Hydrocracking), del gasolio atmosferico pesante, della capacita' di circa 300.000 T/anno.

In questo impianto la deparaffinazione viene ottenuta impiegando un catalizzatore, a base di mordenite (setaccio molecolare), che compie una doppia funzione: dapprima assorbe e spezza (cracking) le paraffine normali e quasi normali che costituiscono il maggiore componente delle cere (waxes), quindi idrogena le olefine prodotte nel cracking suddetto, minimizzando il rischio di polimerizzazione delle olefine stesse e di deposito di carbone sul catalizzatore.

Questo catalizzatore occupa circa il 25% del volume del reattore, nella parte superiore. Il catalizzatore di hydrocracking occupa il restante 75%. Questo catalizzatore esplica due funzioni: una di conversione dei composti altobollenti in prodotti piu' leggeri e una di desolforazione con trasformazione in idrogeno solforato dello zolfo presente nei composti trattati.

Le reazioni di idrogenazione e desolforazione richiedono un sensibile quantitativo di idrogeno che e' fornito all'impianto dalle unita' di riforma catalitica esistenti in raffineria.

L'unita' di deparaffinazione e cracking catalitico e'

completata dalle sezioni di strippaggio del gasolio deparaffinato desolfurato e di stabilizzazione deetanazione e addolcimento delle frazioni leggere formatesi nel cracking delle paraffine.

Tutte le frazioni gassose prodotte vengono inviate ad un sistema di assorbimento dell'idrogeno solforato con DEA prima di essere inviate ai limiti di batteria dell'impianto. La DEA ricca viene inviata all'esistente impianto di rigenerazione e l'idrogeno solforato che si libera e' inviato alle esistenti unita' Claus di ricupero zolfo.

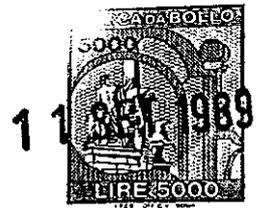
In sede di progettazione dell'impianto saranno previste le piu' moderne attrezzature di protezione dell'ambiente che, in aggiunta agli esistenti impianti di depurazione, consentiranno di mantenere immutate le caratteristiche degli effluenti liquidi e gassosi, gia' oggi ampiamente al di sotto dei limiti imposti dalle vigenti leggi.

L'investimento previsto e' di 25 miliardi di lire che verra' finanziato completamente dalla Tamoil Italia S.p.A. con il seguente piano di investimenti :

- 1989	8.5	miliardi di lire
- 1990	16.5	" " "
Totale	<u>25.0</u>	

Il completamento dell'unita' e' previsto entro il 1990.

L'investimento trova la sua giustificazione economica in



un consistente incremento della resa in distillati medi a scapito della resa in distillati pesanti nonche' in un leggero incremento di resa in benzina e GPL.

La valorizzazione economica di tali benefici si traduce in un maggior ricavo annuo di 13000 milioni di lire.

Il positivo risultato economico e' evidenziato nella seguente tabella che si riferisce al periodo 1989-2000.

Nella valutazione economica il prezzo dei prodotti si e' tenuto costante per il decennio 1991-2000.

Dal bilancio economico risulta che l'investimento iniziale di 25000 milioni di lire e' recuperato dopo il secondo anno di esercizio.

	1989	1990	1991	1992	1993:2000	TOT.
Ricavi da variat. prod. MMLit.	---	---	13000	13000	104000	130000
Investimenti MMLit.	(8500)	(16500)	---	---	---	(25000)

La capacita' di lavorazione di materia prima non viene modificata dalla nuova unita'.

Le rese di lavorazione della Raffineria saranno comprese, a seconda delle caratteristiche della materia prima lavorata e nei limiti della capacita' di decreto

di 5.000.000 tonn/anno, entro le percentuali di seguito indicate :

<u>Prodotti</u>	<u>Caso Base</u>	<u>Caso Base+Dewaxing</u>
GPL	2.2- 3.2	2.8- 3.8
Benzine Motori	11.2-16.4	11.6-16.8
Virgin Nafta	-- - 5.5	-- - 5.5
Kerosene	2.5- 5.0	2.5- 5.0
Gasoli	29.0-38.5	33.5-43.0
Oli Combustibili	31.4-44.5	25.7-38.8
Zolfo	0.1- 0.3	0.1-0.3
Consumi e perdite	4.8- 5.4	5.0- 5.6

8.2 118.8

Da sottolineare che il caso base si riferisce alla struttura di rese risultante dagli interventi sulle unita' di riforma catalitica e isomerizzazione, oggetto della richiesta di autorizzazione presentata al Ministero dell'Industria del Commercio e dell'Artigianato in data 30.06.1988.

Con osservanza,

TAMOIL ITALIA S.p.A.

G.N. CIMARRA

Direttore Generale



RELAZIONE TECNICA

INDICE

- Descrizione del processo
- Documentazione allegata :
 - A) Planimetria (Plot plan) Dis. FWI N.5-0-01-1
 - B) Schema di Processo (Process Flow Diagram)
 - Dis. FWI N. 5-1-50-101
 - " " N. 5-1-50-102
 - " " N. 5-1-50-103
 - " " N. 5-1-50-104
 - " " N. 5-1-50-105
 - C) Elenco apparecchiature (Equipment list)
 - Dis. FWI N. 5-4-01-20

DESCRIZIONE DEL PROCESSO

L'impianto consiste di tre principali sezioni : Sezione di Reazione, Sezione di Frazionamento e Sezione di Trattamento dei Gas e del GPL.

Le tre sezioni, a causa delle integrazioni tra le stesse non possono operare indipendentemente.

Sezione di Reazione

Il gasolio atmosferico pesante di alimentazione, aspirato al limite di batteria dell'impianto viene inviato mediante le pompe di carica 5-P-1 A/B agli scambiatori 5-E-14 A/B dove viene preriscaldato utilizzando il calore del prodotto di fondo stripper; successivamente viene filtrato in un filtro a cartuccia 5-FT-1 A/B ed inviato al serbatoio polmone 5-V-1.

Da questo serbatoio viene aspirato dalle pompe 5-P-2 A/B ed inviato al circuito di reazione.

La carica, miscelata a gas di riciclo ricco di idrogeno, e' preriscaldata con l'effluente reattore negli scambiatori 5-E-2 A/B e quindi portata alla temperatura di reazione mediante riscaldamento nel forno 5-F-1. Dal forno, la carica combinata e' inviata in testa al reat-

tore 5-R-1 dove nel primo strato di catalizzatore le paraffine lineari sono selettivamente spezzate con una reazione endotermica.

I prodotti di reazione, prima di essere immessi sul secondo strato di catalizzatore, vengono raffreddati con una corrente fredda di gas di riciclo in quanto la temperatura richiesta all'ingresso della zona di hydrocracking deve essere inferiore alla temperatura di uscita dalla zona di deparaffinazione.

La quantità di gas di raffreddamento è regolata in modo da avere una corretta distribuzione di temperatura attraverso il catalizzatore di hydrocracking, tenuto presente che la reazione su detto catalizzatore è esotermica. I prodotti di reazione, che contengono il gasolio deparaffinato e desolfurato, unitamente ai prodotti più leggeri formati nella reazione ed al gas di riciclo, vengono raffreddati nel gruppo di scambio 5-E-2 A/B con la carica all'impianto e nello scambiatore/ribollitore del fondo stabilizzatrice 5-E-3 e quindi sono inviati al separatore caldo ad alta pressione 5-V-2.

Nel separatore 5-V-2 si ha la separazione di due fasi : una liquida ed una gassosa.

La fase liquida è inviata, sotto controllo di livello,

alla colonna di strippaggio 5-C-1 (sezione frazionamento).

La fase gassosa viene raffreddata con la corrente del gas di riciclo nello scambiatore 5-E-1, ulteriormente raffreddata nel refrigerante/condensatore ad aria 5-EA-1 quindi inviata al separatore freddo ad alta pressione 5-V-3.

Per prevenire lo sporciamento del refrigerante condensatore 5-EA-1, per deposizione di sali, e' prevista una iniezione continua di acqua trattata a monte del refrigerante stesso mediante le pompe 5-F-3 A/B.

Nel separatore freddo ad alta pressione 5-V-3, si ha separazione di tre fasi :

- una fase di idrocarburi gassosi,
- una fase di idrocarburi liquidi,
- una fase acquosa.

La fase gassosa viene inviata al separatore 5-V-4 dotato di rete snebbiatrice per la rimozione di eventuali gocce di liquido trascinate, e quindi suddivisa in due correnti : la principale costituisce il gas di riciclo, la secondaria il gas di spurgo.

Il gas di riciclo viene aspirato dalla sezione di ricircolo dei compressori 5-K-1 A/B e ricircolato al circuito di reazione.



Il gas di spurgo viene inviato alla colonna di lavaggio amminico 5-C-9 per la rimozione dell'idrogeno solforato e quindi al limite di batteria dell'impianto.

Sulla linea del gas di ricircolo si inserisce il gas di integrazione (make-up) ricco di idrogeno proveniente dagli esistenti impianti di riforma catalitica e compresso dalla sezione di make-up dei compressori 5-K-1 A/B.

Il gas di integrazione serve per bilanciare il consumo di idrogeno delle reazioni di saturazione e desolfurazione che avvengono nel reattore e a sostituire il gas di spurgo per mantenere elevata la percentuale di idrogeno al circuito di reazione.

Le fasi liquide idrocarburica ed acquosa sono inviate al separatore freddo, a bassa pressione, 5-V-6.

In questo separatore, per effetto della diminuita pressione, si ha nuovamente la formazione di una fase gassosa ed una fase liquida.

La fase gassosa e' inviata alla colonna di assorbimento 5-C-3, dove gli idrocarburi propano/butano vengono in gran parte assorbiti da una corrente di benzina stabilizzata fredda. Dopo il recupero del propano/butano il gas e' inviato, unitamente ad altri gas prodotti nella sezione di frazionamento, alla sezione di

trattamento gas , per la rimozione dell'idrogeno solforato.

La fase liquida e' inviata alla colonna stabilizzatrice 5-C-4, mediante le pompe 5-F-4 A/B, dopo essersi riunita con la benzina proveniente dal fondo della colonna di assorbimento 5-C-3, pompata dalle pompe 5-F-8 A/B.

Parte del liquido del 5-V-6 e' ricircolato come olio di lavaggio a monte del refrigerante ad aria 5-EA-1 mediante le pompe 5-F-11 A/B.

Questa operazione ha lo scopo di aumentare la percentuale di idrogeno nel gas di riciclo alla sezione di reazione.

Infine l'acqua del separatore 5-V-6 e' inviata, sotto controllo di livello, al limite di batteria per il successivo trattamento all'esistente impianto di strippaggio delle acque acide.

Sezione di Frazionamento

La sezione di frazionamento e' costituita principalmente dalla colonna di strippaggio 5-C-1, dalla stabilizzatrice 5-C-4 e dalla deetanatrice 5-C-5.

La carica allo stripper 5-C-1 e' rappresentata dal liquido proveniente dal separatore caldo ad alta pressione 5-V-2 miscelato con il gasolio visbrecato/desolfurato

carica alla colonna nello scambiatore 5-E-8 A/B, e' raffreddato nel refrigerante 5-E-9 quindi e' inviato al limite di batteria mentre una parte e' ricircolata in testa alla colonna di assorbimento 5-C-3 come liquido di assorbimento .

I vapori di testa stabilizzatrice sono parzialmente condensati nel condensatore 5-E-7 e raccolti nel ricevitore 5-V-9. I vapori non condensati sono inviati al trattamento amminico; il liquido (GPL) in parte e' riflussato, tramite le pompe 5-P-10 A/B, in testa alla stabilizzatrice, mentre la produzione viene inviata in carica alla colonna deetanatrice 5-C-5. La stabilizzatrice 5-C-4 e' ribollita mediante scambio di calore tra il prodotto di fondo pompato dalle 5-P-9 A/B e l'effluente reattore nello scambiatore 5-E-3.

I vapori di testa della colonna deetanatrice 5-C-5 sono in parte condensati nel condensatore 5-E-10 installato in testa alla colonna per produrre il riflusso interno; i vapori non condensati sono inviati sotto controllo di pressione al lavaggio amminico.

La deetanatrice 5-C-5 e' ribollita mediante vapore a media pressione nel ribollitore 5-E-11; il prodotto di fondo (GPL) dopo essere stato raffreddato nel refrigerante 5-E-12 e' inviato alla sezione di trattamento per



la rimozione dell'idrogeno solforato.

Sezione di Trattamento Gas Combustibili e GPL

La sezione comprende per il gas combustibile due lavaggi amminici, per il GPL un lavaggio amminico seguito da un lavaggio caustico, da un lavaggio con acqua ed infine da un separatore di acqua per coalescenza.

L'ammina rigenerata (DEA), disponibile al limite di batteria, e' inviata al polmone di accumulo 5-V-14.

Parte di questa ammina riscaldata con vapore nello scambiatore 5-E-4, e' inviata tramite le pompe 5-P-12 A/B alla colonna di lavaggio 5-C-10 per la rimozione dell'idrogeno solforato dai gas di sfioro della colonna assorbitrice 5-C-3, stabilizzatrice 5-C-4 e deetanatrice 5-C-5. Prima di essere immessi nella colonna di lavaggio i gas sono miscelati e passati attraverso il polmone separatore 5-V-11 dotato di rete snebbiatrice, per la separazione di liquido eventualmente trascinato.

Dopo lavaggio il gas combustibile e' inviato al limite di batteria.

La parte inferiore della colonna 5-C-10 e' dimensionata per poter svolgere anche la funzione di polmone di accumulo e separazione della ammina ricca proveniente dalle colonne assorbatrici ad alta pressione 5-C-6 e 5-

C-9. L'ammina ricca e' inviata dal fondo colonna al limite di batteria per essere successivamente rigenerata in apparecchiature gia' esistenti in Raffineria.

Un'altra parte di ammina preriscaldata e' inviata alla colonna di lavaggio 5-C-9 per la rimozione dell'idrogeno solforato dal gas di spurgo del circuito di reazione. Il gas di spurgo privo di idrogeno solforato e' inviato quindi al limite di batteria.

Infine una parte di ammina, non preriscaldata, e' inviata sempre mediante la pompa 5-P-12 A/B direttamente al lavaggio del GPL nella colonna 5-C-6. Dopo lavaggio, l'ammina e' inviata al fondo della colonna 5-C-10.

Il GPL, dopo trattamento con ammina, e' trattato ulteriormente in una colonna a lavaggio sodico 5-C-7 per la rimozione delle ultime tracce di idrogeno solforato ed infine lavato nella colonna 5-C-8 con acqua per l'eliminazione delle tracce di soda.

Un trattamento finale in un coalescer 5-V-10 separa l'acqua dal GPL che e' inviato ai serbatoi di stoccaggio.

Le colonne 5-C-7 e 5-C-8 operano a batch, cioe' con sostituzione periodica della soluzione di soda caustica e dell'acqua di lavaggio.

TAMOIL ITALIA S.p.A.
Raffineria di Cremona



DELIBERAZIONE N. IV/ 21282

SEDUTA DEL - 9 GIU. 1987

Presidente: ~~Giuseppe GUZZETTI~~ UGO FINETTI FF

Presenti gli Assessori regionali:

~~Ugo FINETTI~~ Vice-Presidente

~~Luigi BARUFFI~~

Andrea CAVALLI

Michele COLUCCI

Giovanni D'ALFONSO

~~Mario FAPPANI~~ ASSENTE GIUSTIFICATO

Luciano FORCELLINI

Emidio Ettore ISACCHINI

Giancarlo MAGENTA

~~Sergio MORONI~~

Maurizio RICOTTI

Francesco RIVOLTA

~~Giovanni RUFFINI~~ ASSENTE GIUSTIFICATO

~~Ernesto VERGESI~~

Giovanni VERGA

Luigi VERTEMATI

Con l'assistenza del Segretario: ~~Giuseppe DI GIUENE~~

SIMONE SANSONETTI

Su proposta dell'Assessore:

AMBIENTE ED ECOLOGIA

OGGETTO:

Legge 13.7.66 e D.P.R. 15.4.71 n. 322.

Prescrizioni alla Ditta TAMOIL S.p.a. - Raffineria di Cremona - per l'abbattimento delle emissioni del ciclo di lavorazione.

Fasc. 254

ESECUTIVA

COMMISSIONE DI CONTROLLO

N° 14485/7534 del 23.6.87

P. C.C.
IL FUNZIONARIO





VISTE le relazioni tecniche della ditta da cui risulta che la stessa ha una capacita' di raffinazione di 5 milioni di Tonn/anno di grezzo e che si avvale dei seguenti impianti:

distillazione del grezzo

Topping N. 1 fuori servizio
Topping N. 2 (capacità 2900 Tonn/giorno)

Eseguono il frazionamento del grezzo a pressione atmosferica. Hanno la sezione di stabilizzazione delle benzine.

Le emissioni in atmosfera provengono dal forno di riscaldamento.

Il decoking del forno si prevede mediante ogni 5 anni.

I gas prodotti dalla testa del topping N. 2 sono avviati a desolfurazione

Topping N. 3

Crude Unit N. 1 (capacità 11.400 Tonn/giorno)

Esegue il frazionamento del grezzo a pressione atmosferica con relativa sezione di stabilizzazione delle benzine, recupero gas e trattamenti chimici (Mercox) per il G.P.L. e la benzina. I gas prodotti dalla teste sono avviate a desolfurazione. Il decoking del forno si prevede mediante ogni 5 anni.

Le emissioni provengono dal forno di riscaldamento.

Unita' Visbreaking potenzialita' 5520 Tonn/giorno

Serve alla conversione parziale del residuo del topping in distillati medi.

I gas incondensabili prodotti, dopo separazione dei vapori di benzina, vengono inviati alla sezione di lavaggio gas.

I gas condensabili ($C_3 - C_4$) sono inviati, previa condensazione, assieme agli analoghi prodotti del Crude Unit N. 1 all'addolcimento Mercox.

Della benzina prodotta, previa stabilizzazione, viene inviata al Mercox la frazione di testa, ed al reforming catalitico quella di fondo.

Il petrolio ed il gasolio vanno in parte a desolfurazione nell'Ultrafiner. Il residuo va a stoccaggio. Le emissioni provengono dal forno di riscaldamento della carica.

Sezioni di stabilizzazione e Ridistillazione

Sono complessivamente 3 asservite a Crude Unit N. 1; Ultraformer N.2; Visbreaker.

I gas di testa incondensabili alimentano il sistema fuel gas previo lavaggio dei gas acidi se presenti (Crude e Visbreaker).

I gas condensabili $C_3 - C_4$ alimentano il trattamento Mercox e poi sono separati nelle 2 frazioni.

P. C. G.
IL FUNZIONARIO



La benzina stabilizzata alimenta il prefrazionamento.

La frazione di testa C₅ - C₆ costituisce la carica dell'isomerizzazione quella di fondo va alla ridistillazione (Rerun) da cui si ottiene in fondo la carica del reforming catalitico.

Impianto Isomerizzazione

potenzialita' 430 tonn/giorno

Lavora la frazione C₅ - C₆ e si articola su 2 sezioni:

Hydrobon e Penex

Nella sezione Hydrobon la benzina proveniente dalla testa prefrazionatrice viene desolforata su catalizzatore Co-Mo-Ni in presenza di H₂ proveniente dal Penex.

Dopo eliminazione dell'H₂S ed essiccamento sui setacci molecolari la benzina desolforata alimenta l'isomerizzazione assieme ad un gas ricco in H₂ proveniente dall' Ultraformer N.2.

L' isomerizzazione avviene su catalizzatori Pt.

La fase gassosa in uscita alimenta la sezione Hydrobon.

La benzina isonera assieme a quella proveniente dall' Ultraformer va a stoccaggio.

Ultraformer N. 2

potenzialita' 1.080 tonn/giorno

Ultraformer N. 1

potenzialita' 500 tonn/giorno

Sono impianti equivalenti, sono costituiti da 2 sezioni una di desolforazione (Ultrafiner) ed una di reforming (Ultraformer).

La desolforazione è alimentata con benzina pesante dal fondo della Rerun e da petrolio proveniente dal topping.

La carica addizionata con H₂ del reforming viene desolforata su catalizzatore Co-Mo, si separa l' H₂S nello stripper e poi frazionata allo Splitter dalla cui testa si ottiene la carica del reforming e dal fondo il petrolio inviato a stoccaggio.

La benzina presente, assieme al gas di riciclo, ricco in H₂, va sui catalizzatori al Pt - Re.

L'affluente gassoso alimenta la sezione di isomerizzazione

L'affluente liquido alimenta la sezione di stabilizzazione da cui si ottiene fuel gas, G.P.L. e benzina che in parte si miscela con la benzina isomera e parte va allo stoccaggio.

Impianto di desolforazione distillati (Ultrafiner)

potenzialità 1.570 tonn/giorno

Si articola su 3 sezioni

- desolforazione
- recupero idrogeno solforato
- produzione zolfo liquido (impianto Claus)

La desolforazione è alimentata con gasolio assieme ai gas ricchi in H₂ di riciclo e provenienti dall' Ultraformer.

P. C.C.
IL FUNZIONARIO





Il catalizzatore è costituito da Co - Mo.
L'affluente reattori ricco in H_2S viene lavato in colonna con D E A, il gas lavato, ricco in H_2 viene riciclato.
La fase liquida alimenta uno stripper per allontanare l' H_2S residuo, il gasolio desolforato va a stoccaggio.
La soluzione di D E A reagita con H_2S viene rigenerata ottenendo un gas ricco (95%) in H_2 che alimenta l'impianto Claus per il recupero di S liquido.

Impianto recupero zolfo

E' costituito da 2 sezioni una da 12 l'altra da 30 tonn/giorno che utilizzano il processo Claus.

I gas acidi sono bruciati in difetto d'aria e passano poi su 2 letti catalitici ove si produce zolfo che viene recuperato in bacini chiusi.

I gas di coda dell'impianto da 30 tonn/giorno vengono inceneriti in apposito inceneritore quelli dell'impianto da 12 tonn/giorno sono inviati al forno dell'impianto desolfurazione gasolio.

Il controllo della reazione avviene tramite il controllo della T° sui reattori e tramite un analizzatore in continuo dell' H_2S ed SO_2 nei gas di coda, analizzatore che agisce sul dosaggio dell'aria di combustione.

La combustione dell' H_2S è sostenuta da una fiamma pilota alimentata a gas combustibile ed è controllata da 2 fotocellule, a cui è asservito il blocco dell'alimentazione dell' H_2S che viene in tal caso scaricato in torcia acida; manualmente è possibile dirottare il flusso all'inceneritore.

Un sensore ad ionizzazione di fiamma controlla il pilota. In caso di spegnimento si ripete la sequenza sopradescritta.

La soffiante che alimenta l'aria di combustione è dotata di riserva. In caso di disservizio completo l'impianto Claus va in blocco.

L'accensione dell'impianto prevede le seguenti fasi:

- accensione pilota
- avviamento della soffiante
- invio H_2S al bruciatore.

La zona dell'impianto è controllata da sensori di H_2S che segnalano un allarme a 5 ppm.

Sistema di torcia

E' dimensionato per una portata max di emergenza di 200 tonn/h di H.C. Il serbatoio di blow down ha una capacità di $64m^3$. Il liquido recuperato è pompato a slop e rilavorato.

La fase gas è controllata da una guardia idraulica prima di essere scaricata in torcia.

Il gas acido è una miscela di H_2S ed acqua, può raggiungere in con-

P. C.C.
IL FUNZIONARIO



dizioni di emergenza una portata di 1,7 t/h.

La sua combustione avviene in un apposito bruciatore.

Il terminale di torcia che verrà installato nella prossima fermata programmata sarà costituito da:

- n. 3 bruciatori pilota continui, ciascuno dotato di termocoppia collegata ad un allarme a terra in caso di pilota spento;
- n. 3 accenditori, uno per pilota, che ne permettono l'accensione da terra con un nuovo dispositivo e un nuovo pannello di comando e controllo;
- n. 1 bruciatore di gas acido, dotato di un proprio pilota continuo completo di termocoppia con allarme a terra in caso di pilota spento e di un proprio accenditore che ne permette l'accensione da terra;

Sulla tubazione \varnothing 24", a valle di tutte le immissioni di effluenti dagli impianti, è installato un misuratore di portata.

La misura della portata è basata sulla misura delle perdite di calore di due termistori (resistenza a coefficiente di temperatura negativo) montati nel sensore in modo tale che uno sia esposto al flusso di gas mentre l'altro è protetto dal gas ma in contatto termico con esso.

Rete di rilevamento

E' in funzione dal 1982 ed è così composta:

- 3 capannine con analizzatore di SO₂, una collocata in raffineria, le altre in via Trebbia e via Seminario in base ad una convenzione col Comune.
- 1 centralina meteo per il rilevamento della direzione e velocità del vento e della temperatura.
- 1 centrale di acquisizione, elaborazione stampa e trasmissione dei dati meteo e della concentrazione di SO₂.

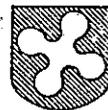
Centrale Termoelettrica

costituita da:

- No. 2 caldaie Tosi da 24 Ton/ora di vapore a 45 Kg/cmq - 450°C; consumo 1700 Kg/h di O.C. cad. o combustibile equivalente
- No. 1 caldaia Macchi da 60 Ton/ora di vapore a 45 Kg/cmq - 450°C; consumo 4200 Kg/h di O.C. o combustibile equivalente
- No. 2 gruppi turboalternatori, a condensazione e derivazione, della potenza di 3000 KVA ciascuno;
- No. 1 gruppo turboalternatore a derivazione della potenza di 3000 KVA; No. 1 generatore della potenza di 1200 KVA, azionato da Diesel.

P. C. C.
IL FUNZIONARIO





- Emissioni di SO₂ (Vedi la tabella allegata)
 - Visto il parere² del Comitato Regionale contro l'inquinamento atmosferico ex art. 2 Legge Regionale 13 Luglio 1984 n° 35 che nella seduta del 15.4.1987 ha prescritto quanto riportato in deliberato
 - Ritenuto di demandare all' Ente Responsabile per il Servizio di Rilevamento di Cremona la verifica ed il controllo dell'adempimento da parte della Ditta TAMOIL a quanto riportato in deliberato;
 - Dato atto che la presente delibera potrà essere modificata o revocata nel caso in cui non sia rispettato quanto in essa indicato
 - Di richiamare l'attenzione delle USSL sui controlli di competenza in relazione a quanto riportato in deliberato;
 - Fatto presente alla Ditta che ogni cambiamento ed ampliamento dell'attività lavorativa e/o del ciclo di lavorazione nonché l'impiego di materie prime diverse da quelle dichiarate devono essere denunciati.
 - Disposto che il Sindaco controlli se la Ditta è in possesso in particolare del benestare della Commissione gas tossici, dell' I.S.P.E.L., del Vigili del Fuoco nonché in generale delle autorizzazioni previste dalla legge.
 - Ritenuto di far salve le autorizzazioni e prescrizioni di competenza di altri Enti.
- Vista la legge 13 luglio 1966 n° 615 ed il D.P.R. 15 Aprile 1971 n° 322.
- Visto il D.P.R. 24 luglio 1977 n° 616 art. 101.
- Vista la Legge Regionale 13 Luglio 1984 n° 35.
- A voti unanimi espressi nelle forme di legge

D E L I B E R A

di prescrivere alla ditta TAMOIL, Raffineria di Cremona, quanto di seguito riportato:

- Distillazione del grezzo

per i gas prodotti dalla distillazione atmosferica, come per tutti i gas acidi, deve essere mantenuto l'invio a desolfurazione prima della loro immissione nella rete fuel gas e del loro utilizzo a combustione.

L' operazione di decoking può essere fonte di inquinanti quali-quantitativamente diversi da quelli routinari.

P. C. C.
IL FUNZIONARIO



La Ditta deve trasmettere una relazione sulle modalità operative e sui presidi eventualmente già installati per l'abbattimento degli inquinanti emessi durante l'operazione.

Prima di procedere alla prossima operazione di decoking la Ditta deve farne segnalazione alle autorità preposte al Controllo per una verifica analitica dell'emissione, sulla base della quale potranno essere imposti sistemi di abbattimento.

Fin d'ora tali emissioni devono essere convogliate in ciminiera e devono essere effettuate in condizioni atmosferiche atte a favorire una buona dispersione degli inquinanti emessi. Queste prescrizioni valgono per tutte le operazioni di decoking della raffineria.

Le acque acide devono essere trattate come specificato sotto per il Visbreaking.

Unità Visbreaking

Nell'esercizio normale i prodotti di questa unità devono essere lavorati incascata negli impianti a valle.

La Ditta deve trasmettere un progetto per un sistema per l'eventuale stoccaggio intermedio della benzina, del petrolio, del gasolio e del residuo qualora non potessero essere alimentati direttamente agli impianti a valle come avviene invece nelle normali condizioni di esercizio.

Questo sistema deve essere idoneo a contenere l'emanazione degli odori molesti che si generano per la presenza in tali intermedi di prodotti olefinici e sottoprodotti a bassa soglia olfattiva.

Possono essere ritenuti a tal fine idonei serbatoi a tetto galleggiante o il convogliamento degli sfiati dei serbatoi a tetto fisso ad un sistema di combustione controllato..

Le acque acide decadenti dal Visbreaking devono essere convogliate in serbatoi chiusi con gli sfiati convogliati a combustione o ad altro sistema idoneo ad evitare molestia olfattiva.

Le acque acide prima di essere scaricate devono essere sottoposte a strippaggio della parte gassosa. La Ditta deve specificare dove sono convogliati i gas strippati. Se avviati direttamente a combustione, mediante una campagna di analisi, deve essere quantificato il loro apporto all'emissione di prodotti solforati da parte della raffineria.

I compressori dei gas prodotti al visbreking devono avere il convogliamento delle perdite dal pacco di tenuta principale alla rete fuel gas od a blow-down, o sistema alternativo che eviti comunque emissioni maleodoranti

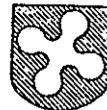
Processo Merox

La Ditta deve relazionare sulle modalità operative e gli accorgimenti adottati al fine di evitare emissioni olfattivamente moleste

DECOKING

A. C. C.
IL FUNZIONARIO





In particolare nella movimentazione e smaltimento della soluzione alcalina esausta di lavaggio.

Sezione di stabilizzazione e ridistillazione

Nessuna prescrizione specifica

Impianto di isomerizzazione

La Ditta deve relazionare sulle modalità di rigenerazione dei setacci molecolari e catalizzatori se la rigenerazione è effettuata presso lo stabilimento.

Ultraformer N. 1 - N. 2

Una fermata di questo impianto deve comportare la fermata degli impianti che producono benzina prima che sia esaurita la capacità di stoccaggio della stessa in serbatoi idonei ad evitare emissioni maleodoranti così come richiesto più sopra (unità Visbreaking).

La Ditta deve specificare nella relazione queste capacità di stoccaggio ed i tempi di saturazione delle stesse.

Questo impianto è infatti importante per l'assetto delle emissioni dalla raffineria, in quanto permette la deodorizzazione, mediante desolforazione e saturazione delle benzine ed inoltre produce un gas contenente H_2S che viene desolfurato.

Per la gestione di questo impianto, relativamente alla sua produzione di H_2S e conseguente recupero zolfo, si rimanda a quanto specificato in seguito.

Per le operazioni di rigenerazione del catalizzatore se effettuate in raffineria valgono le stesse prescrizioni già date per il decoking del forno Topping.

Per i compressori sui gas pur essendoci problemi ambientali meno evidenti rispetto ai gas del Visbreaking la Ditta deve adottare gli stessi accorgimenti.

Impianto desolforazione distillati (Ultrafiner)

Per la gestione di questo impianto, relativamente alla produzione di H_2S e conseguente recupero zolfo si rimanda a quanto specificato in seguito.

I compressori del gas se non lavato devono adottare gli stessi accorgimenti prescritti per quelli del Visbreaking.

La Ditta deve relazionare circa la rigenerazione del catalizzatore se effettuata in raffineria.

Impianto recupero zolfo

Salvo eventuali diverse prescrizioni sulla base della normativa generale in fase di definizione la Ditta si dovrà per ora attenere a quanto segue:

P. C.C.
IL FUNZIONARIO



- su entrambi gli impianti devono essere inseriti gli analizzatori automatici in continuo del rapporto H_2S/SO_2 con regolazione automatica in tempo reale dell'aria alimentata alla muffola dello stadio termico del processo.
- Per verificare la reale emissione degli impianti devono essere utilizzati gli analizzatori dei gas di coda H_2S/SO_2 installati su entrambe le linee. La Ditta deve perciò riportare su di un apposito registro, firmato dal responsabile del turno e tenuto a disposizione delle autorità preposte al controllo, i valori di concentrazione dei gas H_2S ed SO_2 non reagiti, unitamente ai valori di portata con il conseguente risultato ponderale.
I valori di concentrazione portata devono essere misurati e registrati in continuo.
I relativi rullini devono essere conservati per eventuali verifiche per almeno 3 anni.
Devono essere registrati anche eventuali disservizi riportando le modalità attuate per smaltire i gas di desolfurazione.
Ci si deve attenere a quanto prescritto dall'art. 4 D.P.R. 322/71.
- Trattandosi di un impianto di conversione basato su una tecnologia in fase di evoluzione la Ditta deve relazionare alla Regione una volta all'anno, su progressi registrati su scala internazionale con un commento critico in funzione di una loro eventuale introduzione in Raffineria.
Tali relazioni costituiranno le basi di valutazione per eventuali ulteriori interventi di riduzione dei composti solforati emessi.
- Nel processo di post-combustione dei gas di coda devono essere rispettati i seguenti parametri:
 - temperatura $\geq 650^\circ C$ misurata e registrata in continuo nell'ultimo quarto del forno mediante sonda schermata rispetto alla zona radiante della fiamma.
 - ossigeno libero nei fumi $\geq 2\%$ registrato in continuo.
- Analisi di controllo dell'emissione e della resa di conversione devono essere effettuate ogni sei mesi e trasmesse alle autorità preposte al controllo ed alla Regione.
- Trattandosi di due impianti recupero zolfo tecnologicamente pressochè equivalenti la Ditta deve esercircli in modo di non scendere sotto il 30% della loro capacità massima così da garantire le migliori rese d'esercizio.
- Fin d'ora in attesa di fissare i limiti definitivi si impone che l'emissione sia contenuta in:

- impianto S1 conversione media $\geq 95,5\%$

P. CO.
IL FUNZIONARIO





- impianto S₂ conversione media $\geq 95,5\%$
- H₂S $\leq 5\text{mg}/\text{Nm}^3$

Gli impianti di recupero zolfo devono essere considerati come impianto di abbattimento delle emissioni dei composti solforati pertanto il quantitativo di H₂S prodotto dagli impianti di desolfurazione non deve in nessun momento essere superiore alla capacità di trattamento degli impianti di recupero in esercizio.

Un'interruzione dell'esercizio di questi ultimi deve comportare la fermata e/o la riduzione del carico degli impianti di desolfurazione che potranno essere riattivati solo dopo la rimessa in efficienza degli impianti del recupero zolfo.

Modalità di gestione degli impianti
(lavaggio acido, recupero zolfo)

Devono essere considerati impianti di abbattimento delle emissioni dei composti solforati e pertanto devono essere gestiti in conformità all'art. 4 D.P.R. 322/71.

Nelle condizioni di normale esercizio il quantitativo di H₂S prodotto a monte ed inviato a recupero non deve in nessun momento essere superiore alla capacità di assorbimento e trasformazione dello stesso in zolfo.

Un'interruzione per guasti accidentali nell'esercizio di questi impianti deve comportare quanto segue:

- Comunicazione immediata alle Autorità preposte al Controllo ed al Sindaco
- Riavviamento degli stessi impianti nei più brevi tempi tecnici possibili

Se l'interruzione è inferiore alle 12 ore nessun provvedimento deve essere preso sugli impianti che producono H₂S.

Per interruzioni superiori alle 12 ore la Ditta deve sottoporre un programma di interventi sugli impianti che producono H₂S quali il Visbreaking, Ultraformer, Ultrafiner, ecc. in modo che lo zolfo da essi prodotto e bruciato, sommato al contributo dello zolfo nel combustibile liquido bruciato ad integrazione del fuel gas resti dello stesso ordine di grandezza che verrà fissato per le emissioni totali di SO₂ dalla raffineria.

Anche per una riduzione della capacità di questi impianti deve comportare un adeguamento degli impianti che producono H₂S in modo che sia comunque rispettato il limite di S complessivamente bruciato.

In fase di avviamento e/o fermata programma il loro esercizio non condiziona quello degli impianti che producono H₂S a condizione che

P. U.C.
IL FUNZIONARIO



la produzione dell' H_2S stesso bruciata ad SO_2 non superi la normale emissione a regime. La raffineria deve relazionare sui tempi di avviamento per raggiungere il minimo carico tecnico degli impianti di recupero zolfo.

L' H_2S prodotto nei periodi di disservizio degli impianti di lavaggio e recupero zolfo non deve essere bruciato in torcia ma nei forni. In presenza di situazioni di emergenza, di criticità rispetto alla dispersione al fine di rispettare i limiti del DPCM 28.03.1983 la raffineria deve ridurre ulteriormente le emissioni in conformità a quanto prescritto più oltre

- Etilazione delle benzine

Vale la specifica normativa in materia di gas tossici.

- Torcia

Al momento, in attesa di una normativa generale sulle raffinerie, vista anche la situazione energetica, è accettato il sistema della torcia alta per il trattamento dei soli scarichi di emergenza. Deve però essere trasmesso uno studio di fattibilità per il recupero dei gas dal sistema torcia e loro reimmissione nella rete fuel.

La torcia deve avere i requisiti minimi sottoriportati:

- deve avere 2 terminali, uno per gli idrocarburi, l'altro per gli scarichi acidi.

Devono essere del tipo "smokeless", cioè ad eliminazione di fumo, con regolazione della portata dell'agente di eliminazione del fumo a vapore; deve essere dotata di almeno 3 piloti per terminale se isolati, con controllo continuo dell'accensione, mediante termocoppia, l'accensione deve essere automatica in caso di spegnimento della fiamma.

Lo spegnimento dei piloti deve essere segnalato da opportuno sistema di allarme luminoso ed acustico.

Deve essere tenuto efficiente il dispositivo di misurazione e registrazione continua della portata del gas scaricato.

Deve essere inviato uno studio di fattibilità per la regolazione automatica per la portata del vapore.

L'alimentazione della fiamma dei piloti di accensione dovrà in ogni caso essere sempre assicurata; qualora, per qualunque motivo, sussista la possibilità di interruzione di detta alimentazione, si dovrà provvedere ad essa mediante una adeguata quantità di combustibile di riserva.

Per quanto riguarda i criteri di gestione della torcia si ribadisce che essa non può essere considerata sistema di abbattimento ma solo dispositivo per interventi di emergenza e/o sicurezza.

Pertanto tutti gli scarichi routinari e comunque programmabili connessi alla messa in esercizio o all'avviamento o manutenzione di impianti ecc. devono essere avviati a combustione controllata nei forni, compatibilmente con le condizioni di esercizio del sistema fu

P. CC
IL FUNZIONARIO





Ogni qual volta si verifica uno scarico d'emergenza la Ditta deve predisporre una specifica relazione tecnica in merito alle cause, la portata, la composizione e la durata dello scarico in torcia e fornire ogni altra notizia utile.

Tali relazioni devono essere inviate ogni anno alle Autorità preposte al controllo.

Il sistema della torcia acida deve prevedere un dispositivo di attivazione sulla linea di torcia con fuel gas o metano.

Per il resto valgono le stesse prescrizioni date per la torcia per idrocarburi.

La Ditta deve trasmettere i disegni d'assieme del sistema e dei terminali delle torce. In particolare devono essere specificati:

- velocità di scarico dei gas (numero di Mach)
- Dispositivi per la regolazione automatica del vapore
- Sistema di controllo ed accensione dei piloti
- Intensità della radiazione massima incidente a terra
- Immissione di inquinanti in condizioni di corretta combustione

Centrale Termoelettrica - Emissioni di SO₂

Per il controllo della combustione sui generatori deve essere installata come dotazione minima la strumentazione prevista per l'art. 11 D.P.R. 22 Dicembre 1970 n° 1391 degli impianti termici non inseriti in un ciclo di produzione industriale e comunque un analizzatore di O₂ libero.

La Ditta deve trasmettere un progetto per una razionalizzazione del sistema dei camini e combustione.

In funzione di tale progetto, e delle altezze geometriche che saranno conseguite verrà fissata la qualità dei combustibili da impiegare che potrà essere diversificata in funzione delle diverse condizioni stagionali.

Fin d'ora si ribadisce comunque la prescrizione di cui al parere CRIAL del 1.12.1975 che fissava le seguenti qualità:

- 1) Olio combustibile tenore in zolfo S < 2% in peso
- 2) Gas combustibile tenore in zolfo S < 0,1% in peso riferite al rapporto d'impiego riportato nella tabella della parte descrittiva.

La raffineria deve inoltre tenere a disposizione uno stoccaggio di olio combustibile B.T.Z. (S < 1%) da utilizzare in presenza di situazioni metereologiche avverse ad una buona dispersione.

Tale stoccaggio deve garantire come minimo 200 ore di autonomia. Deve essere disponibile dal 1 ottobre al 30 marzo e deve essere im-

P. C. O.
IL FUNZIONARIO



mediatamente reintegrato in caso di utilizzo.

Il piano operativo per la riduzione delle emissioni di SO_2 scatta al verificarsi delle seguenti condizioni:

- ✶ - Quando si determina una situazione di allarme perchè una stazione della rete rileva un valore della "media corrente", determinata a partire dalla mezzanotte e verificata alle ore 8, 12, 17 di ogni giorno, superiore od uguale al limite di $250 \mu\text{g}/\text{m}^3$ di SO_2 .
- ✶ - Quando la Raffineria è ritenuta responsabile di un contributo al superamento e cioè la stazione è sottovento alla Raffineria stessa con direzione del vento sicuramente individuata e con velocità superiore od uguale a $1 \text{ m}/\text{sec}$. (limite di sensibilità) oppure il supero si verifica con inversione termica e calma di vento (Velocità inferiore a $1 \text{ m}/\text{sec}$.) segnalata dall'ente competente.
- ✶ - Quando tra le ore 12 e le ore 17 si denota un aumento costante della media corrente, tale da superare il valore di $200 \mu\text{g}/\text{m}^3$ e da far prevedere, anche in base a situazioni meteorologiche sfavorevoli il superamento dei $250 \mu\text{g}/\text{m}^3$ entro le ore 24. (questa situazione viene proposta a titolo sperimentale di collaborazione per un periodo di 2 stagioni invernali complete: 1 ottobre - 31 marzo).

Al verificarsi di tali condizioni la Raffineria deve:

- Sostituire nei forni di processo ed in Centrale Termica l'Olio Combustibile al 2% di zolfo con Olio Combustibile B.T.Z. (zolfo max 1%) per una durata di 12 ore consecutive a decorrere dalla scomparsa del superamento.
- Riportare la durata dell'operazione, la quantità e la qualità dei combustibili usati sull'apposito registro.
- Intervenire sulla gestione degli impianti come di seguito indicati, se dopo 12 ore dal cambio del combustibile non si nota una inversione di tendenza nell'andamento della concentrazione di SO_2 misurata.
- Aumentare la temperatura dei fumi secondo le modalità stabilite dalle competenti Autorità ai sensi del R.D. 12.5.1927 n° 821 titolo secondo sul controllo della combustione ed economia dei combustibili.
- Ridurre l'emissione di SO_2 , conseguibile con un diverso assetto di marcia degli impianti, quali ad esempio:
 - Riduzione al minimo tecnico del carico dell'impianto di distillazione atmosferica
 - Desolfurazione del Kerosene anzichè del gasolio negli impianti

P. C.C.
IL FUNZIONARIO





idrodessolforazione.

- Eventuali altri assetti che garantiscono analoghe riduzioni di SO_2 , da specificare in un'apposita relazione
- Ritornare alle normali condizioni di esercizio solo dopo 12 ore consecutive a decorrere dalla scomparsa del superamento.
- Riportare la durata e la qualità delle operazioni effettuate sempre sul registro di cui sopra.

Tutti gli interventi sopra descritti devono essere effettuati anche su segnalazione dei Centri Regionali e Provinciali qualora ritenuto necessario sulla base dei dati rilevati dalla rete.

Il raggiungimento degli standards di qualità dell'aria deve essere conseguito nel quadro di un piano generale di interventi di risanamento per il miglioramento progressivo della qualità dell'aria; pertanto sulla base dell'art. 3 DPCM 28.3.1983 la Regione potrà predisporre eventuali appositi piani di risanamento secondo le modalità e procedure previste dal suddetto articolo.

Quanto previsto nel seguente deliberato sarà in tal caso integrato nel piano di risanamento. Qualora il piano di risanamento dovesse prevederlo, le operazioni prescritte nella presente delibera sulla base di valori misurati potranno essere imposte anche sulla base di modelli previsionali.

La Ditta deve relazionare entro 90 giorni sulle possibili emissioni aggiuntive connesse alla fermata non programmata degli impianti, operazione questa che potrà essere imposta dal piano di risanamento generale come intervento di estrema necessità.

Rete di rilevamento

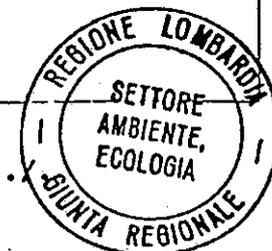
La rete deve essere collegata in continuo col Centro Provinciale secondo le specifiche emanate dalla Regione.

Entro 60 giorni dalla notifica della presente delibera la Ditta deve prendere contatti con il Centro Provinciale e quello Regionale per la definizione delle modalità di esercizio e per la verifica dei micro-posizionamenti.

Entro 18 mesi la rete deve essere adeguata ai criteri generali fissati dal Consiglio Regionale della Lombardia.

Presso una postazione da definire potrà essere installato un sistema di rilevazione della qualità della deposizione umida e di quella secca. La Ditta deve trasmettere uno studio per l'installazione di tale sistema.

P. C. G.
IL FUNZIONARIO



I parametri da misurare settimanalmente sono:

- millimetri di pioggia raccolta
- pH, conducibilità
- cationi: NH_4^+ ; Ca^{++} ; Mg^{++} ; Na^+ ; K^+ ;
- anioni: HCO_3^- ; $\text{SO}_4^{=}$; NO_3^- ; Cl^- ; $\text{PO}_4^{=}$

I campioni devono essere prelevati al lunedì mattina tra le ore 10.00 e le 12.00.

- Per la definizione dei campionatori e delle modalità di prelievo ed analisi, nonché per la individuazione del laboratorio che effettuerà l'analisi, verrà emanata una normativa apposita alla quale la Ditta dovrà attenersi. In tale normativa saranno fissati anche i termini di decorrenza delle misurazioni delle deposizioni.

Generalità

A disposizione delle Autorità preposte al controllo devono essere tenuti schemi semplificati degli impianti su cui devono essere evidenziati:

- Numero dei bruciatori installati sui forni suddivisi tra bruciatori alimentati a fuel gas ed ad olio combustibile.
- Potenzialità termica e consumi di combustibili nei vari bruciatori che devono essere misurati e giornalmente riportati su di un apposito registro.
- Punti di emissione in atmosfera.
- Punti di convogliamento sfiati alla rete di blow-down
- Linee contenenti prodotti a bassa soglia olfattiva
- Parco serbatoi tipo e destinazione d'uso degli stessi in funzione della tensione di vapore del fluido stoccato, delle sue caratteristiche olfattive e delle norme legislative in materia.
- Programmi di manutenzione dei serbatoi a tetto galleggiante e relativi registri su cui devono essere annotate tali manutenzioni.
- Relativamente al carico delle benzine devono essere trasmesse le modalità attuate per ridurre le emissioni di vapore, unitamente ad una relazione sullo stato delle tecniche più avanzate attualmente impiegate a livello internazionale.

Per le richieste di relazione, studi e progetti per le quali non è stata specificata la scadenza devono intendersi entro 120 giorni dalla notifica della presente delibera.

p. C.C.
IL FUNZIONARIO





La documentazione relativa ai risultati analitici deve essere corredata dai seguenti dati:

- Localizzazione dei punti di prelievo
- Metodologia di prelievo ed analisi
- Portate temperature dell'aeriforme
- Concentrazione e denominazione chimica degli inquinanti

Per i progetti degli eventuali impianti di abbattimento la Ditta dovrà far pervenire i seguenti dati:

- Relative temperature e concentrazione di inquinanti, che concorrono alla formazione della portata totale a monte dell'impianto di abbattimento e giustificazione che la stessa è la minima possibile;
 - Concentrazione di inquinanti in mg/Nmc garantita a valle dell'impianto di abbattimento;
 - Potenza elettrica assorbita in KW
 - Consumo di liquido di lavaggio in mc/h (se ad umido);
 - Consumi di combustibile in Kg/h (se termico);
 - Superficie filtrante in m² (se a secco);
 - Kg. di carbone attivo (se adsorbimento);
 - Dimensione dell'impianto, tempi di contatto, velocità di attraversamento, ecc.;
 - Sistemi di controllo automatici installati ed eventuali dispositivi di allarme;
 - Modalità di rigenerazione e/o pulizia;
 - Destinazione finale degli inquinanti abbattuti;
 - Durata di funzionamento in ore/giorno;
 - Frequenza delle operazioni di manutenzione ordinaria e straordinaria.
- Di demandare all'Ente responsabile per il Servizio di Rilevamento di Cremona la verifica ed il controllo dell'adempimento da parte della Ditta TAMOTL a quanto riportato in deliberato.
- Di richiamare l'attenzione dell' USSL competente sul rispetto da parte della Ditta di quanto riportato in delibera.
- Di precisare che la presente delibera potrà essere modificata o revocata nel caso in cui non sia rispettato quanto in essa indicato.

P. C. G.
IL FUNZIONARIO



- Di far presente alla Ditta che ogni cambiamento ed ampliamento dell'attività lavorativa e/o del ciclo di lavorazione nonché l'impiego di materie prime diverse da quelle dichiarate devono essere denunciati.
- Di disporre che il Sindaco controlli se la Ditta è in possesso in particolare del benestare della Commissione gas tossici, dell' I.S.P.E.L. dei Vigili del Fuoco nonché in generale delle altre autorizzazioni previste dalla Legge.
- Di far salve le autorizzazioni e prescrizioni di competenza di altri Enti
- Di disporre la notifica del presente atto agli interessati.



IL PRESIDENTE
F.to Finetti

IL SEGRETARIO
F.to Sansonetti

IL SEGRETARIO

P. C.C.
IL FUNZIONARIO





5000 6000

/am-D- 167 /89

Cremona, 23.06.89

Spett.

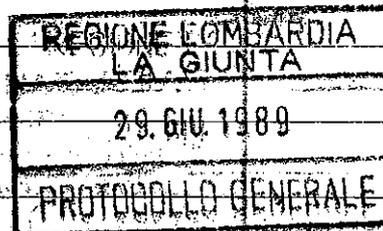
REGIONE LOMBARDIA

SETTORE AMBIENTE ED ECOLOGIA

SERVIZIO PROTEZIONE ARIA

Via Fabio Filzi, 22

20124 - MILANO MI



Oggetto : Domanda di autorizzazione ai sensi del DPR n. 203 del
24.05.88 per la prevenzione dell'inquinamento atmosferico, ex
art.12.-----

Il sottoscritto FONDA GIORGIO, nato a Padova il 26.04.1933,
residente in Cremona - Piazzale Caduti del Lavoro 30, nella sua
qualità di legale rappresentante della Raffineria TAMOIL ITALIA
di Cremona, ragione sociale TAMOIL ITALIA S.p.A., sede legale
in Piazzetta Bossi 3 - Milano - tel. 02-88781, ed insediamento
produttivo sito nel comune di CREMONA - Piazzale Caduti del
Lavoro 30,

C H I E D E

ai sensi dell'art. 12 del DPR 24.5.1988, n. 203, l'autorizzazione
per l'esercizio di un impianto esistente, sito nel comune di
CREMONA, Piazzale Caduti del Lavoro 30 - tel. 0372-4831.-

A tal fine allega alla presente la relazione tecnica contenente :

- descrizione del ciclo produttivo; -----
- indicazioni relative alle emissioni generate e alle tecnologie
adottate per contenere l'inquinamento atmosferico; -----

- progetto di adeguamento delle emissioni con relativi tempi di
attuazione; -----

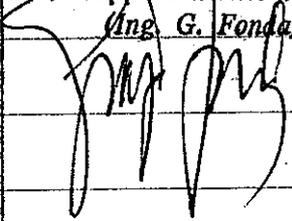
Distinti saluti,

TAMOIL ITALIA S.p.A.

Sede di Cremona

Il rappresentante legale

(Ing. G. Fonda)



TAMOIL ITALIA S.p.A.
Raffineria di Cremona

DOMANDA DI AUTORIZZAZIONE ALLE EMISSIONI
art. 12 del D.P.R. No. 203 del 24 maggio 1988

RELAZIONE TECNICA

Cremona, Giugno 1989

RELAZIONE TECNICA

PREMESSA

CAP. 1 - IDENTIFICAZIONE DELLO STABILIMENTO

CAP. 2 - DESCRIZIONE DEL CICLO PRODUTTIVO

CAP. 3 - DESCRIZIONE DEI CICLI TECNOLOGICI

- DISTILLAZIONE : CRUDE UNIT No. 1
 - TOPPING No. 2
- ULTRAFINER-ULTRAFORMER No. 1
- ULTRAFINER-ULTRAFORMER No. 2
- ISOMERIZZAZIONE
- DESOLFORAZIONE DISTILLATI
- VISBREAKER
- UNITA' DI TRATTAMENTO FLUSSI ACIDI
- SERVIZI GENERALI : Centrale Termoelettrica
 - Sistema distribuzione acqua
 - Sistema trattamento acque di scarico
- FIACCOLA
- SCHEMI DI PROCESSO

CAP. 4 - EMISSIONI ALLA MASSIMA CAPACITA'

- NOTA ESPLICATIVA E PLANIMETRIA PUNTI DI EMISSIONE

- SCHEDE IMPIANTI PRODUTTIVI N. 01-08 :
Bilanci di materia
Impianti termici
Emissioni

- SCHEDA CENTRALE TERMOELETTRICA N. 10 :
Impianti termici
Emissioni

- SCHEDA FIACCOLA N. 15 :
Bilanci di materia
Emissioni

- SCHEDA PARCO SERBATOI RAFFINERIA N. 20 :
Bilanci di materia
Emissioni

- SCHEDA CARICAZIONE PRODOTTI RAFFINERIA N. 25: Bilanci di materia
Emissioni

- SCHEDA TRATTAMENTO ACQUE DI SCARICO N. 30 : Emissioni

- SCHEDA PARCO SERBATOI DEPOSITO N. 40 : Bilanci di materia
Emissioni

- SCHEDA CARICAZIONE PRODOTTI DEPOSITO N. 45: Bilanci di materia
Emissioni

- RIEPILOGO EMISSIONI ALLA MASSIMA CAPACITA'
 - Tabella 1 - Impianti termici
 - Tabella 2 - Parco serbatoi
 - Tabella 3 - Caricazione prodotti
 - Tabella 4 - Trattamento acqua di scarico

CAP. 5 - EMISSIONI RAFFINERIA A CONSUNTIVO 1988

- SCHEDE IMPIANTI PRODUTTIVI N. 01-08 :
Bilanci di materia
Impianti termici
Emissioni
- SCHEDA CENTRALE TERMoeLETTRICA N. 10:
Impianti termici
Emissioni
- SCHEDA FIACCOLA N. 15 :
Bilanci di materia
Emissioni
- SCHEDA PARCO SERBATOI N. 20 :
Bilanci di materia
Emissioni
- SCHEDA CARICAZIONE PRODOTTI N. 25:
Bilanci di materia
Emissioni

- RIEPILOGO EMISSIONI RAFFINERIA A CONSUNTIVO 1988
 - Tabella 1 - Impianti termici
 - Tabella 2 - Parco serbatoi
 - Tabella 3 - Caricazione prodotti

CAP. 6 - PROGETTI DI ADEGUAMENTO EMISSIONI

RELAZIONE TECNICA

Premessa

Nell'anno 1973 la Societa' AMOCO ITALIA, in conformita' e quanto previsto dal DPR n. 322 del 15.4.71, recante provvedimenti contro l'inquinamento atmosferico limitatamente al settore delle industrie, ha preparato e presentato una relazione tecnica sul ciclo tecnologico della lavorazione presso la Raffineria di Cremona, e sulla quantita' e qualita' delle emissioni.

Nell'anno 1976 con riferimento alla relazione tecnica approvata dal CRIAL in data 1.12.75 e notificata alla Societa' Amoco in data 30.12.75, e' stato richiesto un supplemento di relazione tecnica che aggiornava il ciclo di produzione al suddetto anno.

Nell'anno 1986, la Societa' TAMOIL ITALIA, subentrata alla Societa' Amoco Italia, in conformita' alla richiesta del CRIAL del 12.5.86 per aggiornamento posizione sempre secondo quanto previsto dal DPR n. 322, ha presentato una nuova relazione tecnica sul ciclo tecnologico della lavorazione presso la Raffineria di Cremona, riportante tutte le indicazioni relative alle emissioni degli impianti di processo. Tale relazione rappresentava anche l'aggiornamento rispetto alle precedenti relazioni del 1973/1976 con l'inserimento dell'unita' di processo di viscoriduzione entrata in esercizio nell'anno 1982. A seguito di detta relazione la Regione Lombardia notificava alla Soc. Tamoil una serie di prescrizioni, per l'abbattimento delle emissioni del ciclo di lavorazione, assunte con delibera n. IV/21282 del 9.6.87.

La presente relazione tecnica ripresenta quanto gia' relazionato nell'anno 86, con i seguenti aggiornamenti del ciclo produttivo:

- potenziamento del settore di produzione delle benzine motori con l'inserimento di una colonna deisopentanatrice a monte dell'unita' di isomerizzazione catalitica U.O.P. Penex, una scelta piu' appropriata dei catalizzatori e delle condizioni operative degli impianti di riforma cata-

- litica Ultraformer n. 1 e n. 2 ed un recupero piu' selettivo della benzina leggera ottenuta nel processo di viscosizzazione;
- miglioramento del recupero termico all'unita' di distillazione Crude Unit No. 1, mediante ristrutturazione del treno di scambio;
 - incremento della capacita' di trattamento delle condense acide mediante l'installazione, in parallelo alle esistenti, di una nuova unita' di uguali caratteristiche tecniche.

Queste modifiche di processo sono state oggetto di una richiesta di autorizzazione al Ministero Industria e Commercio, richiesta presentata in data 30.06.1988. La Regione Lombardia, interpellata dal Ministero Industria e Commercio, ha espresso parere favorevole ai sensi dell'art. 17 del DPR 203/88 alla realizzazione delle modifiche agli impianti con delibera n. IV/43549 del 6.6.1989.

La presente relazione sul ciclo produttivo tiene gia' conto di queste modifiche (che saranno realizzate entro la fine luglio p.v.), che non hanno effetto sulla quantita' e qualita' delle emissioni dalla raffineria.

Si fa inoltre presente che nel marzo del 1989, su richiesta del Settore Ambiente ed Ecologia della Regione Lombardia, e' stato compilato ed inviato in Regione un dettagliato questionario sulle emissioni inquinanti dalla Raffineria, a consuntivo delle lavorazioni e produzioni 1988 utilizzando la modulistica proposta dalla regione. Tale questionario viene allegato anche alla presente relazione tecnica.

La presente relazione si riferisce alle condizioni di massima capacita' degli impianti e prende come caratteristiche dei combustibili quelle prescritte dalla Regione nella delibera n. IV/21282 del 9.6.1987 e cioe' :

- olio combustibile - zolfo 2% peso max
- gas combustibile - zolfo 0,1% peso max

con rapporto olio combustibile/gas combustibile pari a 55/45.

I dati sono presentati utilizzando la stessa modulistica e metodica utilizzata nella compilazione del questionario 1988.

DESCRIZIONE DEL CICLO PRODUTTIVO

Il grezzo viene desalfaticato e frazionato nei vari tagli, negli impianti di distillazione Crude Unit No. 1 e Topping No. 2. Da questi impianti, comprensivi delle sezioni di stabilizzazione, ridistillazione e ricupero gas, si ottengono:

- gas incondensabili
- GPL
- benzina leggera p.f. 70°C
- benzina pesante 70-160°C
- petrolio
- gasolio leggero
- gasolio pesante
- residuo atmosferico

I gas incondensabili sono inviati al trattamento per la eliminazione dell'idrogeno solforato e successivamente alla rete gas combustibile.

I GPL, unitamente a quelli prodotti dall'unità di viscoriduzione, sono trattati all'impianto Merox per la rimozione dell'idrogeno solforato e dei mercaptani.

La benzina leggera p.f. 70°C è inviata all'unità di isomerizzazione previo ricupero del componente isopentano che è inviato, dopo addolcimento al Merox benzine, al pool benzine motori.

La benzina pesante è inviata all'unità di Riforma Catalitica No. 1 e 2.

Il petrolio è inviato all'unità di desolfurazione distillati nella quantità necessaria per sopperire alla richiesta di kero riscaldamento e kero per reattori JA1. L'eccesso è inviato al pool gasoli finiti autotrazione e riscaldamento.

Le frazioni gasolio leggero e pesante sono inviate all'impianto desolfurazione distillati per la quota parte necessaria al rispetto della specifica del contenuto in zolfo del prodotto finito: gasoli autotrazione e riscaldamento.

Il residuo atmosferico è inviato in carica all'unità di viscoriduzione.

La benzina leggera deisopentamizzata e' trattata nell'unita' di isomerizzazione con produzione di benzina isomera e gas incondensabili. La benzina isomera e' un componente delle benzine motori.

La benzina pesante e' trattata nelle due unita' di riforma catalitica con produzione di benzina riformata, GPL, gas incondensabili e gas ricchi di idrogeno.

La benzina ultraformata e' il componente a piu' elevato numero di ottano nella produzione di benzine motori.

Il GPL e' utilizzato tal quale o frazionato nei componenti propano e butano. Quest'ultimo e' utilizzato nelle benzine motori per raggiungere la specifica di volatilita'.

I gas incondensabili sono inviati alla rete gas combustibile.

Il gas ricco di idrogeno e' utilizzato nelle sezioni di desolfurazione a monte delle rispettive sezioni di isomerizzazione e riforma catalitica e nell'unita' di desolfurazione distillati.

Il residuo atmosferico viene trattato nell'unita' di viscoriduzione dove viene convertito per circa il 25% in gas incondensabili, GPL, benzine e distillati medi.

I gas incondensabili, dopo trattamento per l'eliminazione dell'idrogeno solforato sono inviati alla rete gas combustibile.

I GPL vengono trattati nell'impianto Merox unitamente a quelli prodotti dalle unita' di distillazione.

La benzina, dopo un trattamento selettivo di idrogenazione delle diolefine, viene rifrazionata.

La benzina leggera e' inviata al trattamento Merox delle benzine e quindi al pool benzine motori.

La benzina pesante e' inviata in carica alle unita' di riforma catalitica.

I distillati medi sono inviati al pool gasoli autotrazione e riscaldamento previa desolfurazione di una quota parte a chiusura del bilancio zolfo nel prodotto finito.

Il residuo da viscoriduzione e' destinato all'utilizzo quale olio combustibile denso.

I gas incondensabili che si originano nei processi e che contengono idrogeno solforato sono inviati all'unità di trattamento gas acidi. Dopo eliminazione dell'idrogeno solforato i gas sono utilizzati quali combustibili per i consumi interni di raffineria.

L'idrogeno solforato recuperato viene convertito in zolfo liquido negli impianti di recupero zolfo.

DESCRIZIONE CICLI TECNOLOGICI

DISTILLAZIONE : CRUDE UNIT No. 1

CICLO DI LAVORAZIONE

L'impianto e' costituito da tre sezioni:

- A) Una sezione di distillazione atmosferica comprendente la desalificazione del grezzo.
- B) Una sezione di stabilizzazione delle benzine e ridistillazione comprendente una stabilizzatrice, una colonna di ridistillazione, una de-etanatrice e una depropanatrice. In questa sezione vengono inviati alcuni flussi gassosi e liquidi provenienti da altri impianti.
- C) Una sezione trattamenti chimici comprendente un trattamento Merox per i GPL, un trattamento Merox per la benzina leggera e un sistema di rigenerazione della soda.

A) Sezione di Distillazione

Il grezzo, mediante pompa, viene inviato in carica ai desalificatori a 127°C dopo preriscaldamento:

- con l'effluente testa frazionatrice
- con il residuo
- con il riflusso laterale superiore
- con il gasolio pesante

In entrata ai desalificatori il grezzo viene miscelato intimamente con una piccola percentuale di acqua preriscaldata con l'acqua di scarico dai desalificatori.

L'emulsione grezzo-acqua viene rotta nei desalificatori mediante un campo elettrostatico e l'acqua decantata, contenente i sali presenti nel grezzo, viene scaricata nella fogna oleosa dopo scambio con l'acqua da miscelare al grezzo in carica ai desalificatori.

Il grezzo desalficato, mediante pompa, viene inviato in carica al forno a circa 260°C dopo preriscaldamento:

- con il reflusso laterale superiore
- con il residuo
- con il reflusso laterale inferiore
- con il gasolio leggero
- con il residuo
- con il gasolio pesante
- con il residuo in uscita frazionatrice

Attraverso il forno il grezzo viene portato ad una temperatura di 360/375°C e quindi inviato alla colonna di frazionamento.

Dalla testa della frazionatrice si estrae la benzina totale.

Lateralmente, dall'alto verso il basso, vengono estratti:

- il petrolio
- il gasolio leggero
- il gasolio pesante

Dal fondo si estrae il residuo.

Il residuo, mediante apposita pompa, viene inviato ai ribollitori della stabilizzatrice e della colonna di ridistillazione, agli scambiatori di calore con grezzo e quindi in un refrigerante ad acqua prima di essere inviato allo stoccaggio e/o all'alimentazione dell'unità di viscoriduzione.

Il gasolio pesante va allo stripper e di qui, mediante apposita pompa, viene inviato a scambiare calore col grezzo, al ribollitore della depropanatrice e quindi in un refrigerante ad aria prima di essere inviato allo stoccaggio.

Il gasolio leggero va allo stripper e di qui, mediante apposita pompa, viene inviato a scambiare calore con il grezzo, al ribollitore della deisopentanatrice, quindi in un refrigerante ad aria e, prima di essere inviato allo stoccaggio, in un refrigerante ad acqua.

Il petrolio va allo stripper e di qui, mediante apposita pompa, viene inviato al ribollitore della deetanatrice e successivamente in un refrigerante ad aria e poi allo stoccaggio.

La benzina totale, uscente dalla testa frazionatrice, dopo scambio con il grezzo in carica ai desalificatori, viene parzialmente condensata e raffreddata attraverso condensatori ad aria e ad acqua e raccolta in un accumulatore separatore a bassa pressione

La fase vapore viene aspirata mediante compressori e inviata alla sezione di ricontatto insieme alla fase liquida previo raffreddamento in un refrigerante ad acqua.

Dal separatore di ricontatto la fase gassosa viene inviata per pressione al sistema di lavaggio gas combustibile (Unita' di trattamento flussi acidi).

La fase liquida e' inviata, mediante pompa, in carica stabilizzatrice.

B) Sezione di Stabilizzazione e Ridistillazione

L'alimentazione alla stabilizzatrice viene preriscaldata:
 - con l'effluente del fondo colonna di ridistillazione
 - con l'effluente del fondo stabilizzatrice

L'effluente della testa della stabilizzatrice e' condensato in un condensatore ad acqua. Da questo accumulatore gli incondensabili sono sfiorati alla linea del gas a lavaggio (Unita' di trattamento flussi acidi), mentre il prodotto liquido viene inviato parte, a mezzo pompe, in testa alla stabilizzatrice come riflusso, e il resto in carica alla deetanatrice.

L'effluente dalla testa della deetanatrice viene inviato ad un condensatore ad acqua che separa l'etano dai piu' pesanti, inviandolo alla linea del gas a lavaggio (Unita' di trattamento flussi acidi).

Il fondo della deetanatrice, dopo aver scambiato il calore con la carica depropanatrice ed essersi raffreddato in due refrigeranti ad acqua, viene inviato per pressione in carica al trattamento Merox del GPL.

Dopo il trattamento Merox parte del GPL viene inviato, mediante pompa, in carica alla depropanatrice. L'effluente testa depropanatrice, costituito da propani, e' condensato in un condensatore ad acqua ed e' raccolto in un accumulatore.

Da qui, mediante pompa, il liquido e' inviato in parte come riflusso alla depropanatrice ed il resto in un refrigerante ad acqua e quindi allo stoccaggio.

L'effluente di fondo della stabilizzatrice, dopo aver scambiato con la carica stabilizzatrice, viene inviato per pressione in carica alla colonna di prefrazionamento dell'impianto isomerizzazione.

Il fondo della colonna di prefrazionamento puo' alimentare direttamente gli impianti di riforma catalitica o essere caricato alla colonna di ridistillazione.

Quest'ultima e' ribollita con un flusso di residuo atmosferico.

L'effluente della testa della colonna di ridistillazione e' condensato in un condensatore ad aria e raccolta in un accumulatore.

Di qui il prodotto liquido viene inviato, mediante pompa, in parte come riflusso alla colonna di ridistillazione e il resto, dopo ulteriore raffreddamento con acqua, in carica al trattamento Merox della benzina leggera.

Il fondo della colonna di ridistillazione viene inviato, mediante pompa, allo scambio con la carica stabilizzatrice e, dopo ulteriore raffreddamento con aria, in carica alle unita' di riforma catalitica o allo stoccaggio.

C) Trattamento chimico Merox delle Benzine e dei GPL

Nel trattamento chimico del GPL il prodotto di fondo della deetanatrice viene trattato dapprima con soluzione di dietanolamina e poi con soluzione caustica allo scopo di assicurare una completa eliminazione dell'idrogeno solforato.

Quindi il GPL e' inviato nell'estrattore dove vengono eliminati i mercaptani.

Da ultimo, il prodotto viene lavato con acqua per togliere gli eventuali residui di soda trascinati dal primo lavaggio.

Nel trattamento chimico delle benzine il prodotto di testa della ridistillazione viene trattato con soluzione caustica per eliminare l'idrogeno solforato.

Quindi la benzina e' inviata dapprima nell'estrattore, dove si ha l'eliminazione dei mercaptani leggeri, e poi nel miscelatore dove i mercaptani pesanti ancora presenti nella benzina vengono trasformati in disolfuri. Infine il prodotto viene filtrato su sabbia.

Il sistema di rigenerazione della soda che tratta la soda utilizzata negli estrattori comprende:

- uno scambiatore dove la soluzione sodica viene preriscaldata mediante vapore a bassa pressione;
- l'ossidatore dove i mercaptani si trasformano in disolfuri;
- il separatore dove i disolfuri si separano dalla soda.

DISTILLAZIONE : TOPPING No. 2

CICLO DI LAVORAZIONE

L'impianto e' costituito da due sezioni:

- A. Una sezione di distillazione atmosferica comprendente la desalificazione del grezzo
- B. Una sezione di stabilizzazione della benzina leggera

A. Sezione di distillazione

Il grezzo, sulla mandata della pompa di alimento desalificatore, viene suddiviso in due flussi:

- il primo (70% della carica) viene preriscaldato alla temperatura di 120°C, temperatura di esercizio del desalter, per scambio di calore con il residuo atmosferico, prodotto di fondo colonna frazionatrice;
- il secondo viene preriscaldato, sempre a 120°C, dai seguenti scambiatori: gasolio atmosferico leggero e petrolio.

I due flussi vengono riuniti prima dell'ingresso al desalificatore.

In entrata al desalificatore il grezzo viene miscelato con una piccola percentuale di acqua preriscaldata con l'acqua scaricata dal desalificatore.

L'emulsione grezzo-acqua viene rotta nel desalificatore mediante un campo elettrostatico e l'acqua decantata, contenente i sali presenti nel grezzo, viene scaricata nella fogna oleosa dopo scambio con l'acqua da miscelare al grezzo in carica ai desalificatori.

All'uscita dal desalificatore il grezzo viene nuovamente

suddiviso in due flussi:

- il primo (70%) viene inviato in carica al forno FR-300 alla temperatura di 250°C, dopo preriscaldamento con il reflusso laterale superiore e il residuo atmosferico
- il secondo (30%) viene inviato in carica al forno FR-301 alla temperatura di 240°C, dopo preriscaldamento con il gasolio pesante, il reflusso laterale inferiore e il gasolio leggero.

All'uscita dai due forni, ad una temperatura di 350-360°C, i due flussi vengono nuovamente riuniti ed inviati alla colonna di frazionamento.

Dalla testa della colonna di frazionamento viene estratta la benzina leggera.

Lateralmente vengono estratti :

- la benzina pesante
- il petrolio
- il gasolio leggero *
- il gasolio pesante

Dal fondo si estrae il residuo.

La benzina proveniente dalla testa della colonna di frazionamento, condensata nel condensatore ad aria, si raccoglie nel separatore accumulatore di reflusso.

Da qui, parte della benzina raccolta viene reflussata calda in testa alla colonna di frazionamento a mezzo pompa, mentre il rimanente, successivamente raffreddato in due refrigeranti ad acqua, passa in un polmone decantatore e da qui viene inviata in stabilizzatrice.

I gas che si separano nel polmone decantatore, aspirati dai compressori di recupero gas, vengono inviati all'impianto di stabilizzazione.

La benzina pesante, estratta dalla prima presa laterale, viene convogliata nello stripper per la rettifica e da qui, dopo refrigerazione in un refrigerante ad aria, ai serbatoi di raccolta mediante pompa.

Il petrolio, estratto dalla seconda presa laterale, viene convogliato nello stripper per la rettifica e da qui, dopo refrigerazione in un refrigerante ad aria, ai serbatoi di raccolta.

Il gasolio leggero, estratto dalla terza presa laterale, viene convogliato nello stripper per la rettifica. Da qui, dopo lo scambio di calore con il grezzo, viene raffreddato in un refrigerante ad aria e quindi inviato ai serbatoi di raccolta mediante pompa.

Il gasolio pesante, estratto dalla quarta presa laterale, viene convogliato nello stripper per la rettifica. Da qui, dopo scambio di calore con il grezzo, viene inviato mediante pompa in un refrigerante ad aria e quindi ai serbatoi di raccolta.

Il residuo viene aspirato dal fondo della colonna da apposita pompa ed inviato al ribollitore della stabilizzatrice e allo scambio di calore con il grezzo e quindi, dopo raffreddamento in un refrigerante ad acqua, ai serbatoi di stoccaggio e/o all'alimentazione dell'unità di viscoriduzione.

Fra il 14° e il 15° piatto della colonna c'è l'accumulatore del reflusso laterale superiore dal quale il reflusso viene prelevato per essere inviato mediante pompa agli scambiatori di calore del grezzo e quindi in colonna.

Fra il 20° ed il 21° piatto della colonna c'è l'accumulatore del reflusso laterale inferiore dal quale il reflusso viene prelevato per essere inviato mediante pompa agli scambiatori di calore del grezzo e quindi in colonna.

B. Stabilizzazione della benzina leggera

La benzina leggera viene caricata, mediante pompa, alla colonna di stabilizzazione previo scambio di calore con la benzina stabilizzata uscente.

Dalla testa della colonna escono butano, propano ed incondensabili che, dopo essere passati in due condensatori ad acqua, si raccolgono in un accumulatore.

Una parte di GPL, tramite pompa, viene reflussata in testa alla colonna mentre la rimanente viene inviata alla deetanatrice del Crude Unit No. 1 e quindi all'impianto Mercox.

I gas non condensati vengono inviati al sistema di lavag-

gio del gas combustibile (Unita' di trattamento flussi acidi).

La benzina, dopo essersi riscaldata nella stabilizzatrice mediante un ribollitore che sfrutta il calore del residuo esce dal fondo della colonna, scambia calore con la benzina di carica, viene raffreddata in due refrigeranti ad acqua e viene inviata o in alimento alla colonna di prefrazionamento dell'impianto Isomerizzazione o al Merox del Crude Unit No. 1 o ai serbatoi di stoccaggio.

ULTRAFINER - ULTRAFORMER No. 1

CICLO DI LAVORAZIONE

L'impianto e' costituito da due sezioni:

- A. Una sezione di desolforazione catalitica della carica: benzina pesante (Ultrafiner)
- B. Una sezione di riforma catalitica della benzina pesante desolforata (Ultraformer)

A. Desolforazione catalitica della carica: benzina pesante

La benzina di carica, sotto controllo di portata, preriscaldata in quattro scambiatori di calore in controcorrente con l'effluente reattore e' inviata al forno. All'uscita del forno si unisce con gas ricco di idrogeno proveniente dalla sezione di riforma e preriscaldato in uno scambiatore in controcorrente con l'effluente reattore. Infine entra nel reattore contenente catalizzatore al nichel-molibdeno dove i composti solforati vengono ridotti a idrogeno solforato.

La temperatura di reazione e' di 320-330°C e la pressione di 35 Kg/cmq.

L'effluente reattore, dopo scambio di calore con l'idrogeno e con la carica forno, viene raffreddato con un refrigerante ad aria. Da qui entra in un separatore dove si separa il gas ricco di idrogeno il quale viene inviato all'impianto di desolforazione del gasolio, o alla sezione di lavaggio del gas combustibile (Unita' di trattamento flussi acidi) mentre il liquido viene inviato alla colonna di strippaggio, dopo preriscaldamento con l'effluente reattori dell'Ultraformer.

Il prodotto di testa colonna, condensato in un refrigerante ad aria, viene raccolto in un accumulatore; parte del

liquido viene reflussato a mezzo pompa in testa alla colonna, mentre l'eccedenza e' inviata per pressione all'impianto di recupero gas del Crude Unit No. 1.

Il gas sfiatato e' inviato alla sezione di lavaggio del gas combustibile (Unita' di trattamento flussi acidi).

La benzina desolforata di fondo colonna costituisce la carica della sezione di Reforming Catalitico.

B. Riforma catalitica

La benzina di carica desolforata, mediante apposita pompa, viene immessa nella linea dell'idrogeno, ricircolato dagli appositi compressori, e proveniente dagli scambiatori con l'effluente reattore.

La miscela gas di riciclo-benzina di carica, preriscaldata a circa 370°C, entra nel forno dalla sezione convettiva e passa nella prima sezione da dove esce alla temperatura di 500°C circa.

Dalla prima sezione del forno passa nel primo reattore contenente catalizzatore al platino/renio.

L'effluente del primo reattore passa nella seconda sezione del forno e da questo nel secondo reattore, quindi nella terza sezione del forno e nel terzo e quarto reattore, questi ultimi due in serie.

I passaggi nel forno, prima dei reattori, sono necessari per portare la carica alla temperatura prestabilita, essendo endotermico il bilancio delle principali reazioni.

L'effluente del quarto reattore scambia calore con la carica forno, passa, quale fluido scaldante, nel ribollitore dello stripper e successivamente nel ribollitore della stabilizzatrice. Da qui viene inviato a scambiare con il gas di riciclo e con la carica stripper.

Dopo raffreddamento in un refrigerante ad aria ed i uno ad acqua, viene inviato a un separatore che opera a 22 Kg/cmq. Dalla testa del separatore il gas ricco di idrogeno va ai compressori che lo rimettono in ciclo; l'eccesso, sotto regolazione di pressione, viene inviato alla sezione di desolfurazione delle benzine mediante appositi compressori booster.

La benzina di fondo del separatore va ad alimentare la colonna di stabilizzazione previo scambio di calore con la benzina stabilizzata in uscita.

L'effluente di testa della stabilizzatrice, dopo parziale condensazione in un condensatore ad aria viene inviato in un accumulatore.

Il condensato viene reflussato in testa alla colonna, mentre la parte gassosa viene mandata attraverso un regolatore di pressione alla sezione recupero gas dell'Ultraformer No. 2 o a quella dell'impianto di distillazione atmosferica Crude Unit No. 1.

Dal fondo della colonna la benzina stabilizzata scambia calore con la benzina di carica alla stabilizzatrice e dopo refrigerazione in un refrigerante ad aria e in uno successivo ad acqua, viene inviata ai serbatoi di raccolta.

L'impianto e' corredato da un generatore di vapore a recupero che sfrutta il calore dei fumi del forno.

L'acqua trattata proveniente dal degasatore della centrale termoelettrica e dal recupero delle condense annesso all'impianto di desolforazione distillati, viene aspirata da due pompe e caricata nel separatore di vapore.

Una pompa preleva l'acqua dal fondo del separatore e la invia nel serpentino posto nella parte convettiva del forno. Qui ha luogo la vaporizzazione piu' o meno spinta dell'acqua che si separa poi dal vapore prodotto nel separatore. Il vapore viene inviato alla rete generale del vapore e l'acqua residua viene rimessa in ciclo dalle pompe.

ULTRAFINER - ULTRAFORMER No. 2

CICLO DI LAVORAZIONE

L'impianto e' costituito da tre sezioni:

- A. Una sezione di desolforazione catalitica della benzina pesante (Ultrafiner)
- B. Una sezione di riforma catalitica della benzina pesante desolforata (Ultraformer)
- C. Una sezione di stabilizzazione e recupero gas

A. Sezione di Desolforazione Catalitica

La benzina di carica, sotto controllo di portata, dopo miscelazione con gas ricco di idrogeno proveniente dalla sezione di reforming, viene preriscaldata in cinque scambiatori di calore in controcorrente con l'effluente reattore e quindi inviata al forno.

La miscela in uscita dal forno viene inviata nel reattore contenente un catalizzatore di desolforazione, nichel-molibdeno, dove i composti solforati vengono convertiti in idrogeno solforato.

L'effluente reattore, dopo scambio di calore con la carica forno, viene raffreddato con un refrigerante ad acqua quindi viene inviato in un separatore. In tale separatore si ottengono due fasi: una gassosa ed una liquida.

La fase gassosa, ad alto contenuto di idrogeno, viene aspirata da due compressori alternativi ed inviata, come gas di integrazione, all'impianto di desolforazione distillati. L'eventuale eccesso di gas dal separatore viene inviato alla sezione di trattamento del gas combustibile (Unita' di trattamento flussi acidi).

La fase liquida viene inviata alla colonna di stripping dopo scambio di calore con l'effluente reattori di reforming ed il fondo colonna di stripping. In questa colonna il prodotto viene liberato dall'idrogeno solforato. L'effluente di testa, dopo condensazione parziale mediante un condensatore ad aria, viene raccolto in un accumulatore da dove viene prelevato il liquido di riflusso. L'eccesso di liquido viene inviato alla sezione di recupero gas dell'impianto di distillazione Crude Unit No. 1. Il prodotto di fondo, dopo scambio termico, alimenta la sezione di riforma catalitica.

La fase gassosa e' inviata all'Unita' di trattamento flussi acidi.

B. Sezione di Riforma Catalitica

La benzina desolforata viene miscelata con gas ricco di idrogeno in opportuno rapporto dopo preriscaldamento in tre corpi di scambio in controcorrente con l'effluente reattori e portata alla temperatura di reazione in un forno.

La miscela benzina-idrogeno viene quindi inviata ai tre reattori di reforming contenenti un catalizzatore al platino-renio.

I reattori vengono percorsi in serie previo riscaldamento in forni intermedi per riportare la carica alla temperatura prestabilita, essendo endotermiche le principali reazioni che avvengono.

L'effluente dell'ultimo reattore, dopo scambio di calore con la carica viene parzialmente condensato e raccolto in un separatore a media pressione.

La fase gassosa, ad alto contenuto di idrogeno, viene riciclata a mezzo di un compressore centrifugo azionato da turbina a vapore a condensazione.

L'eccesso di gas viene inviato in parte alla sezione di desolforazione in parte, dopo refrigerazione, all'impianto di isomerizzazione e alla sezione di idrogenazione delle diolefine.

La fase liquida viene inviata per pressione alla sezione recupero gas.

C. Sezione Recupero Gas

La fase liquida proveniente dal separatore ad alta pressione alimenta la colonna deetanatrice a cui viene pure inviato il gas proveniente dalla stabilizzatrice del reforming catalitico Ultraformer No. 1.

Da questa colonna si ottengono in testa i gas incondensabili (etano e più leggeri) che vengono inviati alla rete gas combustibile.

Il prodotto di fondo viene pompato alla colonna stabilizzatrice previo scambio termico con il prodotto di fondo della stabilizzatrice.

L'effluente di testa (GPL) viene condensato totalmente in un condensatore ad aria e raccolto in apposito ricevitore da dove viene prelevato il liquido di riflusso.

L'eccesso di liquido (GPL) dopo refrigerazione, può essere inviato a stoccaggio oppure alla colonna depropanatrice dell'impianto Crude Unit No. 1.

Dal fondo della stabilizzatrice si ottiene benzina stabilizzata di cui una parte è riciclata in testa alla deetanatrice quale olio di assorbimento, mentre il rimanente, dopo raffreddamento in un refrigerante ad aria ed in uno ad acqua, viene inviato a stoccaggio.

ISOMERIZZAZIONE

CICLO DI LAVDRAZIONE

La carica all'unità combinata desolforazione-isomerizzazione catalitica è costituita da benzina distillata leggera ottenuta frazionando in una colonna (prefrazionatore) la benzina stabilizzata prodotta dall'impianto di distillazione primaria Crude Unit No. 1.

Pertanto questa colonna funziona in serie con la colonna stabilizzatrice dell'impianto di distillazione Crude Unit No.1.

La carica all'unità combinata è il prodotto di testa del prefrazionamento, mentre il prodotto di fondo è inviato in carica ad una colonna di ridistillazione per la produzione di benzina pesante (carica reforming catalitico) e di benzina grezza per la petrolchimica.

Il calore al ribollitore del prefrazionatore viene fornito mediante circolazione di fluido scaldato in apposito forno e/o con vapore a media pressione 12 Kg/cmq.

Agli effetti del processo, l'unità può essere distinta in tre sezioni :

- A. Una sezione di recupero isopentano
- B. Una sezione di desolforazione (Hydrobon)
- C. Una sezione di isomerizzazione (Penex)

A. Sezione di Recupero Isopentano

Il prodotto di testa della colonna di prefrazionamento viene inviato in carica alla colonna deisopentanatrice, dopo essere stato preriscaldato (ad una temperatura di circa 75°C) dal prodotto di fondo della colonna stessa.

La deisopentanatrice ha un totale di 85 piatti ed opera ad una pressione di 2.1 Kg/cmq. I vapori di testa vengono

condensati totalmente in un condensatore ad aria e raccolti nell'accumulatore di testa.

Il prodotto costituito di isopentano al 96% viene inviato, dopo raffreddamento con acqua, all'esistente impianto Merox della benzina.

La deisopentanatrice viene ribollita per mezzo di due scambiatori; nel primo si utilizza una corrente di gasolio leggero proveniente dal Crude Unit No.1, nel secondo olio caldo proveniente dal circuito hot oil dell'impianto.

Nel caso in cui venisse a mancare la corrente di gasolio, e' possibile inviare l'hot oil anche al primo ribollitore. Il prodotto di fondo viene inviato alle successive sezioni Hydrobon e Penex dell'Isomerizzazione.

E. Sezione Desolfurazione Catalitica della Benzina Leggera (HYDROBON)

La benzina di carica sotto controllo di portata, dopo miscelazione con gas ricco di idrogeno, viene preriscaldata in quattro scambiatori di calore in contro-corrente con l'effluente reattore ed inviata al forno di riscaldamento.

All'uscita forno viene inviata nel reattore contenente un adatto catalizzatore di desolfurazione dove i composti solforati vengono convertiti in idrogeno solforato. La temperatura di reazione e' di circa 300°C e la pressione di 30 Kg/cmq.

L'effluente reattore, dopo scambio di calore con la carica forno, viene raffreddato con una refrigerante ad aria e quindi inviato in un separatore.

In questo separatore si ottengono due fasi : una gassosa ed una liquida.

La fase gassosa, ad alto contenuto di idrogeno, viene aspirata da un compressore e riciclata per mescolarsi con la carica fresca.

Per sopperire all'idrogeno consumato nel processo, il gas di riciclo viene integrato con gas ad alto contenuto di idrogeno proveniente dalla sezione di isomerizzazione. L'eventuale eccesso di gas del separatore viene inviato alla sezione di lavaggio del gas combustibile (Unita' di trattamento flussi acidi).

La fase liquida viene inviata alla colonna di strippaggio

dopo scambio di calore con il prodotto di fondo.

In questa colonna il prodotto viene liberato dall'idrogeno solforato mediante strippaggio. Il prodotto di testa colonna viene in parte condensato con refrigeranti ad aria ed acqua, raccolto in un ricevitore e riflussato a mezzo pompa in testa alla colonna, mentre la parte non condensata viene inviata alla sezione gas combustibile (Unità di trattamento flussi acidi).

Il prodotto di fondo, benzina desolforata, costituisce la carica alla sezione Isomerizzazione, dove viene inviata dopo refrigerazione.

Il calore al ribollitore della colonna di strippaggio viene fornito mediante circolazione di fluido scaldato in apposito forno.

C. Sezione Isomerizzazione della Benzina Leggera (PENEX)

La benzina di carica desolforata viene inviata al sistema di essiccamento costituito da due recipienti contenenti setacci molecolari di cui uno in esercizio e uno in rigenerazione.

La carica disidratata, aspirata da apposita pompa, viene miscelata con gas ricco di idrogeno e preriscaldata in due scambiatori con l'effluente reattori e successivamente portata alla temperatura di reazione (circa 150°C) in un ulteriore scambiatore dove scambia calore con apposito fluido di riscaldamento. Dopo questo scambiatore la carica mista viene inviata a due reattori posti in serie e contenenti catalizzatore al platino, dove hanno luogo le reazioni di isomerizzazione. L'effluente reattore, dopo scambio di calore con la carica, viene refrigerato ed inviato in un separatore ad alta pressione. In questo separatore si ottengono una fase gassosa ed una fase liquida.

La fase gassosa, ad alto contenuto di idrogeno, viene riciclata a mezzo di un compressore per miscelarsi con la carica. L'idrogeno consumato nel processo viene ripristinato inviando, sulla mandata del compressore di riciclo a mezzo di apposito compressore, un flusso controllato di gas ad alto contenuto di idrogeno proveniente dall'impianto di reforming catalitico (Ultraformer).

Questo gas, prima di essere immesso nell'impianto di Isomerizzazione, viene disidratato con un sistema analogo a quello della carica: due recipienti contenenti setacci

molecolari di cui uno in esercizio e uno in rigenerazione.

La fase liquida viene inviata in un separatore operante a pressione inferiore dove si ha nuovamente separazione di due fasi. La fase gassosa, che contiene ancora un elevato contenuto di idrogeno, viene inviata quale gas di integrazione alla sezione desolforazione, previo lavaggio caustico e con acqua.

La fase liquida alimenta la colonna di stabilizzazione previo scambio di calore con il prodotto di fondo.

L'effluente testa stabilizzatrice viene in parte condensato mediante refrigeranti ad aria ed acqua, raccolto in un ricevitore e riflussato a mezzo pompa in testa alla colonna, mentre la parte non condensata viene inviata alla rete gas combustibile previo lavaggio caustico.

Il prodotto di fondo stabilizzatrice, dopo scambio con la carica, viene refrigerato ed inviato ai serbatoi di stoccaggio. Il calore al ribollitore della colonna stabilizzatrice viene fornito mediante circolazione di fluido scaldato in apposito forno o mediante vapore.

Per la rigenerazione dei setacci molecolari un'aliquota del prodotto di fondo stabilizzatrice viene prelevata, vaporizzata in apposito scambiatore di calore ed inviata, quale fluido di rigenerazione, al recipiente contenente il setaccio molecolare esaurito.

L'effluente dal recipiente viene condensato ed unito al prodotto che viene inviato allo stoccaggio.

DESOLFORAZIONE DISTILLATI

CICLO DI LAVORAZIONE

L'impianto e' costituito da tre sezioni :

- A. Una sezione di desolforazione catalitica
- B. Una sezione di assorbimento idrogeno solforato
- C. Una sezione di conversione dell'idrogeno solforato in zolfo liquido

A. Sezione di desolforazione catalitica

L'impianto desolfora gasolio atmosferico leggero e pesante, petrolio e gasolio proveniente dall'unita' di viscosificazione singolarmente o in miscela opportuna essendo dotato di due circuiti di reazione.

Le cariche, provenienti direttamente dalle unita' di produzione e/o dai serbatoi di stoccaggio, vengono inviate a mezzo pompe agli scambiatori di calore con gli effluenti dei reattori dove vengono riscaldati alla temperatura di circa 270°C.

Quindi passano ai forni dove vengono portati alla temperatura di 300-360°C, con miscelazione di gas di ricircolo ricco di idrogeno, pompato da appositi compressori, a valle o a monte dei forni di riscaldamento.

Dopo la miscelazione con gas di riciclo, le cariche passano in due reattori contenenti catalizzatori al cobalto-molibdenu e nichel-molibdenu dove i composti solforati vengono ridotti ad idrogeno solforato.

La temperatura di reazione e' compresa tra i 300/360°C e la pressione e' di 45 Kg/cmq.

All'uscita dai reattori gli effluenti vengono inviati ai

rispettivi treni di scambio ed infine in due diversi separatori ad alta pressione.

Dal fondo dei separatori, il prodotto viene convogliato in un secondo separatore a media pressione e da qui allo stripper, previo scambio di calore con il prodotto in uscita dalla colonna.

Dallo stripper, dove vengono separate le frazioni leggere e l'idrogeno solforato, il prodotto mediante apposita pompa, viene inviato ai serbatoi di raccolta, previo scambio di calore con la carica allo stripper, successivo raffreddamento in refrigerante ad aria, in un refrigerante ad acqua ed in un sistema di essiccamento a mezzo filtri.

L'effluente dalla testa dello stripper viene condensato in condensatore ad aria e convogliato in un accumulatore. Parte del liquido viene reflussato in testa alla colonna, l'eccedenza viene inviata ad una delle frazionatrici degli impianti di distillazione primaria.

L'idrogeno consumato dal processo, proveniente da un impianto di arricchimento a setacci molecolari, viene integrato con un apposito compressore direttamente nel circuito di reazione.

B. Sezione assorbimento idrogeno solforato

I gas che si liberano dall'accumulatore testa stripper vengono inviati sul fondo di una colonna assorbitrice a bassa pressione in controcorrente ad una soluzione di dietanolammina.

I gas uscenti dalla testa, dopo aver ceduto l'idrogeno solforato all'ammina, passano in un accumulatore dal quale vengono aspirati da appositi compressori e inviati alla rete gas combustibile.

L'idrogeno separatosi dall'effluente reattore nei separatori ad alta pressione, entra nel fondo di una colonna di assorbimento ad alta pressione, dove cede l'idrogeno solforato ad una soluzione di dietanolammina.

L'idrogeno uscente dalla testa della colonna passa nell'accumulatore dal quale viene aspirato da appositi compressori che lo rimettono in ciclo.

I gas che si separano dal separatore a media pressione, vengono convogliati sul fondo di una colonna di assorbimento a media pressione dove cedono l'idrogeno solforato ad una soluzione di dietanolammina e, dalla testa della colonna, immessi nel sistema del gas combustibile. La soluzione di dietanolammina in uscita dalle tre colonne di assorbimento, ricca di idrogeno solforato, si raccoglie sul fondo della colonna di assorbimento a media pressione. Da qui la soluzione va, per pressione, alla colonna di rigenerazione previo scambio di calore con la soluzione rigenerata.

Dopo essersi liberata dall'idrogeno solforato, la soluzione rigenerata viene inviata agli scambiatori di calore con l'ammina da rigenerare e quindi alle pompe che la rimettono in ciclo attraverso un refrigerante ad aria.

L'idrogeno solforato che si libera dalla colonna di rigenerazione, dopo raffreddamento in un refrigerante ad aria, giunge ad un separatore. Il liquido che si separa viene reflussato in testa alla colonna rigeneratrice dell'ammina, mentre l'idrogeno solforato viene inviato all'impianto per la produzione dello zolfo.

C. Sezione di conversione dell'idrogeno solforato in zolfo liquido

Il gas acido, ricco di idrogeno solforato proveniente dall'impianto di desolfurazione del gasolio, viene inviato al bruciatore dell'impianto zolfo.

Un compressore manda al bruciatore l'aria necessaria per la combustione di un terzo dell'idrogeno solforato disponibile.

Un regolatore provvede a mantenere costante questa proporzione.

La combustione dell'idrogeno solforato da' luogo ad anidride solforosa che combinandosi con il restante idrogeno solforato da' luogo a formazione di zolfo elementare.

Dopo la reazione avvenuta nella camera di combustione, i prodotti della combustione cedono calore all'acqua della caldaia e passano ad una temperatura di circa 150°C in un primo separatore che raccoglie lo zolfo prodotti.

L'effluente gassoso dal primo separatore passa in un reattore contenente un catalizzatore di bauxite alla temperatura di 220°C dove procede la reazione di formazione dello zolfo.

Un by-pass fra l'ingresso reattore ed il secondo giro fumi della caldaia da' la possibilita' di regolare la temperatura al livello prestabilito.

L'effluente dal primo reattore, cede nuovamente calore alla caldaia, quindi passa in un secondo separatore dove deposita lo zolfo formatosi nel reattore.

L'effluente dal secondo separatore passa a 220°C, attraverso il secondo reattore, di nuovo in caldaia e quindi nel terzo separatore dove si raccoglie lo zolfo formatosi. I gas residui a questo punto vengono inceneriti nella camera di combustione del forno di reazione.

I tre separatori sono posti in un unico serbatoio nel quale si deposita lo zolfo liquido prodotto, dai primi due per troppo pieno e nel terzo, costituente il serbatoio stesso, direttamente.

Essendo le reazioni esotermiche, si rende necessario il raffreddamento dei prodotti di reazione. Cio' si ottiene con due passaggi successivi nella caldaia.

Il calore, ceduto dall'effluente dalla camera di combustione e dai due reattori, consente la produzione di 1500-1700 Kg/h di vapore, alla pressione di 4 Kg/cmq. Tale vapore viene utilizzato in parte per mantenere lo zolfo allo stato liquido nel serbatoio di stoccaggio e in parte per integrare il vapore della rete usi tecnologici di raffineria.

VISBREAKER

CICLO DI LAVORAZIONE

L'unita' e' costituita da quattro sezioni:

- A. Una sezione di viscoriduzione del residuo atmosferico (Visbreaking).
- B. Una sezione di stabilizzazione e ridistillazione della benzina totale.
- C. Una sezione di saturazione diolefine.
- D. Una sezione di generazione energia elettrica a recupero mediante espansione e condensazione di vapore acqueo, prodotto nella sezione di viscoriduzione.

A. Sezione di viscoriduzione del residuo atmosferico

Il residuo atmosferico, prelevato dalle esistenti unita' di distillazione atmosferica e/o da serbatoio, sotto controllo di portata, viene inviato a due forni disposti in parallelo, dopo scambio di calore con le correnti prodotte nella colonna di frazionamento principale. Nei forni avvengono reazioni di piroscissione controllata che convertono parzialmente il residuo atmosferico in una gamma di prodotti piu' leggeri che vanno dai gas incondensabili alla benzina, al cherosene ed al gasolio. Il residuo restante presenta caratteristiche di viscosita' e di scorrimento in linea con le specifiche doganali e commerciali degli oli combustibili.

L'effluente forno viene raffreddato mediante iniezione di residuo proveniente dalla colonna di frazionamento, per arrestare le reazioni di piroscissione. Il flusso totale cosi' ottenuto alimenta la colonna di frazionamento, dalla

quale si estraggono nell'ordine:

- gas incondensabili e vapori di benzina dalla testa;
- cherosene come frazione laterale;
- gasolio come frazione laterale;
- residuo dal fondo.

I primi, gas incondensabili, piu' i vapori di benzina vengono raffreddati ed inviati in un accumulatore dove si separano in due fasi.

La fase liquida viene in parte riciclata alla colonna quale riflusso, la restante e' miscelata con la fase gassosa, dopo che e' stata aspirata e compressa da apposito compressore.

La corrente cosi' formata viene successivamente raffreddata con refrigeranti ad aria ed acqua ed inviata in un separatore, dove si ha separazione di una fase liquida ed una gassosa. La fase liquida alimenta la colonna di stabilizzazione, mentre la fase gassosa, gas incondensabili con idrogeno solforato, e' inviata all'Unita' di trattamento flussi acidi.

I prodotti laterali vengono inviati alle rispettive colonne di strippaggio con vapore; il residuo viene strippato dal vapore immesso al fondo della colonna stessa.

B. Sezione di stabilizzazione e ridistillazione

La fase liquida proveniente dal separatore della colonna di frazionamento, alimenta la colonna di stabilizzazione. Da questa colonna si ottengono di testa i gas incondensabili etano e piu' leggeri, ed i gas condensabili propano, propilene, butano e butileni.

I gas incondensabili, che contengono idrogeno solforato, vengono inviati alla successiva sezione di lavaggio con ammine, mentre i secondi, dopo condensazione, vengono inviati alla sezione recupero gas dell'esistente impianto di distillazione primaria Crude Unit No. 1, e quindi unitamente agli analoghi prodotti della distillazione, all'esistente trattamento chimico di addolcimento (Merox).

Dal fondo colonna si ottiene la benzina totale stabilizzata che alimenta la sezione di saturazione diolefine. La benzina totale dopo il trattamento selettivo di saturazione delle diolefine alimenta la colonna di ridistillazione.

Questa colonna opera la separazione della benzina totale in due frazioni: la frazione di testa, leggera, che viene inviata all'esistente impianto di addolcimento benzine (Mercox) e la frazione pesante, di fondo, che viene inviata agli impianti di riforma catalitica.

C. Sezione di saturazione diolefine

La saturazione delle diolefine e' un processo catalitico e viene eseguito in un reattore riempito di catalizzatore a base di palladio. Si tratta di un'operazione delicata in quanto si richiede la saturazione pressoché totale delle diolefine contemporaneamente ad una idrogenazione minima delle monoolefine; quest'ultima infatti produrrebbe una non desiderata diminuzione del numero di ottano della frazione leggera.

La sezione e' progettata per trattare 13,3 mc/h di benzina totale stabilizzata e comprende:

- i) un circuito di reazione
- ii) un circuito di raffreddamento dei prodotti di reazione e separazione gas.

i) Circuito di reazione

La benzina da Visbreaker e' pompata dal fondo della colonna di stabilizzazione e viene miscelata con il flusso gassoso ricco di idrogeno proveniente dal compressore di ricircolo. La miscela di reazione così ottenuta viene preriscaldata in uno scambiatore a fascio tubiero per mezzo dell'effluente dal reattore; viene poi ulteriormente riscaldata per mezzo di olio caldo prelevato dall'esistente sistema hot oil. Questo in fase di avviamento, perché a regime, per l'esotermicità della reazione, e' sufficiente il solo scambio effluente reattore/carica.

La miscela benzina e idrogeno portata alle condizioni di pressione e temperatura ottimali per la reazione, viene inviata nel reattore contenente catalizzatore a base di palladio.

ii) Circuito raffreddamento prodotti e separazione dei gas

Usciti dal reattore i prodotti di reazione vengono raffreddati in modo da bloccare le successive reazioni di idrogenazione delle monoolefine. Il raffreddamento poi continua fino a 35°C.

La miscela dei prodotti di reazione dopo raffreddamento viene immessa in un separatore in cui si separa una fase liquida da una fase gassosa costituita essenzialmente dall'eccesso di idrogeno usato nella reazione e da una parte idrocarburica trascinata.

Alla corrente gassosa separata viene miscelato l'idrogeno fresco a reintegro dell'idrogeno consumato nella reazione.

Il gas ricco di idrogeno viene poi alimentato ai compressori di riciclo che lo portano ad una pressione sufficientemente alta per poter essere miscelato alla benzina da Visbreaker fresca in carica all'unità'.

Il liquido raccolto nel separatore ad alta pressione va sotto controllo di livello ad un successivo separatore gas-liquido a bassa pressione. Si ottiene un'ulteriore liberazione di gas per effetto dell'abbassamento di pressione.

La fase liquida ottenuta che è la benzina da Visbreaker trattata, viene pompata alla colonna di ridistillazione; la fase gassosa viene aspirata dal compressore esistente sull'unità' Visbreaker.

D. Sezione di produzione energia elettrica a recupero

Dal bilancio termico della sezione di viscoriduzione (forno e frazionatrice) si rendono disponibili elevate quantità di calore. In accordo con i criteri di conservazione dell'energia, il recupero di questo calore viene massimizzato ed utilizzato per quanto possibile per preriscaldare la carica al forno e l'esubero per generare energia elettrica a recupero.

Cio' avviene mediante la produzione di vapore a media pressione e sua espansione a condensazione in una turbina, la quale aziona un generatore elettrico della potenzialità di circa 3.750 KVA.

Per la condensazione del vapore vengono utilizzati refrigeranti ad aria.

UNITA' DI TRATTAMENTO FLUSSI ACIDI

CICLO DI LAVORAZIONE

L'unita' e' costituita da tre sezioni:

- A. Una sezione di trattamento gas incondensabili acidi
- B. Una sezione di conversione idrogeno solforato in zolfo liquido
- C. Una sezione di trattamento condense acide

A. Sezione di trattamento gas incondensabili acidi

La sezione opera la rimozione dell'idrogeno solforato dai flussi di gas incondensabili acidi provenienti dalle seguenti unita' :

unita' di distillazione atmosferica Topping 2:
- gas di testa stabilizzatrice

unita' di distillazione atmosferica Crude Unit No. 1:
- gas da separatore di ricontatto
- gas di testa deetanatrice
- gas di testa stabilizzatrice

unita' di Reforming n. 1:
- gas di sfioro separatore desolforazione
- gas di sfioro testa stripper

unita' di Reforming n. 2:
- gas di sfioro separatore desolforazione
- gas di sfioro testa stripper

unita' desolforazione distillati:
- gas di spurgo degli adsorbitori (PSA)

unita' di Isomerizzazione:

- gas di sfioro separatore desolforazione
- gas di sfioro testa stripper

unita' di Viscoriduzione:

- gas di sfioro accumulatore di ricontatto
- gas di sfioro testa stabilizzatrice

I gas sono inviati ad una colonna di lavaggio per assorbire l'idrogeno solforato con ammina.

Da questa colonna si ottengono di testa i gas incondensabili che, privi di idrogeno solforato, alimentano la rete gas combustibile.

Il fondo della colonna di lavaggio, contenente la soluzione amminica ricca di idrogeno solforato, viene inviato alla colonna di rigenerazione. In questa, mediante riscaldamento, l'idrogeno solforato viene rimosso come gas di testa ed inviato all'impianto di conversione in zolfo elementare. La soluzione amminica rigenerata viene ricircolata alla colonna di assorbimento.

B. Sezione conversione idrogeno solforato in zolfo liquido

Il gas acido, ricco di idrogeno solforato proveniente dalla sezione di lavaggio gas incondensabili, viene inviato al bruciatore dell'impianto zolfo.

Un compressore manda al bruciatore l'aria necessaria per la combustione di un terzo dell'idrogeno solforato disponibile.

La combustione dell'idrogeno solforato da' luogo ad anidride solforosa che combinandosi con il restante idrogeno solforato da' luogo a formazione di zolfo elementare.

Un regolatore, corredato di analizzatore continuo del gas di coda, provvede a mantenere costante il rapporto idrogeno solforato/anidride solforosa.

Dopo la reazione avvenuta nella camera di combustione, i prodotti della combustione cedono calore all'acqua della caldaia e passano ad una temperatura di circa 150°C in un primo separatore che raccoglie lo zolfo prodottosi.

L'effluente gassoso dal primo separatore passa in un reat-

tore contenente un catalizzatore di bauxite alla temperatura di 220°C. Un by-pass fra l'ingresso reattore ed il secondo giro fumi della caldaia da' la possibilita' di regolare la temperatura al livello prestabilito.

L'effluente, uscendo dal primo reattore, passa in uno scambiatore dove cede calore al flusso in ingresso al secondo reattore, viene inviato ad un condensatore e quindi in un secondo separatore dove deposita lo zolfo formatosi nel reattore.

L'effluente dal secondo separatore, dopo scambio termico con l'uscita dal primo reattore, passa a 220°C attraverso il secondo reattore, viene inviato in un secondo condensatore e quindi al terzo separatore dove si raccoglie lo zolfo formatosi. I gas residui vengono convogliati all'inceneritore. La regolazione di temperatura in ingresso al secondo reattore e' assicurata da un by-pass sul lato freddo dello scambiatore con l'uscita dal primo reattore.

Essendo le reazioni esotermiche, si rende necessario il raffreddamento dei prodotti di reazione. Cio' si ottiene con i condensatori che vengono alimentati con acqua demineralizzata.

Il calore, ceduto dall'effluente dalla camera di combustione e dai due reattori, consente la produzione di 3.500 Kg/h di vapore, alla pressione di 4 Kg/cmq. Tale vapore viene utilizzato in parte per mantenere lo zolfo allo stato liquido nel serbatoio di stoccaggio e in parte ad integrare il vapore della rete usi tecnologici di raffineria.

Lo zolfo prodotto giornalmente viene stoccato in appositi serbatoi, dai quali viene direttamente caricato sulle autobotti che lo trasportano ai luoghi di impiego.

F. Sezione di trattamento condense acide

Le condense provenienti da varie parti dell'unita' di viscoriduzione e contenenti idrogeno solforato, dell'ordine di parti per milione (condense acide), vengono raccolte in un accumulatore al fine di evitare la dispersione nelle acque reflue di raffineria.

In questo accumulatore vengono inviate anche le condense prodotte dagli impianti di distillazione atmosferica e desolforazione distillati.

Dall'accumulatore esse vengono prelevate ed inviate ad una colonna ove vengono trattate con vapore. Dalla testa della colonna fuoriescono i gas contenenti idrogeno solforato che vengono combusti in apposito inceneritore.

Il fondo della colonna, costituito da condensa priva di idrogeno solforato, viene raffreddato e scaricato in fogna o utilizzata come acqua di lavaggio nei desalters.

A questa sezione e' stata affiancata una sezione gemella, il cui completamento e' in corso, per assicurare una maggior capacita' di trattamento e in ogni caso assicurare un esercizio continuo del sistema.

SERVIZI GENERALI

CENTRALE TERMOELETRICA

E' costituita dai seguenti generatori di vapore :

No. 2 caldaie	Tipo	a tubi d'acqua
	Costruttore	Tosi
	Superficie	540 mq.
	Produzione max	24 t/h
	Pressione vapore uscita	45 Kg/cm ^q
	Temperatura vapore uscita	450°C
	Economizzatore	superficie 440 mq
	Surriscaldatore	superficie 134 mq
	Combustibile	fuel oil e fuel gas
	Anno di installazione	1957
No. 1 caldaia	Tipo	a tubi d'acqua
	Costruttore	Macchi
	Superficie	800 mq
	Produzione max	60 t/h
	Pressione vapore uscita	45 Kg/cm ^q
	Temperatura vapore uscita	450°C
	Preriscaldatore d'aria	tipo Ljungstrom
		superficie 1080 mq
	Surriscaldatore	superficie 143 mq
	Combustibile	fuel oil e fuel gas
Anno di installazione	1972	

e dai seguenti gruppi generatori di energia elettrica:

No. 2 gruppi (TG1 - TG2) composti da :

Turbina a vapore	Tipo derivazione e condensazione	
	Costruttore	Tosi
	Numero di giri	6000 g/1'
	Pressione vapore amm.	43 Kg/cm ^q
	Pressione vapore deriv.	12 Kg/cm ^q
	Temperatura vapore amm.	440°C
	Condensatore	superficie 160 mq
		consumo acqua 450 mc/h

Alternatore	Costruttore	Elin Union
	Modello	SV 20004
	Numero di giri	1500 g/1'
	Potenza	3000 KVA
	Tensione	6,3 KV a 50 Hz

Anno di installazione dei gruppi : 1957
 Gli alternatori sono stati riavvolti per tensione 6,3 KV nel 1967.

No. 1 gruppo (TG3) composto da :

Turbina a vapore	Tipo a contropressione	
	Costruttore	CNTR
	Numero di giri	10000 g/1'
	Pressione vapore amm.	43 Kg/cmq
	Pressione vapore scarico	12 Kg/cmq
	Temperatura vapore amm.	440°C

Alternatore	Costruttore	Elin Union
	Modello	SV-740 W/4
	Numero di giri	1500 g/1'
	Potenza	3150 KVA
	Tensione	6,3 KV a 50 Hz

Anno di installazione del gruppo: 1972

No. 1 gruppo (DGE) Diesel di emergenza composto da :

Motore Diesel	Costruttore	MAN
	Tipo a 16 cilindri a "V" - 4 tempi	
	Modelli	V8 V16/18 TLS
	Numero di giri	1500 g/1'

Alternatore	Costruttore	Siemens
	Modello	FA 3/337
	Numero di giri	1500 g/1'
	Potenza	1200 KVA
	Tensione	6,3 KV a 50 Hz

Anno di installazione del gruppo: 1970

La produzione di vapore a 12 Kg/cmq e l'energia elettrica sono integrate dal gruppo installato nell'area dell'unita' di viscoriduzione.

La generazione del vapore a media pressione avviene utilizzando il calore del residuo visbrecato in due scambiatori E 606 A/B.

Pressione	12,5 Kg/cm ^q
Produzione max complessiva	18 t/h
Calore assorbito	8,6 MM Kcal/h x 2
Superficie	180 mq x 2
Il surriscaldatore del vapore prodotto e' costituito da due serpentini (uno per ogni sezione del forno F 601 A/B).	
Calore assorbito	0,76 MM Kcal/h x 2
Temperatura ingresso	194°C
Temperatura uscita	350°C
Superficie	870 mq x 2

No. 1 gruppo (TG4) installato vicino all'area dell'impianto Visbreaker composto da:

Turbina a vapore Tipo a condensazione		
Costruttore	CNTR	
Numero di giri	8000 g/1'	
Pressione vapore amm.	12,5 Kg/cm ^q	
Temperatura vapore amm.	350°C	
Condensatore:	costruttore GEA	
	tipo refrigerante ad aria	
	superficie 21330 mq	
Alternatore		
Costruttore	Marelli	
Modello	SGB-710-S4K	
Numero di giri	1500 g/1'	
Potenza	3750 KVA	
Tensione	6,3 KV a 50 Hz	

Anno di installazione del gruppo: 1982

Completano la produzione di vapore a 12 Kg/cm^q le seguenti caldaie:

Unita' di reforming catalitico No. 1		
No. 1 caldaia	Tipo a recupero calore forno F102	
	Costruttore	Nuovo Pignone
	Superficie	55 mq
	Produzione max	3,4 t/h
	Pressione vapore uscita	12 Kg/cm ^q
	Temperatura vapore uscita	190°C

Unita' di reforming catalitico No. 2

No. 1 caldaia	Tipo a recupero calore forni 2F-2A/B/C	
	Costruttore	Heurley
	Superficie surriscaldatore	57 mq
	Superficie generatore	776 mq
	Produzione max	16,1 t/h
	Pressione vapore uscita	11,1 Kg/cm ²
	Temperatura vapore uscita	230°C

Nelle sezioni ricupero zolfo No. 1 e No 2 viene prodotto vapore a 3,5 Kg/cm² nelle seguenti caldaie :

No. 1 caldaia	Tipo WEBB	
	Costruttore	Boiler Engineering & Supply
	Superficie	61 mq
	Produzione max	1,25 t/h
	Pressione vapore uscita	3,5 Kg/cm ²
	Temperatura vapore uscita	145°C

No. 1 caldaia	Costruttore	
		Carmeccanica
	Superficie	54 mq
	Produzione max	2,93 t/h
	Pressione vapore uscita	3,5 Kg/cm ²
	Temperatura vapore uscita	147°C

SISTEMA DISTRIBUZIONE ACQUA

a) Acqua di raffreddamento

In ciclo chiuso: costituito da una torre di raffreddamento a due celle da 700 mc/h ciascuna per la centrale termoelettrica e da una torre di raffreddamento a quattro celle da 700 mc/h ciascuna per gli impianti

b) Acqua prelevata dai pozzi

Alimenta l'impianto di demineralizzazione della CTE piu' altri utilizzi minori (make-up torri).

c) Acqua potabile

L'acqua potabile e' fornita esclusivamente dall'acquedotto municipale.

SISTEMA TRATTAMENTO ACQUE DI SCARICO

Il sistema di trattamento delle acque di scarico e' costituito da :

1. Un separatore per gravita' tipo API, formato da tre vasche parallele.
2. Un separatore per gravita' tipo CPI (Corrugate Plate Interceptor) formato da due sezioni di piatti lamellari.
3. Un impianto di flocculazione e filtrazione (Microfloc).
4. Un impianto di trattamento biologico (Trickling Filter).
5. Un bacino di sedimentazione ed aereazione (Laguna).

FIACCOLA

DESCRIZIONE IMPIANTO

L'impianto convoglia gli effluenti provenienti dalle valvole di sicurezza e dalle valvole di sfioro di tutti gli impianti in torcia e pertanto costituisce il sistema di sicurezza principale della raffineria.

Gli effluenti hanno un peso molecolare variabile tra 50 e 100 e possono raggiungere, nel caso di emergenza piu' sfavorevole, una portata di 200 t/h.

L'impianto e' dimensionato per tale condizione di emergenza.

Lo schema dell'impianto di torcia e' riportato nello schema allegato n. C-SP-86013; da esso si evidenzia che gli effluenti vengono convogliati per mezzo di una tubazione di acciaio diametro 24" - spessore 9,52 mm, a un recipiente cilindrico ad asse orizzontale, ubicato vicino alla torcia, della capacita' di 64 mc., avente la funzione di separare il liquido dalla fase gassosa.

Il liquido viene recuperato e pompato a slop per essere rilavorato.

La fase gassosa esce dalla parte alta del recipiente e perviene sempre con una tubazione diametro 24" alla guardia idraulica alla base della torcia. La guardia idraulica ha un battente d'acqua di 305 mm., attraverso il quale il gas gorgoglia prima di salire entro la torcia.

La torcia e' costituita da un tubo diametro 24" di acciaio, spessore 9,52 mm. alto 61 m. sul piano di campagna, controventato da tre stralli in funi di acciaio a due diverse altezze.

Una scala alla marinara con varie piattaforme di riposo permette l'accesso alla sommita'.

La parte terminale e' costituita da un tubo del diametro di 24" in acciaio inox AISI 310 S dello spessore di 6 mm. avente un'altezza di ml. 3.00, flangiata all'estremita' inferiore e dotata nell'estremita' superiore di anello di ritenzione di fiamma e di dispositivo antivento.

Il terminale e' completo di:

- n. 15 ugelli alimentati con vapore a 11 Kg/cm², che costituiscono il dispositivo antifumo;
- n. 3 piloti continui del diametro di 2", anch'essi in acciaio inox AISI 310 S, completi ciascuno di termocoppie per la segnalazione a terra di pilota acceso/spento,
- n. 3 piloti accenditori del diametro di 1", che si inseriscono ciascuno nella parte terminale di un pilota continuo e permettono l'accensione da un pannello locale posto a terra.

Sul terminale e' installato il bruciatore di gas acido, del diametro di 3", dotato di n. 1 pilota continuo diametro 2", di n. 1 pilota accenditore diametro 1" e di termocoppia per la segnalazione a terra di pilota acceso/spento. Esso viene utilizzato per bruciare gas acido, convogliato alla torcia con un sistema del tutto indipendente, anche se simile a quello prima descritto: il gas acido proveniente dagli impianti, per mezzo di una tubazione diametro 4" - spessore 6,5 mm, raggiunge un recipiente della capacita' di 1,5 mc avente la funzione di separare il liquido dalla fase gassosa.

Il liquido viene recuperato e pompato a slop per essere rilavorato mentre il gas uscente dalla parte superiore del separatore viene convogliato alla sommita' della torcia. Alla base della torcia, al piano campagna, sono installati il pannello di accensione e quello di controllo del terminale.

Pannello di controllo

E' costituito da un telaio in profilato d'acciaio sul quale sono installate all'aperto le seguenti apparecchiature:

- N. 1 cassetta in esecuzione antideflagrante sul cui coperchio frontale sono poste:
 - n. 4 lampade verdi segnalazione piloti accesi
 - n. 1 lampada rossa segnalazione pilota (piloti) spento
 - n. 1 lampada rossa presenza tensione al quadro
 - n. 1 pulsante di accensione piloti accenditori
 - n. 1 pulsante di prova lampade
 - n. 1 interruttore generale

- N. 1 cassetta in esecuzione antideflagrante contenente il trasformatore d'accensione 220/6000 V per l'accensione dei piloti accenditori.

Pannello di accensione

E' costituito da un telaio in profilato d'acciaio, aperto, sul quale sono installate le seguenti apparecchiature:

- Tubazione del diametro di 1.1/2" con valvola di intercettazione a maschio, riduttore di pressione a manometro per la regolazione del fuel gas ai piloti continui. L'aria comburente si miscela al fuel gas in appositi venturi posti alla base della torcia.
- Tubazione del diametro di 1.1/2" con valvola di intercettazione a maschio, riduttore di pressione e manometro per la regolazione del fuel gas ai piloti accenditori.
- Tubazione del diametro di 1" con valvola di intercettazione a maschio, riduttore di pressione e manometro per la regolazione dell'aria compressa ai piloti accenditori.
- Dispositivo di miscelazione fuel gas/aria compressa ai piloti accenditori.
- Dispositivo di accensione della miscela fuel gas/aria compressa ai piloti accenditori, costituito da una candela di accensione ad alta tensione.
- Rubinetti a 3 vie per l'accensione separata dei piloti accenditori.

Sulla tubazione diametro 24" a valle di tutte le immissioni di effluenti dagli impianti, e' installato un misuratore di portata AGAR-REDLAND AUTOMATION, fornito dalla PREDA & RUDELLI mod. FM 713, costituito essenzialmente da un sensore inserito nella tubazione.

La misura della portata e' basata sulla misura delle perdite di calore di due termistori (resistenze a coefficiente di temperatura negativo) montati nel sensore in modo tale che uno sia esposto al flusso di gas mentre l'altro e' protetto dal gas ma in contatto termico con esso.

Regolazione della portata di vapore alla torcia

Attualmente la regolazione del vapore di smokeless e' manuale e viene eseguita per mezzo di un regolatore posto nella sala controllo impianti che comanda l'apertura della valvola regolatrice pneumatica del vapore.

Dati di progetto

Terminale diametro 24"

- portata max gas : 200.000 Kg/h
- peso molecolare : 90
- numero di mach : 0,30
- intensita radiaz. max incidente a terra: 1500 Btu/ft² hr
(4,7 KW/mq)
- consumo vapore smogless a 11.0 Kg/cm² : min 50 Kg/h
max 1200 Kg/h

Terminale diametro 3" gas acido

- portata di progetto : 2100 Kg/h
- portata max H₂S : 1700 Kg/h
- numero di mach : 0,24

SCHEMI DI PROCESSO

Di seguito si allegano gli schemi di processo relativi alle seguenti unita' :

Crude Unit No. 1	<ul style="list-style-type: none"> - dis. 300.0.50-101 dis. 300.0.50-102 dis. 1150.1.50-5
Topping No. 2	<ul style="list-style-type: none"> - dis. R-SP-81347
Ultrafiner-Ultraformer No. 1	<ul style="list-style-type: none"> - dis. GD-223/02-2002
Ultrafiner-Ultraformer No. 2	<ul style="list-style-type: none"> - dis. 2-00-50-101 dis. 2-00-50-102 dis. 2-00-50-103
Isomerizzazione	<ul style="list-style-type: none"> - dis. 1380-4-50-47 dis. 3-0-50-101
Desolforazione Distillati	<ul style="list-style-type: none"> - dis. R-53-85107 (2 fg)
Impianto recupero zolfo 1	<ul style="list-style-type: none"> dis. GD-66095
Visbreaker	<ul style="list-style-type: none"> - dis. GD-23E-04500 dis. 600-0-50-101
Unita' Trattamento Flussi Acidi	
Sezione trattamento gas acidi	<ul style="list-style-type: none"> - dis. GD-9E-04510
Impianto recupero zolfo 2	<ul style="list-style-type: none"> - dis. A-LPF-2904 (2 fg)
Sezione trattamento condense acide	<ul style="list-style-type: none"> - dis. GD-5E-04520 dis. 800-00-50-101
Fiaccola	<ul style="list-style-type: none"> - dis. C-SP-86013

EMISSIONI ALLA MASSIMA CAPACITA'

NOTA ESPLICATIVA E PLANIMETRIA PUNTI DI EMISSIONE

1. Identificazione impianti e camini consistenti con la numerazione riportata sulla planimetria generale dello stabilimento (Vedi dis. E-PL-89057 allegato).

Impianto	Codice Impianto	Codice Camino
Crude Unit No. 1	01	E01
Topping No. 2	02	E02
Ultraformer No. 1	03	E03
Ultraformer No. 2	04	E04
Isomerizzazione	05	E05
Desolforazione Distillati	06	E03
Visbreaker	07	E07
Trattamento Flussi Acidi	08	E07
Centrale Termoelettrica	10	E10
Trattamento acque di scarico	30	E30
Fiaccola	15	E15
Parco Serbatoi Raffineria	20	E20
Caricamento Prodotti Raffineria	25	E25
Parco Serbatoi Deposito	40	E40
Caricamento Prodotti Deposito	45	E45

2. Codici Prodotti

Nelle schede B1 e B2 - PRODOTTO, il codice prodotto/i va interpretato come l'insieme dei prodotti dell'impianto identificati dal codice del primo prodotto e dal codice dell'ultimo prodotto come riportati nella scheda A - Impianto produttivo.

Es.: Impianto 01 (Crude Unit No. 1) codice prodotti P11-P61 deve intendersi come l'insieme dei prodotti identificati singolarmente :

- gas combustibile acido	P 11
- GPL	P 21
- benzina	P 31
- kerosene	P 41
- gasolio	P 51
- residuo atmosferico	P 61