



DELIBERAZIONE NR. VI

-6344-

SEDUTA DEL

5.3.91

**L'ASSESSORE**  
Presidente: ~~Giuseppe GIOVENZANA~~ Michele Colucci

Presenti gli Assessori regionali:

~~Ugo FINETTI~~ - vice Presidente

~~Roberto BISCARDINI~~

Claudio BONFANTI

Vittorio CALDIROLI

Sergio CAZZANIGA

Michele COLUCCI

Luciano FORCELLINI

Serafino GENEROSO.

Ferruccio GUSMINI

Giancarlo MORANDI

Andrea PARINI

Giovanni ROSSI

Piero SAROLLI

Antonio SIMONE

Giovanni VERGA

Francesco ZACCARIA

Con l'assistenza del Segretario: Giuseppe DI GIUGNO

Su proposta dell'Assessore:

**AMBIENTE ED ECOLOGIA**

OGGETTO:

Legge 13/7/66 n°615 e D.P.R. 24/5/88  
n°203 art 17.

Trasmissione al Consiglio del parere per il Ministero dell'Industria del Commercio e dell'Artigianato relativo al progetto di modifica dell'impianto di Cracking Catalitico (FCC) della ditta Agip Raffinazione, Stabilimento di Sannazzaro de' Burgondi (Pv).

Fasc. 19/63135



Vista la richiesta del Ministero dell'Industria del Commercio e dell'Artigianato n. 612365 del 26/7/90 relativa al progetto di modifiche all'impianto di cracking catalitico della Società Agip Raffinazione per lo stabilimento di Sannazzaro de Burgondi (Pv).

Visto che l'esistente impianto ha una capacità di 30.000 BPSD (187 t/h) e si intende portarlo a 34.000 BPSD incrementando dal 70 al 80% il grado di conversione della carica verso i prodotti più pregiati e leggeri con aumento della capacità di rigenerazione del catalizzatore e riduzione delle polveri di catalizzatore in emissione. Restano invariate le parti fondamentali quali il reattore, il rigeneratore, la colonna di frazionamento principale. L'incremento di capacità si ottiene dalla sostituzione ed adeguamento di apparecchiature ausiliarie e dall'utilizzo di nuove tecnologie.

L'aumento di capacità comporta un aumento della carica agli impianti Zolfo da 120 a 130 t/g e della quota di acqua acida agli stripper da 21 a 26 t/h. La capacità degli impianti Zolfo 2- Zolfo 3 e della sezione Scot è di 160 t/g.

Visto che l'unità Cracking Catalitico consiste in due sezioni:

- a- Sezione catalitica
  - a1 Preriscaldamento e reazione;
  - a2 Generazione vapore.

b- Sezione di frazionamento e concentrazione gas.

a1  
La carica proveniente da stoccaggio o dal vacuum è alimentata al polmone. Mediante un treno di scambio con i prodotti caldi viene alimentata al reattore (Riser).

Esiste un forno di preriscaldamento da 9,37 Gcal/h che di solito non viene esercitato. E' collegato al camino S01 alto 60 metri, con diametro di 3,6 m.

Nel reattore la carica si miscela al catalizzatore proveniente dal rigeneratore a 650°C ed avviene la reazione di vaporizzazione e cracking.

Al termine del Riser avviene la separazione del catalizzatore in un gruppo di due cicloni a doppio stadio.

I prodotti a circa 500°C alimentano la colonna principale di frazionamento.

Il catalizzatore fluisce attraverso uno stripper a vapore al rigeneratore dove si brucia il coke depositatosi mediante aria insufflata.

a2  
I gas di combustione del rigeneratore contengono fino al 4% in CO. Vengono alimentati al CO-Boiler dove nella sezione di combustione si brucia il CO a CO2 con ausilio di un combustibile di supporto (gas o olio).



Nella sezione di recupero termico si produce vapore surriscaldato a 16 Kg/cm<sup>q</sup> e 280°C.

I gas uscenti a circa 270°C verranno inviati al precipitatore elettrostatico per abbattere le polveri di catalizzatore a 50 mg/Nmc e quindi smaltiti tramite l'esistente camino S05 alto 50 metri con diametro di 2,3 m.

**b**  
Il prodotto di cracking viene frazionato e poi raffreddato in scambiatori con produzione di vapore e preriscaldamento della carica. Dal frazionamento si ottengono i prodotti:

- Fondo colonna (F.C.).
- Olio ciclico pesante (H.C.O.) che viene ricircolato in colonna.
- Olio ciclico leggero (L.C.O.).
- Nafta
- Testa colonne (benzine, G.P.L., gas).

Queste frazioni vengono ulteriormente suddivise.

In particolare dall'accumulatore di testa si elimina la condensa del vapor d'acqua che viene inviata a strippaggio negli impianti SWS1/SWS2.

La frazione gassosa dell'accumulatore tramite compressore e recupero fasi liquide sono inviati alla sezione del lavaggio con soluzione amminica per rimuovere l'H<sub>2</sub>S presente.

Il G.P.L. viene inviato alla sezione Merox per rimuovere i prodotti solforati.

#### CO-Boiler

E' in grado di produrre 60 t/h di vapore surriscaldato a 280°C e 16 kg/cm<sup>q</sup>.

Ha una potenzialità di 41,7 Gcal/h (calore ceduto al vapore).

E' in gran parte calore di recupero.

Brucia CO e come combustibili ausiliari fuel gas con p.c.i. 12500 Kcal/Kg e zolfo max 300 ppm o olio con p.c.i. 9600 Kcal/kg e zolfo max 2%.

La quota di calore dovuta ai combustibili ausiliari è di 9,6 Gcal/h.

#### CaminoS05

E' alto 50 metri con diametro di 2,3 m.

La velocità dei fumi è di circa 20 m/s alla T° di 260°C.

#### Emissioni

Avvengono solo dal rigeneratore del catalizzatore e quindi dal CO-Boiler. La portata max è di 150.000 Nmc/h.

#### **a- Ossidi di azoto**

Si generano nella combustione del coke sul catalizzatore e del CO nel CO Boiler.

Nel rigeneratore la T° è sotto i 760°C, nel CO-Boiler la T° è compresa tra 900° e 1000°C.

Una parte degli NOX deriva anche dall'azoto contenuto nel combustibile.



Si ritiene di rispettare un limite di 500 mg/Nmc.

**b- Polveri**

A valle del CO-Boiler verrà installato un filtro elettrostatico a tre campi con una tensione di circa 70 kV.  
Si ritiene di rispettare un limite di 50 mg/Nmc;

**c- Biossido di zolfo**

Una piccola quota deriva dal combustibile di supporto, 300 Kg/h di O.C. e 540 Kg/h di gas per un totale di circa 12 kg/h.

La maggior parte deriva dalla combustione dello zolfo contenuto nel coke depositato sul catalizzatore per un totale di circa 218 kg/h.

Complessivamente l'emissione sarà di circa 230 kg/h.

La raffineria studierà sistemi quali l'uso di additivi in grado di ridurre questa emissione.

Per non incrementare le emissioni complessive di SO<sub>2</sub> della raffineria fissate in circa 1165 kg/h l'impianto Zolfo 2 (potenzialità di 60t/g) verrà collegato all'impianto Scot che è in grado di garantire un incremento del recupero dello zolfo fino al 99,5%, risultato effettivamente ottenuto rispetto ad una resa attesa del 98,5%.

Complessivamente le emissioni da tutta la raffineria saranno:

- da combustione nei forni e centrale termoelettrica:

18 kg/h da F.G.

862 kg/h da O.C.;

- da impianto F.C.C

218 kg/h dal processo

12 kg/h da combustione;

- da recupero zolfo.

54 kg/h con carica effettiva di 130 t/g e recupero del 99,5%.

- totale

1164 kg/h.

**Rese**

A lavori ultimati le rese percentuali in peso in funzione dei grezzi lavorati varieranno tra

|                   |      |      |
|-------------------|------|------|
| G.P.L.            | 1,4  | 3,4  |
| Benzine           | 21,1 | 31,1 |
| Kerosene          | 4    | 11   |
| Gasoli            | 30,5 | 40,5 |
| Oli comb.         | 16   | 26   |
| Bitumi            | 1    | 2,5  |
| Consumi e perdite | 6,4  | 7,2  |
| Zolfo             | 0,2  | 0,5  |

Visto che il Comitato Regionale contro l'inquinamento atmosferico ex art.2 L.R. 13/7/84 n° 35 nella seduta del 19/12/90 ha espresso parere favorevole al progetto alle condizioni riportate in delibera.

Ricordati gli adempimenti previsti dall'art.8 nonché 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 Pavia 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.

IL PRESIDENTE  
F.to Colucci



IL SEGRETARIO  
F.to Di Giugno

p.c.c.

IL SEGRETARIO

AMBIENTE ED ECOLOGIA

Legge 13/7/66 n°615 e D.P.R. 24/5/88  
n°203 art 17.

Parere per il Ministero dell'Industria  
del Commercio e dell'Artigianato rela-  
tivo al progetto di modifica dell'im-  
pianto di Cracking Catalitico (FCC)  
della ditta Agip Raffinazione, Stabi-  
limento di Sannazzaro dé Burgondi  
(Pv).

Fasc. 19/63135

Vista la richiesta del Ministero dell'Industria del Commercio e dell'Artigianato n. 612365 del 26/7/90 relativa al progetto di modifiche all'impianto di cracking catalitico della Società Agip Raffinazione per lo stabilimento di Sannazzaro de Burgondi (Pv).

Visto che l'esistente impianto ha una capacità di 30.000 BPSD (187 t/h) e si intende portarlo a 34.000 BPSD incrementando dal 70 al 80% il grado di conversione della carica verso i prodotti più pregiati e leggeri con aumento della capacità di rigenerazione del catalizzatore e riduzione delle polveri di catalizzatore in emissione.

Restano invariate le parti fondamentali quali il reattore, il rigeneratore, la colonna di frazionamento principale. L'incremento di capacità si ottiene dalla sostituzione ed adeguamento di apparecchiature ausiliarie e dall'utilizzo di nuove tecnologie.

L'aumento di capacità comporta un aumento della carica agli impianti Zolfo da 120 a 130 t/g e della quota di acqua acida agli stripper da 21 a 26 t/h. La capacità degli impianti Zolfo 2- Zolfo 3 e della sezione Scot è di 160 t/g.

Visto che l'unità Cracking Catalitico consiste in due sezioni:

a- Sezione catalitica  
a1 Preriscaldamento e reazione;  
a2 Generazione vapore.

b- Sezione di frazionamento e concentrazione gas.

a1

La carica proveniente da stoccaggio o dal Vacuum è alimentata al polmone. Mediante un treno di scambio con i prodotti caldi viene alimentata al reattore (Riser).

Esiste un forno di preriscaldamento da 9,37 Gcal/h che di solito non viene esercitato. È collegato al camino S01 alto 60 metri, con diametro di 3,6 m.

Nel reattore la carica si miscela al catalizzatore proveniente dal rigeneratore a 650°C ed avviene la reazione di vaporizzazione e cracking.

Al termine del Riser avviene la separazione del catalizzatore in un gruppo di due cicloni a doppio stadio.

I prodotti a circa 500°C alimentano la colonna principale di frazionamento.

Il catalizzatore fluisce attraverso uno stripper a vapore al rigeneratore dove si brucia il coke depositatosi mediante aria insufflata.

a2

I gas di combustione del rigeneratore contengono fino al 4% in CO. Vengono alimentati al CO-Boiler dove nella sezione di combustione si brucia il CO a CO<sub>2</sub> con ausilio di un

combustibile di supporto (gas o olio).

Nella sezione di recupero termico si produce vapore surriscaldato a 16 Kg/cm<sup>q</sup> e 280°C.

I gas uscenti a circa 270°C verranno inviati al precipitatore elettrostatico per abbattere le polveri di catalizzatore a 50 mg/Nmc e quindi smaltiti tramite l'esistente camino S05 alto 50 metri con diametro di 2,3 m.

b

Il prodotto di cracking viene frazionato e poi raffreddato in scambiatori con produzione di vapore e preriscaldamento della carica. Dal frazionamento si ottengono i prodotti:

- Fondo colonna (F.C.)
- Olio ciclico pesante (H.C.O.) che viene ricircolato in colonna
- Olio ciclico leggero (L.C.O.)
- Nafta
- Testa colonne (benzine, G.P.L., gas).

Queste frazioni vengono ulteriormente suddivise.

In particolare dall'accumulatore di testa si elimina la condensa del vapor d'acqua che viene inviata a strippaggio negli impianti SWS1/SWS2.

La frazione gassosa dell'accumulatore tramite compressore e recupero fasi liquide sono inviati alla sezione del lavaggio con soluzione amminica per rimuovere l'H<sub>2</sub>S presente.

Il G.P.L. viene inviato alla sezione Merox per rimuovere i prodotti solforati.

#### CO-Boiler

E' in grado di produrre 60 t/h di vapore surriscaldato a 280°C e 16 kg/cm<sup>q</sup>.

Ha una potenzialità di 41,7 Gcal/h (calore ceduto al vapore).

E' in gran parte calore di recupero.

Brucia CO e come combustibili ausiliari fuel gas con p.c.i. 12500 Kcal/Kg e zolfo max 300 ppm o olio con p.c.i. 9600 Kcal/kg e zolfo max 2%.

La quota di calore dovuta ai combustibili ausiliari é di 9,6 Gcal/h.

#### CaminoS05

E' alto 50 metri con diametro di 2,3 m.

La velocità dei fumi é di circa 20 m/s alla T° di 260°C.

#### Emissioni

Avvengono solo dal rigeneratore del catalizzatore e quindi dal CO-Boiler. La portata max è di 150.000 Nmc/h.

a- Ossidi di azoto

Si generano nella combustione del coke sul catalizzatore e del CO nel CO Boiler.

Nel rigeneratore la T° è sotto i 760°C, nel CO-Boiler la T° è compresa tra 900° e 1000°C.

Una parte degli NOX deriva anche dall'azoto contenuto nel

combustibile.

Si ritiene di rispettare un limite di 500 mg/Nmc.

- b- Polveri-

A valle del CO-Boiler verrà installato un filtro elettrostatico a tre campi con una tensione di circa 70 kV.

Si ritiene di rispettare un limite di 50 mg/Nmc.

c- Biossido di zolfo

Una piccola quota deriva dal combustibile di supporto, 300 Kg/h di O.C. e 540 Kg/h di gas per un totale di circa 12 kg/h.

La maggior parte deriva dalla combustione dello zolfo contenuto nel coke depositato sul catalizzatore per un totale di circa 218 kg/h.

Complessivamente l'emissione sarà di circa 230 kg/h.

La raffineria studierà sistemi quali l'uso di additivi in grado di ridurre questa emissione.

Per non incrementare le emissioni complessive di SO<sub>2</sub> della raffineria fissate in circa 1165 kg/h l'impianto Zolfo 2 (potenzialità di 60t/g) verrà collegato all'impianto Scot che è in grado di garantire un incremento del recupero dello zolfo fino al 99,5%, risultato effettivamente ottenuto rispetto ad una resa attesa del 98,5%.

Complessivamente le emissioni da tutta la raffineria saranno:

- da combustione nei forni e centrale termoelettrica:

18 kg/h da F.G.

862 kg/h da O.C.;

- da impianto F.C.C

218 kg/h dal processo

12 kg/h da combustione;

- da recupero zolfo

54 kg/h con carica effettiva di 130 t/g e recupero del 99,5%.

- totale

1164 kg/h.

Rese

A lavori ultimati le rese percentuali in peso in funzione dei grezzi lavorati varieranno tra

|                   |      |      |
|-------------------|------|------|
| G.P.L.            | 1,4  | 3,4  |
| Benzine           | 21,1 | 31,1 |
| Kerosene          | 4    | 11   |
| Gasoli            | 30,5 | 40,5 |
| Oli comb.         | 16   | 26   |
| Bitumi            | 1    | 2,5  |
| Consumi e perdite | 6,4  | 7,2  |
| Zolfo             | 0,2  | 0,5  |

Visto che il Comitato Regionale contro l'inquinamento atmosferico ex art.2 L.R. 13/7/84 n 35 nella seduta del 19/12/90 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 Pavia 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 al programma relativo all'esecuzione di modifiche e potenziamento dell'impianto di Cracking catalitico della ditta Agip Raffinazione S.p.A. presso lo stabilimento di Sannazzaro de' Burgondi (Pv) alle condizioni di progetto ed a quelle di seguito specificate.

Gli sfiati di sicurezza ed emergenza devono essere convogliati a blow-down.

. Devono essere adottati tutti gli accorgimenti al fine di evitare emissioni olfattivamente moleste.  
In particolare:

. I prodotti leggeri devono essere lavati in cascata senza stoccaggi intermedi.

La fermata degli impianti di lavaggio deve comportare la fermata del F.C.C. nei più brevi tempi tecnici.

I prodotti leggeri dell'impianto devono essere stoccati in serbatoi che evitino emissioni quali 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.

. 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  $H_2S$ , devono avere la doppia tenuta con un fluido tampone intermedio o sistema equivalente.

Il residuo deve essere reso inodoro, liberandolo dei prodotti leggeri contenuti, prima di avviarlo a stoccaggio.

Le acque contenenti sostanze acide, prima di essere scaricate devono essere bonificate tramite stripping dei gas acidi che devono essere inviati a recupero dello zolfo in essi contenuto.

Le acque scaricate non devono essere fonte di molestia olfattiva.

Il contenuto in  $H_2S$  nelle acque scaricate deve essere  $\leq 10$  ppm.

Per l'eventuale funzionamento del forno di preriscaldamento con olio combustibile devono essere rispettati i seguenti limiti di emissione:

Per le polveri:

80 mg/Nmc al carico massimo continuo (prelievo di 120')

150 mg/Nmc nei transitori (prelievo di 60')

Per gli  $NO$  espressi come  $NO_2$ :

500 mg/Nmc

I limiti sono riferiti ad un tenore di  $O_2$  libero nei fumi del 3%.

I fumi devono essere scaricati dalla ciminiera alta 60 mt.

### Recupero zolfo

L'impianto Zolfo 2 deve essere collegato per il recupero dei gas residui alla sezione Scot.

La sezione Scot deve essere dotata di un sistema di analisi dello zolfo totale scaricato in modo da poter controllare la resa complessiva dell'impianto di conversione  $H_2S \rightarrow S$  che deve essere  $\geq 99,5\%$ .

Dopo la sezione di lavaggio dell'impianto Scot, i gas prima di essere scaricati devono essere ossidati ad  $SO_2$ .  
A valle del postcombustore catalitico dei gas di coda, a

modificazione di quanto precedentemente prescritto, deve essere garantita una concentrazione residua di  $H_2S \leq 10$  mg/Nmc.

- . I gas di emissione devono essere scaricati tramite l'esistente ciminiera alta 80 mt.  
La velocità dei fumi in emissione deve essere dell'ordine dei 10 m/sec.
- . Gli impianti di recupero zolfo devono essere considerati come impianto di abbattimento delle emissioni dei composti solforati, pertanto il quantitativo di  $H_2S$  prodotto dagli impianti di desolforazione 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 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, secondo le modalità stabilite nella deliberazione n.IV/43094 del 26/5/89 di seguito richiamate:  
Nelle condizioni di normale esercizio il quantitativo di  $H_2S$  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  $H_2S$ .  
Per interruzioni superiori alle 12 ore la Ditta deve intervenire sugli impianti che producono  $H_2S$  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 nello stesso ordine di grandezza fissato per le emissioni totali di  $SO_2$  dalla raffineria pari a circa 1165 Kg/h.
- . Anche una riduzione della capacità di questi impianti

deve comportare un adeguamento degli impianti che producono H<sub>2</sub>S in modo che sia comunque rispettato il limite di S complessivamente bruciato.

- In fase di avviamento e/o fermata programmata della raffineria il loro esercizio non condiziona quello degli impianti che producono H<sub>2</sub>S a condizione che la produzione dell'H<sub>2</sub>S stesso bruciata ad SO<sub>2</sub> non superi la normale emissione a regime.

L'H<sub>2</sub>S 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 deve ridurre ulteriormente le emissioni in conformità a quanto prescritto nella deliberazione n°IV/4233 del 17/12/85.

A valle del CO-Boiler deve essere installato un sistema di abbattimento delle polveri mediante elettrofiltro.

L'elettrofiltro deve avere tre campi in serie a due sezioni con un sistema autonomo di raddrizzatore-alimentatore per ogni campo elettrico.

In emissione dopo la ristrutturazione devono essere rispettati i seguenti limiti espressi in mg/Nmc, riferiti al 3% di O<sub>2</sub> libero nei fumi e/o ad un max di 150.000 Nmc/h.

|                             |             |
|-----------------------------|-------------|
| SO <sub>2</sub>             | 1700 mg/Nmc |
| NOX (come NO <sub>2</sub> ) | 500 mg/Nmc  |
| Polveri                     | 50 mg/Nmc   |

I valori di SO<sub>2</sub>, NOX e polveri si intendono come attesi sulle 24 ore in caso di analisi discontinua, e da rispettare come medi mensili sulle ore di effettivo funzionamento. Con gli analizzatori in continuo i limiti si intendono rispettati quando nessun valore medio del mese civile supera il limite di emissione e:

per SO<sub>2</sub> e polveri il 97% di tutti i valori medi di 48 ore deve essere al di sotto del 110% dei valori limite di emissione;

per gli NOX il 95% di tutti i valori medi di 48 ore deve essere al di sotto del 110% dei valori limite di emissione. In entrambi i casi non sono ammessi superamenti superiori al 25% e consecutivi dei limiti di 48 ore.

Per quanto riguarda l'emissione di SO<sub>2</sub> devono essere previsti gli spazi per un futuro inserimento di un sistema di desolfurazione. La ditta entro 6 mesi deve presentare uno studio per la riduzione della SO<sub>2</sub> e degli NOX contenuti in questa emissione.

#### o Controlli

In emissione devono essere installati analizzatori in con-

tinuo, possibilmente del tipo non estrattivo, di:

- . polveri totali sospese
- . ossidi totali di zolfo
- . ossidi totali di azoto espressi come NO<sub>2</sub>;
- . ossigeno libero \*
- . ossido di carbonio. \*

\* (analizzatori finalizzati al controllo della combustione)  
 Questi analizzatori devono essere idonei per il collegamento in continuo con il Centro Provinciale di Rilevamento.

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

### Rete di rilevamento

La rete di rilevamento della qualità dell'aria già installata attorno alla raffineria deve essere integrata entro il 1/1/92 con l'inserimento di un analizzatore di tipo "Remote sensing". I parametri da misurare e la localizzazione dell'analizzatore devono essere concordati con il Servizio di Rilevamento e la Regione.

Presso una postazione da concordare con il Servizio di Rilevamento e la Regione, a decorrere dal 1/10/91 deve essere installato e reso operativo un sistema di prelievo e rilevazione della qualità della deposizione umida e di quella secca che si articola in:

- Unità di prelievo in grado di raccogliere separatamente la deposizione secca da quella umida (deve essere garantita la raccolta anche della deposizione nevosa e/o ghiacciata e garantirne la conservazione senza evaporazione).
  - Unità di misura in continuo su linea distinta dalla precedente dei campioni medi orari della deposizione umida dei parametri pH e conducibilità.
- I parametri misurati in continuo devono essere trasmessi al centro provinciale di raccolta ed elaborazione dati con la stessa modalità dei parametri misurati dalla rete di rilevamento dell'inquinamento atmosferico.

Per la gestione del sistema ci si deve attenere a quanto di seguito :

- I campioni umidi devono essere prelevati con periodicità settimanale al lunedì mattina.
- I campioni secchi devono essere prelevati con periodicità mensile nella mattinata del 1° giorno del mese.
- I campioni devono essere trasmessi al laboratorio del PMIP di Milano entro il giovedì di ciascuna settimana. Con l'USSL di appartenenza del PMIP deve essere stesa apposita convenzione.
- Presso la stazione di prelievo devono essere effettuate le misurazioni di
  - . millimetri di pioggia raccolta (sul campione umido)
  - . pH e conducibilità (se non sono misurati in continuo)

Presso il laboratorio del PMIP di Milano devono essere misurati i seguenti parametri

- . pH, conducibilità, acidità forte, alcalinità.
  - . Cationi: Calcio, Magnesio, Ammonio, Sodio, Potassio.
  - . Anioni: Solfato, Nitrato, Cloruro, Fosfato, Bicarbonato.
- I dati devono essere tabulati e registrati secondo modalità da concordare con il Centro Regionale di Rilevamento e Controllo dell'inquinamento atmosferico,

L'azienda con cadenza semestrale deve effettuare analisi di controllo delle emissioni 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. Per il controllo della resa di abbattimento devono essere effettuati prelievi a monte ed a valle del sistema. Le analisi devono servire anche per la taratura del sistema d'analisi in continuo. 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

La ditta deve trasmettere i risultati di una indagine analitica eseguita controllando le emissioni a monte ed a valle del sistema elettrostatico, 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 in oggetto 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.

L'impianto deve essere messo a regime entro 90 giorni dalla messa in esercizio.

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, nonchè 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 Pavia 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^.