



Il Presidente

Milano, 17 GEN. 1992

Prot. n. 918107  
AC/mt/SC

Al Signor PRESIDENTE  
della Giunta regionale

e p.c. Al Signor PRESIDENTE  
della VI Comm. cons.

Al Signor ASSESSORE  
all'Ambiente ed Ecologia

All'Ufficio BURL  
della Giunta regionale

LORO SEDI

OGGETTO: Seduta consiliare del 20 dicembre 1991  
Deliberazione n. V/0429  
(Deliberazione non soggetta al controllo governativo)

"Legge 13 luglio 1966, n. 615 e DPR 24 maggio 1988, n. 203, art. 17 - trasmissione al Ministero dell'Industria del Commercio e dell'Artigianato del parere relativo ai nuovi impianti UNICRAKER, produzione idrogeno e lavaggio amminico, della società Agip Raffinazione per lo stabilimento di Sannazzaro de' Burgondi (PV)"

Per quanto di competenza, in relazione anche alla pubblicazione sul Bollettino, si trasmette in triplice copia, l'estratto verbale concernente l'oggetto.

Cordiali saluti.

(Gian Pietro Borghini)

Allegati: n. 3 copie estratto verbale con relativa documentazione

IL CONSIGLIO REGIONALE DELLA LOMBARDIA

Vista la richiesta del Ministero dell'Industria del Commercio e dell'Artigianato n. 610043 del 10/1/91 relativa al progetto di installazione di nuovi impianti Unicracker, Produzione Idrogeno e Lavaggio Amminico da parte della Società Agip Raffinazione per lo stabilimento di Sannazzaro de Burgondi (Pv).

Visto che la ditta intende aumentare la resa in prodotti leggeri, benzina, kerosene, gasolio, a scapito della produzione di olio combustibile con la conseguente necessità di adeguare la capacità di desolforare i citati prodotti.

Visto che a tal fine la ditta intende realizzare:

- un nuovo impianto Unicracker;
- un nuovo impianto di Produzione Idrogeno;
- un nuovo impianto Lavaggio Amminico.

Visto che tali impianti possono così essere descritti:

Impianto Unicracker

La carica impianto è di 35.000 barili/giorno=5.560 mc/gg. L'alimentazione è costituita da un distillato pesante proveniente dagli impianti Vacuum e Visbreaker alla T° di 150°C ed un distillato pesante prelevato a 90°C da un serbatoio di stoccaggio.

La carica, previa filtrazione e separazione dell'acqua, viene preriscaldata in un treno di scambio.

Passa al prereattore D 2301, dopo una miscelazione in linea coi gas di ricircolo uscenti dal forno B 2301 alla T° di 516°C.

Nel prereattore si ha la trasformazione su due letti di catalizzatore dei composti di zolfo, azoto ed ossigeno in H<sub>2</sub>S, NH<sub>3</sub> ed H<sub>2</sub>O.

Nel successivo reattore D 2302 si ha la reazione di hydrocracking vera e propria su tre letti di catalizzatore a base di cobalto-molibdeno.

Entrambe le reazioni sono esotermiche.

Il prodotto della reazione previo raffreddamento passa al separatore di alta pressione F 2302 per separare le fasi gas e liquida.

Il gas separato, integrato con H<sub>2</sub> proveniente dai compressori J 2302 A/B passa nel compressore J2301 che lo ricicla. Parte del gas viene preriscaldato oltre che per scambio termico anche nel forno B 2301 per essere miscelato in linea alla carica. Il gas rimanente viene inviato direttamente ai reattori D 2301 e D 2302.

L'acqua separata in F 2302 viene inviata all'impianto acque di raffineria.

Nel separatore di bassa pressione F 2303 si separa il gas che va al lavaggio amminico ed il liquido che va al frazionamento.

I gas di testa del frazionamento vanno anch'essi al lavag-

gio amminico.

Il liquido di fondo, viene parzialmente vaporizzato nel forno B 2302 ed inviato a nuova distillazione.

Il residuo anch' esso desolfurato alimenta l'unità FCC.

Il gasolio ed il kerosene entrambi desolforati, previo stripping vanno allo stoccaggio.

I vapori di testa, dopo separazione dell'acqua acida che va allo stripping, sono costituiti da GPL e benzina, vengono in parte riflussati ed in parte avviati all'Unità di desolforazione.

I catalizzatori vengono rigenerati presso ditte specializzate esterne alla raffineria.

Forno B 2301		
potenzialità	15,9	Gcal/h
combustibile	gas di raffineria (1650 Kg/h di OCE)	
Temp. operativa	565	°C
Press.	120	Kg/cmq
emissione S13		

Forno B 2302		
potenzialità	27,6	Gcal/h
combustibile	gas di raffineria/olio (2900 Kg/h OCE)	
Temp. operativa	354°	C
Press.	2	Kg/cmq
emissione S13		

#### Impianto produzione Idrogeno

Ha una potenzialità produttiva di 42.000 Nmc/h di H<sub>2</sub>.

Sarà alimentato con fuel gas di raffineria ed in casi eccezionali con CH<sub>4</sub> da rete Snam o GPL di raffineria.

Si tratta di un processo di Steam Reforming che comprende le seguenti fasi:

- a -idrogenazione olefine e desolforazione gas;
- b -steam reforming;
- c -conversione del CO ad alta temperatura;
- d -purificazione dell'H<sub>2</sub> prodotto su setacci molecolari (PSA);
- e -generazione vapore.

a -Idrogenazione olefine e desolforazione gas

Il catalizzatore contiene Ni e verrebbe disattivato dall'H<sub>2</sub>S e dallo zolfo organico. E' perciò necessario abbassarne il livello a 0,5 ppm nella carica al reforming.

Anche le olefine, se presenti nella carica in valori superiori al 1% disattivano il catalizzatore è pertanto necessaria la loro idrogenazione. L'idrogeno solforato che si forma dai composti dello zolfo viene assorbito su ZnO.

Il gas di raffineria in quantitativo pari a 12.060 Kg/h (12.000 Kg/h se alimentato a metano) è alla pressione di 14 Kg/cmq ed a 38°C (rete di alta pressione), viene addizionato con un quantitativo di H<sub>2</sub> pari al 4% della produzione dell'impianto.

La miscela viene compressa a 35,4 Kg/cm<sup>q</sup> e raffreddato a 40°C. Si separa una condensa (H<sub>2</sub>O ed olio) inviata allo stripping.

Il gas compresso va alla colonna E 2501 dove viene rimosso H<sub>2</sub>S mediante una soluzione amminica inviata assieme a quelle del lavaggio amminico per la rigenerazione.

Il gas lavato, riscaldato a 300°C, è inviato al reattore di idrogenazione D 2501 contenente un letto catalitico di ossidi di cobalto e molibdeno supportati su allumina.

La reazione è esotermica. La T° si controlla raffreddando il gas di ricircolo.

L'effluente dal reattore contenente circa 100 ppm di olefine e tracce di H<sub>2</sub>S, è inviato ai desolforatori in serie D 2502 e D 2503 con assorbimento dell'H<sub>2</sub>S per reazione con ZnO.

Il gas é inviato alla sezione b.

#### b -Sezione di steam reforming

Si basa su di una reazione endotermica tra gli idrocarburi e vapor d'acqua per dare CO ed H<sub>2</sub>. Il CO prodotto reagisce esotermicamente con vapor d'acqua per dare CO<sub>2</sub> ed H<sub>2</sub>.

La reazione avviene su catalizzatore di Ni supportato su materiale contenente MgO.

La reazione avviene con aumento di volume ed è complessivamente endotermica.

Il gas proveniente dai desolforatori alla T° di 378°C è mescolato con vapore surriscaldato a 370°C.

La miscela alla pressione di 31,6 Kg/cm<sup>q</sup> è portata, mediante scambiatore posto nella sezione convettiva del forno di reforming B 2501, a 560°C ed immessa nei tubi catalitici del forno.

Il forno B 2501 ha una sezione radiante ed una convettiva. Nella radiante i tubi contenenti il catalizzatore sono verticali. La carica entra dall'alto e scambia calore in equicorrente con i fumi esterni prodotti dalla combustione del gas di purga proveniente dal PSA integrato con gas di raffineria.

Nella convettiva i fumi producono vapore, preriscaldano la carica, preriscaldano l'aria di combustione.

I fumi sono scaricati nel camino esistente S13 dell'Isola 7.

Il reattore opera a 880°C e 27,3 Kg/cm<sup>q</sup>.

L'effluente viene raffreddato a 350°C nel generatore di vapore C 2507 e quindi inviato alla conversione del CO che avviene nel reattore D 2504.

#### Forno B 2501

I bruciatori (60 posti su 5 file) saranno posizionati sulla volta della sezione radiante, le fiamme sono dirette verso il basso.

Calore (potenzialità) 70 Gcal/h  
T° operati va 880 °C

press. oper. 27,3 Kg/cm<sup>q</sup>  
 combustibile gas di purga+fuelgas(7300 Kg/h OCE)  
 camino S 13 Isola 7 alto 120 m

#### c -Conversione del CO

La reazione tra CO e vapor d'acqua è condotta adiabaticamente nel reattore D 2504 su letto catalitico contenente Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub>.

Il contenuto in CO passa dal 14,4 al 3,8% in volume sul gas secco.

Durante la reazione la T° sale da 350 a 418°C, il calore viene recuperato per riscaldare acqua e surriscaldare il vapore.

Il gas di processo è raffreddato con aria fino a 40°C. Viene separata la condensa che deve essere degasata dalla CO<sub>2</sub> e poi ricircolata con l'acqua demineralizzata.

Il gas è inviato alla purificazione dell'H<sub>2</sub> (PSA).

#### d -Purificazione dell'idrogeno mediante PSA

Il gas dopo la conversione del CO contiene circa il 25% di impurezze, soprattutto CO<sub>2</sub>.

Queste impurezze sono rimosse per adsorbimento su setacci molecolari PSA.

I setacci adsorbono i gas diversi dall'H<sub>2</sub> per cui all'uscita il gas contiene H<sub>2</sub> ad elevata purezza (99,5% in vol). Una piccola parte di questo H<sub>2</sub> è ricircolato allo steam reformer.

Per rigenerare i setacci saturi si invia in controlavaggio un flusso di H<sub>2</sub> puro a bassa pressione ottenendo così un gas a basso potere calorifico (gas di purga) inviato ai bruciatori del forno di steam reforming.

#### e -Generazione vapore

Avviene negli scambiatori C 2502 e C2507 e recuperano calore dai fumi caldi del forno di steam reformer e dal gas prodotto. Il vapore saturo prodotto a 38,15 Kg/cm<sup>q</sup> ed alla T° di 248°C viene surriscaldato a 370°C in c 2508. Si utilizzano come alimentazione la condensa degasata dalla CO<sub>2</sub> recuperata dalla conversione del CO ed H<sub>2</sub>O demi e degasata dalla rete di raffineria.

#### Impianto lavaggio amminico

Il nuovo impianto è destinato al lavaggio del gas acido ricco in H<sub>2</sub>S proveniente dall'Unicracker. La capacità prevista è di trattare 12.000 kg/h di gas.

L'impianto si compone di una colonna di assorbimento E 2601 e di una di rigenerazione E 2602, quest'ultima asservita anche al lavaggio dell'impianto produzione H<sub>2</sub> - Unità 25.

Nella colonna di assorbimento il gas acido pari a 11,4 t/h viene lavato con soluzione amminica. Il gas trattato pari a



7,4 t/h contiene un max di 100 ppm di H<sub>2</sub>S e viene immesso nella rete fuel gas di raffineria. Si recuperano quindi 4 t/h di H<sub>2</sub>S.

Il contenuto in H<sub>2</sub>S scende dal 25,8% in moli a monte a 0,01% in moli a valle.

La soluzione amminica uscente dalla colonna pari a 79 t/h addizionata a 4,1 t/h di soluzione proveniente dalla produzione H<sub>2</sub> va alla rigenerazione.

I gas ricchi in H<sub>2</sub>S sono avviati agli impianti Claus.

La soluzione amminica rigenerata viene riciclata e periodicamente integrata per compensarne le perdite.

### Nuovo sistema Blow Down - Torcia

In seguito alla costruzione dei nuovi impianti sopradescritti occorre installare un nuovo sistema torcia articolato su una torcia acida ed una idrocarburica per trattare gli scarichi di emergenza.

Le due torce saranno collegate anche al sistema già esistente.

La torcia idrocarburica sarà collegata, come quella già in esercizio alla torcia bassa esistente, che essendo a monte, ridurrà il funzionamento della nuova torcia alta.

Le nuove torce saranno installate a Nord ovest dell'isola 12 D, la loro altezza sarà di circa 150 m.

La torcia idrocarburica avrà un diametro di 900 mm, quella acida di 300 mm.

Entrambe avranno alla base un recipiente separatore dei liquidi trascinati, con relativo sistema di estrazione e guardia idraulica.

### Metanodotto

E' previsto un collegamento con il metanodotto Snam che passa a 6 Km a sud della raffineria.

Il metano alimenterà le turbogas della centrale termoelettrica. Il quantitativo è pari a 12.000 Kg/h. (E' alternativo a quello eventualmente utilizzato nella produzione idrogeno).

Sarà collegato anche l'impianto Idrogeno per alimentazione di emergenza.

### Rese

Con l'attivazione dei nuovi impianti le produzioni si modificheranno entro i seguenti valori in funzione dei grezzi lavorati:

	prima		dopo	
G.P.L.	1,4	3,4	1,5	3,4
Benzine	21,1	31,1	21,8	31,8
Kerosene	4	11	4	11
Gasoli	30,5	40,5	31	43
Oli comb.	16	26	11	21

		6		
Bitumi	1	2,5	1	3,4
Consumi e perdite	6,4	7,2	6,6	7,6
Zolfo	0,2	0,5	0,2	0,7

Visto che tutti i catalizzatori saranno rigenerati presso ditte specializzate esterne alla raffineria.

Visto che i nuovi consumi di combustibile in raffineria vengono ad essere:

Forno 2301	pot. 15,9 Gcal/h	OCE	1.650 Kg/h
forno 2302	" 27,6 "	"	2.900 "
forno 2501	" 70,0 "	"	7.300 "
		tot. "	11.850 "
gas di purga fornisce calore equiv.		"	4.050 "

Visto il bilancio gas dei nuovi impianti:

Gas di carica imp. H2	- 12.060 Kg/h
metano da Snam	+ 12.000 Kg/h
gas prodotto da Unicracker	+ 3.260 Kg/h
totale	+ 3.200 Kg/h=4.100 Kg/h OCE

Visto che il bilancio complessivo della raffineria sarà:

OCE richiesto	62.050+11.850=73.900 Kg/h
gas disponibile	40.450+4.050+4.100=48.600 Kg/h
olio da integrare	25.300 Kg/h

Visto che il bilancio delle emissioni viene ad essere

SO2	
da FCC	208 Kg/h
da zolfi	67 Kg/h (potenzialità 160 t/g resa 99,5%)
da gas	21 Kg/h (300 ppm di H2S nel gas)
da olio	867 Kg/h (1,7 % di zolfo nell'olio)
totale	1.163 Kg/h

Visto che la situazione camini e le relative emissioni di SO2 in Kg/h possono essere così riassunte:

Camino	Imp. collegati		SO2		h(m)
	<u>prima</u>	<u>dopo</u>	<u>p</u>	<u>d</u>	
S01	Topping 1 Vacuum FCC	Topping1 Vacuum FCC	138,3	114,8	60
S02	Reformer2	Reformer2	0,1	0,1	40
S03	Reformer2	Reformer2	0,3	0,3	40
S04	Reformer2	Reformer2	0,3	0,3	40
S05	FCC Reatt.	FCC Reatt.	229	208	50
S06	Alchilaz.	Alchilaz	0,1	0,1	40
S07	Alchilaz.	Alchilaz.	0,1	0,1	40
S08	HDS1	HDS1	0,1	0,1	40
S10	Zolfo2	Zolfo2	54,2	67	80
	Zolfo3	Zolfo3			

		7				
S11	Turbogas	Turbogas	f.s.	f.s.	25	
S12	Turbogas	Turbogas	0	0	25	
S13	Topping2	Topping2	696,1	733,9	120	
	Reformer3	Reformer3				
	Visbreaker	Visbreaker				
	HDS2	HDS2				
	Nafta Hydr	Nafta Hydr				
		Unicracker				
		Idrogeno				
S14	Centr.Term.	Centr.Term	42,3	36,2	120	
S15	Isomerizz.	Isomerizz.	2	2	70	
TOTALE			1163	1163		

Visto che i nuovi forni comportano un incremento delle emissioni di NOX epressi come NO2 pari a circa 43 Kg/h rispetto ad una emissione attuale valutata pari a circa 820 Kg/h.

Visto che il Comitato Regionale contro l'inquinamento atmosferico ex art.2 L.R. 13/7/84 n 35 nella seduta del 12/3/91 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.

Vista la deliberazione della Giunta regionale n. 11029 del 9 luglio 1991; Sentita la relazione della VI Commissione consiliare "Ambiente, Energia e Protezione Civile";

#### D E L I B E R A

Di esprimere parere favorevole al programma relativo alla installazione dei nuovi impianti

- . Unicracker
- . Produzione Idrogeno
- . Lavaggio amminico

da parte 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.

Tutti i gas prodotti devono essere avviati al lavaggio amminico fino ad un residuo in H<sub>2</sub>S max dello 0,1%.

I forni dei nuovi impianti devono essere alimentati con gas di raffineria o gas di purga con contenuto max in zolfo dello 0,1%.

In emissione devono essere rispettati i limiti seguenti espressi in mg/Nmc e riferiti al 3% di O<sub>2</sub> libero:

NOX (come NO <sub>2</sub> )	200
polveri	5
CO	100

Nel forno B 2302 per l'utilizzo di olio combustibile i limiti da rispettare sono:

NOX (come NO <sub>2</sub> )	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 O<sub>2</sub> nei fumi.

L'olio combustibile impiegato in raffineria dovrà avere un contenuto max in zolfo del 1,7%.

Sui camini principali quali S01, S05, S13, S14 devono essere installati in funzione anche dello studio di fattibilità già prescritto, analizzatori in continuo, possibilmente del tipo non estrattivo, di:

- . polveri totali sospese
- . ossidi totali di zolfo
- . ossidi totali di azoto espressi come NO<sub>2</sub>;
- . ossido di carbonio
- . portata fumi

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.

Rigenerazione catalizzatori:

Devono essere condotte fuori dalla raffineria.

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:

- . La fermata degli impianti di lavaggio amminico deve comportare la fermata del impianto Unicracker nei più brevi tempi tecnici.

I prodotti leggeri (quelli con tensione di vapore supe-

riore a 13 mbar alla T° di 20°C) 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. Il contenuto residuo in H<sub>2</sub>S 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 H<sub>2</sub>S, 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 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<sub>2</sub>S nelle acque scaricate dallo stripping deve essere  $\leq 10$  ppm.

#### Recupero zolfo

- . Gli impianti Zolfo 2 (capacità 60 t/g) e Zolfo 3 (capacità 100 T/g) devono, come già prescritto essere collegati per il recupero dei gas residui alla sezione Scot.
- . Per le modalità di gestione, per gli strumenti di controllo, ed i limiti di emissione si rimanda a quanto prescritto nelle precedenti delibere.

#### 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.
- . 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.

Nuovo sistema Blow Down - Torcia (TORCIA ACIDE + IDROCARBURI) 15.12D

Il sistema deve avere i seguenti requisiti minimi:

- . Un dispositivo per il recupero del gas che riconvogli, per quanto tecnicamente possibile, nella rete fuel gas di raffineria gli scarichi idrocarburici 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 idrocarburici, 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.

Metanodotto

L'impiego di CH<sub>4</sub> in raffineria non corrisponde a criteri di razionale utilizzo dei combustibili. Quanto programmato può essere accettato in via transitoria, più opportuno può essere l'installazione in raffineria di un ciclo integrato di gasificazione degli oli pesanti con utilizzo dei gas prodotti nelle turbogas. Se ne richiede uno studio di fattibilità.

### Generalità

Di richiedere alla ditta la presentazione entro sei mesi di uno studio per la riduzione delle emissioni di ossidi di azoto.

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.  
Gli impianti devono essere messi 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, 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 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<sup>a</sup>.