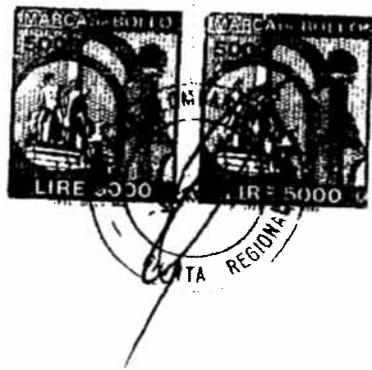


16



DELIBERAZIONE NR. VI

14912

SEDUTA DEL

19 NOV. 1991

Presidente: Giuseppe GIOVENZANA

Presenti gli Assessori regionali:

Ugo FINETTI - *Vice Presidente*

Roberto BISCARDINI

Claudio BONFANTI

Vittorio CALDIROLI

~~Michele COLUGGI~~

Carlo FACCHINI

~~Mario FAPPANI~~

Luciano FORGELLINI

~~Serafino GENEROSO~~

Franco MASSI

Giancarlo MORANDI

Giovanni ROSSI

~~Piero SAROLLI~~

Antonio SIMONE

Patrizia TOIA

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.

Approvazione e trasmissione al Consiglio Regionale del parere richiesto dal Ministero dell'Industria del Commercio e dell'Artigianato relativo al progetto di interventi sugli impianti di produzione della raffineria CAMELI PETROLI & Co. s.r.l. sita in Mantova in località Frassino, strada Cipata, 79.

Fasc. 4019/28195

DELIBERAZIONE NON SOGGETTA AL CONTROLLO DI CUI ALL'ART. 45 DELLA L. 10.253 N. 62.



Vista la richiesta del Ministero dell'Industria del Commercio e dell'Artigianato n. 611366 del 20/4/91 relativa al progetto di interventi agli impianti di produzione della raffineria Cameli Petroli & Co S.r.l., sita in Mantova in loc. Frassino, strada Cipata 79.

Visto che gli interventi prevedono:

- 1- modifica impianto desolfurazione gasolio HDS1;
- 2- impianto HDS1 - nuova sezione per il trattamento del kerosene;
- 3- modifica all'impianto di Reforming Catalitico;
- 4- modifiche all'impianto Unifiner di desolfurazione benzina;
- 5- modifiche all'impianto di Thermal Cracking;
- 6- potenziamento della capacità dell'impianto di trattamento delle acque acide;
- 7- potenziamento capacità di rigenerazione dell'unità 800, lavaggio gas 1;
- 8- potenziamento capacità di rigenerazione della soluzione acquosa amminica dell'unità 1800, lavaggio gas 2.

Scopo di questi interventi previsti nel biennio 1991/92 è quello di ottenere un miglioramento della qualità dei prodotti rispetto al loro impatto ambientale mediante l'invio ad un utilizzo nei cementifici del prodotto Residuo Vuoto, destinando il gasolio pesante, attualmente utilizzato per tagliare tale residuo, alla produzione di gasolio commerciale desolfurato.

Visto che gli interventi previsti consistono in

Potenziamento della capacità di desolfurazione dell'impianto HDS1

L'impianto esistente ha una capacità di 850 t/giorno ed ha lo scopo di saturare le olefine ed abbassare il tenore di zolfo nel gasolio allo 0,3%.

La raffineria produce 2.600 t/g di gasolio semifinito, 2.150 vengono trattate negli attuali impianti (HDS1 da 850 t/g ed HDS2 da 1.300 t/g), le restanti 450 t/g vengono utilizzate per il flussaggio dell'olio combustibile.

La capacità dell'HDS1 verrà aumentata a 1.400 t/giorno mediante principalmente gli interventi sottodescritti.

Installazione di due accumulatori in pressione V-751, V-752, il primo destinato al gasolio di topping da desolforare direttamente, il secondo al gasolio da sottoporre a dewaxing e poi a desolfurazione.

Installazione di un nuovo compressore alternativo per comprimere il gas fresco da 36 a 70,7 kg/cmq necessari per la reazione.

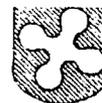
Potenziamento degli scambiatori di calore.

Modifica dei serpentini dei forni H-701/2 senza però incrementare la potenza termica del forno pari a 3,3 Mcal/h.

Installazione del reattore R-752 di desolfurazione.

Installazione del reattore R-751 di dewaxing.

Sostituzione dei piatti della colonna C-701 dello stripper del gasolio.



Le modifiche dell'impianto HDS-1 non provocano emissioni di fluidi gassosi in atmosfera.

Modifiche di potenziamento dell'impianto di desolfurazione HDS-1, nuova sezione di desolfurazione kerosene

Attualmente per desolforare il kerosene viene utilizzato a periodi l'impianto HDS-1 interrompendo la lavorazione del gasolio.

Si intende costruire una sezione dedicata alla desolfurazione del kerosene con capacità pari a 500 t/g.

Non è prevista l'installazione di alcun forno in quanto il calore necessario al processo è recuperato dai fluidi caldi di raffineria in tal modo ci sarà una riduzione della quantità di combustibile bruciato nel forno H-701/2.

La potenza di 4.745 Kw (4.000.000 Kcal) sarà utilizzata al 85%. Circa 2.800.000 Kcal/h saranno ricavati dal circuito di Hot Oil.

Non sono previste altre emissioni in atmosfera.

Modifiche dell'impianto reformer ed installazione di un frazionatore della benzina reformata

L'impianto di reforming catalitico oltre alla benzina produce un gas composto da idrocarburi leggeri e ricco in idrogeno. La resa in idrogeno dipende principalmente dalla pressione nel reattore del reformer. Riducendo la pressione dagli attuali 19 kg/cm^q a 12 kg/cm^q si prevede di aumentare la resa in H₂ dall'1,7% al 2,2% (rispetto alla carica lavorata) così da soddisfare i nuovi fabbisogni della raffineria.

Nella benzina reformata è presente benzene in ragione del 4,5 - 5,5 %. Si prevede di estrarlo, così da utilizzarlo nell'industria petrolchimica, mediante una nuova colonna di frazionamento in modo da avere un flusso laterale composto dal 45% in benzene con un residuo dello stesso nella benzina del 1,1%.

Sono previsti i seguenti interventi impiantistici principali.

Installazione di due compressori alternativi K-351 A/B per incrementare la pressione del gas prodotto ricco in H₂ da 12 a 36,5 kg/cm^q.

Modifiche degli scambiatori di preriscaldamento.

Installazione di una colonna di frazionamento C-351 per ottenere la frazione benzenica. La colonna sarà dotata di refrigeranti per raffreddare i prodotti.

La colonna avrà un ribollitore di fondo E-355 con potenza termica di 3,45 Mcal/h alimentato con vapore di media pressione (o con hot oil).

Le modifiche non provocano emissione suppletive in atmosfera se ne prevede anzi una riduzione del 10% circa.

Si prevede un prelievo suppletivo dal circuito Hot Oil pari a 500.000 Kcal/h.

Desolfurazione e saturazione benzine. Separazione isopentano



La desolfurazione avviene nell'impianto Unifiner, suddiviso nella sezione di reazione ed in quella di frazionamento. Quest'ultima sezione è costituita da due colonne il debuttizzatore C-201 dalla cui testa si ottiene il GPL che viene condensato ed il Fuel gas che è inviato nella rete di raffinaria, dalla coda si ottiene l'alimentazione alla colonna di Splitter C-202.

La coda dello Splitter costituisce la carica del Reformer, la testa è costituita da una miscela di C5 e C6 lineari e ramificati che vengono inviati ad isomerizzazione al "Penex". La componente isopentano non subisce isomerizzazione e la sua presenza ostacola l'equilibrio di reazione. La rimozione dell'isopentano riduce di una componente inerte la carica del Penex.

Sono previsti i seguenti interventi impiantistici.

Inserimento della colonna deisopentanizzatrice C-251.

Scambiatori di condensazione e raffreddamento prodotti.

Accumulatore di riflusso.

Due ribollitori di fondo colonna tra loro alternativi di potenza termica di 3,23 Mcal/h cad.

Un ribollitore E-252B funzionante ad hot oil con funzione di riserva. Un ribollitore E-252A funzionante ad acqua calda per l'esercizio routinario, utilizzando il calore in eccesso dal circuito destinato al teleriscaldamento.

Non sono previste emissioni in atmosfera.

Potenziamento della capacità di Thermal Cracking

La carica pari a 1.300 t/g deriva per 1.250 t dall'impianto di distillazione sotto vuoto C-1151 e per 50 t dal riciclo della colonna sottovuoto C-1101 alimentata dal residuo dello stesso Thermal Cracking.

Il Thermal Cracking lavora a 490°C e trasforma la carica costituita da gasolio pesante in gas, benzina, gasolio leggero ed un residuo.

Scopo della modifica è di incrementare la capacità dell'impianto fino a 1.500 t/g aumentando la quota di riciclo a 250 t/g.

Sono previsti i seguenti interventi impiantistici.

Sistema di preriscaldamento a monte dell'esistente forno H-1201 mediante utilizzo di una sezione non utilizzata dell'esistente forno Hot Oil H-304.

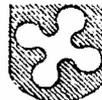
Il forno ha tre camere ciascuna di potenzialità di 15.270 kw (13.100.000 kcal/h).

Il calore richiesto in più è di 17.200.000 kcal/h e sarà alimentato con gas di raffinaria miscelato con metano. Complessivamente il calore prodotto sarà pari a 28.300.000 kcal/h ed utilizzerà solo combustibile gassoso.

Il forno sarà equipaggiato con bruciatori a bassa produzione di NOX \leq 80 ppm.

Inserimento di un compressore gas K-1201B identico all'esistente K-1201A, realizzando una riserva a quest'ultimo.

Oltre alle emissioni dal forno non sono previsti scarichi in atmosfera.



Potenziamento dell'impianto di trattamento acque acide

L'impianto ha una potenzialità di 480 t/g, che sarà insufficiente per i bisogni della raffineria dopo la ristrutturazione.

Si prevede di incrementarne la capacità fino a 800 t/g.

Il processo prevede la separazione dell'ammoniaca e dell'idrogeno solforato dall'acqua mediante stripping con vapor d'acqua. L'impianto opera a 3,5 kg/cmq ed a 170°C.

L'acqua effluente viene inviata all'impianto di depurazione.

Il progetto prevede un residuo nell'acqua di 35 ppm di NH₃ e 3 ppm di H₂S.

I principali interventi impiantistici previsti sono.

Installazione di un accumulatore di testa V-151 per la raccolta delle acque con funzione anche di separatore della fase idrocarburica.

Un accumulatore V-152 per la raccolta del reflusso della colonna.

Colonna di stripping C-151 con relativo condensatore di testa e scambiatori E-151A/B per un totale di 1,77 Mcal/h il preriscaldamento della carica con l'effluente della colonna.

Gli interventi non prevedono scarichi diretti in atmosfera.

I gas stripati pari a circa 12,4 Kg/h di HC, 1,3 Kg/h di H₂S e 1,8 Kg/h di NH₃ saranno inviati nel postcombustore dei gas di coda degli impianti di produzione zolfo o direttamente a quest'ultimi impianti.

Potenziamento della capacità di rigenerazione dell'Unità 800, Lavaggio Gas N. 1

Ha lo scopo di lavare l'H₂S dal gas di raffineria. Si articola su di una colonna di assorbimento dell'H₂S con soluzione amminica ed una seconda colonna per la rigenerazione della stessa mediante stripping.

Si prevede di potenziare la colonna esistente di rigenerazione C-852, di installare un nuovo scambiatore E-863 di potenzialità di 1,06 Mcal/h alimentato a vapor d'acqua per riscaldare la soluzione esausta.

Per mantenere pulita la soluzione amminica verrà inserito un filtro F-861 a cartuccia ed un filtro F-862 a carboni attivi.

Non si prevedono emissioni in atmosfera.

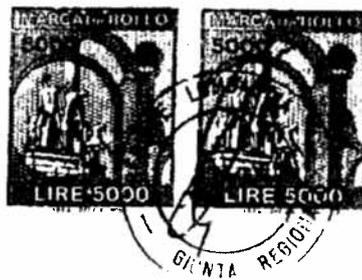
Potenziamento della capacità di accumulo della soluzione amminica dell'Unità 1800, Lavaggio Gas N. 2

Lo scopo è quello di incrementare la capacità di stoccaggio della soluzione amminica mediante l'installazione di un accumulatore V-1851 di 11,5 mc.

Saranno installati anche due scambiatori E-1851 A/B per lo scambio di calore tra la soluzione rigenerata e quella esausta ed un filtro a carboni attivi S-1851 per la pulizia della soluzione.

Non si prevedono emissioni in atmosfera.

Impianti zolfo





Pur aumentando la quantità di prodotti desolforati non sarà necessario potenziare gli esistenti due impianti di recupero zolfo in quanto la loro potenzialità complessiva è di 63,9 t/g (una unità di 39,8 ed una di 24,1 t/g) a fronte di una produzione massima prevista di 48 t/g.

Bilancio Prodotti

Con la ristrutturazione i quantitativi dei prodotti varieranno come di seguito specificato:

Prodotto	attuale	previsto	diff.
GPL	83.470	89.460	5.990
Benzine	320.400	338.800	18.400
Kerosene	16.300	16.300	-
Gasolio	960.670 a	1.124.400 b	163.730
O.C.D.	517.130 c	40.570 d	476.560 -
Bitume	200.000	200.000	-
B.Cement.	-	238.400	238.400
Zolfo	11.000	14.835	3.835
Consumi	61.760	62.965	1.205
a- zolfo 0,3%	pari a 2882 t di zolfo nel gasolio		
b- zolfo 0,2%	pari a 2249 t di zolfo nel gasolio		
c- zolfo 3,3%	pari a 17117 t di zolfo nell' O.C.D.		
d- zolfo 3,0%	pari a 1217 t di zolfo nell'O.C.D.		

In base alla nuova composizione della produzione il quantitativo di zolfo contenuto nei gasoli ed oli combustibili (escluso il bitume destinato ai cementifici) calerà da 19.999 t/a a 3.466 t/a.

L'incremento di 3.835 t/a di zolfo liquido recuperato in raffineria, essendo il rendimento degli impianti Claus del 96%, genererà un'emissione suppletiva di zolfo di circa 160 t/a pari a circa 453 kg/giorno. Gli impianti Claus lavoreranno in media 42 t/g di zolfo pari a 1750 Kg/h.

Con una resa di conversione del 96% si ha una emissione di 140 Kg/h di SO₂.

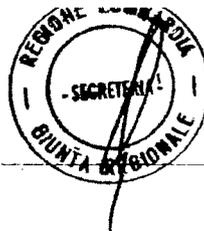
Visto che per quanto riguarda i fabbisogni energetici si avranno le seguenti variazioni (valori espressi in MKal/h):

Reformer	H 301	- 4,3
	H 302	- 0,9
	H 303	+ 1,3
Hot Oil	H 304	+17,2
Desolf 1	H 701	- 0,5
Caldaie	A/B/C	+ 2,8

Totale +15,6 (18,1 MW)

Visto che il bilancio gas si avranno le seguenti variazioni (in t/h):

Reformer	- 0,45
Dewaxer	+ 0,74



thermal cr. + 0,20

Totale + 0,49 t/h con p.c.i. di 11.200 Kal/Kg = 5,49 MKal/h.

La rimanente necessità di calore pari a circa 10,11 MKal/h sarà prodotta con un incremento di circa 0,86 t/h di CH₄ prelevato dalla rete Snam.

Visto che in base alle prescrizioni contenute nella deliberazione n IV/21284 del 9/6/87 al fine di contenere le emissioni di anidride solforosa erano stati imposti alla raffineria i seguenti vincoli:

- . Utilizzo di olio combustibile concentrato nella Centrale Termoelettrica (CTE) e nel forno del Topping per un quantitativo max complessivo medio sulle 24 ore di 6.700 Kg/h.
- . Contenuto max in zolfo differenziato nel corso dell'anno
- . Periodo 1 Dicembre - 28 Febbraio S max 1% pari a circa 67 Kg/h di zolfo.
- . Mesi di Novembre e Marzo S max 2% pari a circa 135 Kg/h di zolfo.
- . Periodo rimanente dell'anno S max 3% pari a circa 200 Kg/h di zolfo.

Visto che le emissioni di SO₂ dagli Impianti Claus in base ad un carico medio di 42 t/g di zolfo ed una resa di conversione del 95,5 % sono di circa 158 Kg/h mentre salgono a 239 Kg/h alla potenzialità max di tali impianti pari a 63,9 t/g.

Visto che in base ai dati dell'esercizio del 1988 risultano i seguenti valori:

Potenza termica installata 198,7 MKcal/h = 231 MW

Consumi

Fuel gas 56.314 t/a (P.C.I. 11.400 Kcal/Kg)

Fuel oil 21.953 t/a (P.C.I. 9.570 Kcal/Kg)

Metano 15.249 t/a (P.C.I. 11.700 Kcal/Kg)

Potenza termica media utilizzata 139 MKcal/h = 161 MW su di un esercizio di 310 giorni.

L'emissione max totale di SO₂ (periodo estivo) è stata pari a 649 Kg/h.

Qella di NO_x è stata di 80 Kg/h.

Visto che il piano di sviluppo impianti sopradescritto prevede un incremento dei consumi energetici di 15,6 MKcal/h = 18,1 MW a cui si farà fronte con la potenza disponibile senza aggiunta di nuovi forni.

Visto che il Comitato Regionale contro l'inquinamento atmosferico ex art.2 L.R. 13/7/84 n 35 nella seduta del 10/9/91 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 Mantova 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.

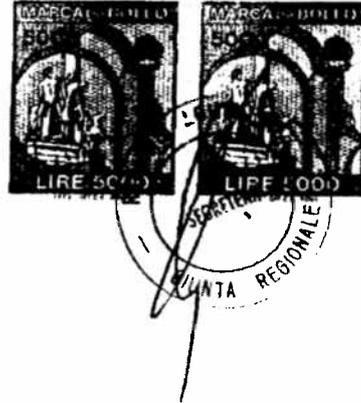


p.c.c. _____

IL SEGRETARIO

IL PRESIDENTE
F.TO GIOVENZANA

IL SEGRETARIO
F.TO DI GIUGNO

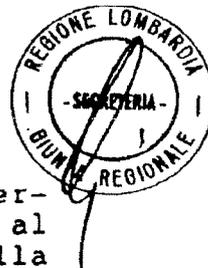


AMBIENTE ED ECOLOGIA

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

Approvazione e trasmissione del parere
richiesto dal Ministero dell'Industria
del Commercio e dell'Artigianato rela-
tivo al progetto di interventi sugli
impianti di produzione della raffine-
ria CAMELI PETROLI & Co. s.r.l. sita
in Mantova in località Frassino, stra-
da Cipata, 79.

Fasc. 4019/28195



1

Vista la richiesta del Ministero dell'Industria del Commercio e dell'Artigianato n. 611366 del 20/4/91 relativa al progetto di interventi agli impianti di produzione della raffineria Cameli Petroli & Co S.r.l., sita in Mantova in loc. Frassino, strada Cipata 79.

Visto che gli interventi prevedono:

- 1- modifica impianto desolforazione gasolio HDS1;
- 2- impianto HDS1 - nuova sezione per il trattamento del kerosene;
- 3- modifica all'impianto di Reforming Catalitico;
- 4- modifiche all'impianto Unifiner di desolforazione benzina;
- 5- modifiche all'impianto di Thermal Cracking;
- 6- potenziamento della capacità dell'impianto di trattamento delle acque acide;
- 7- potenziamento capacità di rigenerazione dell'unità 800, lavaggio gas 1;
- 8- potenziamento capacità di rigenerazione della soluzione acquosa amminica dell'unità 1800, lavaggio gas 2.

Scopo di questi interventi previsti nel biennio 1991/92 è quello di ottenere un miglioramento della qualità dei prodotti rispetto al loro impatto ambientale mediante l'invio ad un utilizzo nei cementifici del prodotto Residuo Vuoto, destinando il gasolio pesante, attualmente utilizzato per tagliare tale residuo, alla produzione di gasolio commerciale desolforato.

Visto che gli interventi previsti consistono in

Potenziamento della capacità di desolforazione dell'impianto HDS1

L'impianto esistente ha una capacità di 850 t/giorno ed ha lo scopo di saturare le olefine ed abbassare il tenore di zolfo nel gasolio allo 0,3%.

La raffineria produce 2.600 t/g di gasolio semifinito, 2.150 vengono trattate negli attuali impianti (HDS1 da 850 t/g ed HDS2 da 1.300 t/g), le restanti 450 t/g vengono utilizzate per il flussaggio dell'olio combustibile.

La capacità dell'HDS1 verrà aumentata a 1.400 t/giorno mediante principalmente gli interventi sottodescritti.

Installazione di due accumulatori in pressione V-751, V-752, il primo destinato al gasolio di topping da desolforare direttamente, il secondo al gasolio da sottoporre a dewaxing e poi a desolforazione.

Installazione di un nuovo compressore alternativo per comprimere il gas fresco da 36 a 70,7 kg/cmq necessari per la reazione.

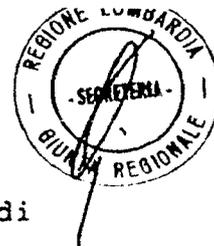
Potenziamento degli scambiatori di calore.

Modifica dei serpentini dei forni H-701/2 senza però incrementare la potenza termica del forno pari a 3,3 Mcal/h.

Installazione del reattore R-752 di desolforazione.

Installazione del reattore R-751 di dewaxing.

Sostituzione dei piatti della colonna C-701 dello stripper del gasolio.



Le modifiche dell'impianto HDS-1 non provocano emissioni di fluidi gassosi in atmosfera.

Modifiche di potenziamento dell'impianto di desolfurazione HDS-1, nuova sezione di desolfurazione kerosene

Attualmente per desolforare il kerosene viene utilizzato a periodi l'impianto HDS-1 interrompendo la lavorazione del gasolio.

Si intende costruire una sezione dedicata alla desolfurazione del kerosene con capacità pari a 500 t/g.

Non è prevista l'installazione di alcun forno in quanto il calore necessario al processo è recuperato dai fluidi caldi di raffineria in tal modo ci sarà una riduzione della quantità di combustibile bruciato nel forno H-701/2.

La potenza di 4.745 Kw (4.000.000 Kcal) sarà utilizzata al 85%. Circa 2.800.000 Kcal/h saranno ricavati dal circuito di Hot Oil.

Non sono previste altre emissioni in atmosfera.

Modifiche dell'impianto reformer ed installazione di un frazionatore della benzina reformata

L'impianto di reforming catalitico oltre alla benzina produce un gas composto da idrocarburi leggeri e ricco in idrogeno. La resa in idrogeno dipende principalmente dalla pressione nel reattore del reformer. Riducendo la pressione dagli attuali 19 kg/cm^q a 12 kg/cm^q si prevede di aumentare la resa in H₂ dall'1,7% al 2,2% (rispetto alla carica lavorata) così da soddisfare i nuovi fabbisogni della raffineria.

Nella benzina reformata è presente benzene in ragione del 4,5 - 5,5 %. Si prevede di estrarlo, così da utilizzarlo nell'industria petrolchimica, mediante una nuova colonna di frazionamento in modo da avere un flusso laterale composto dal 45% in benzene con un residuo dello stesso nella benzina del 1,1%.

Sono previsti i seguenti interventi impiantistici principali.

Installazione di due compressori alternativi K-351 A/B per incrementare la pressione del gas prodotto ricco in H₂ da 12 a 36,5 kg/cm^q.

Modifiche degli scambiatori di preriscaldamento.

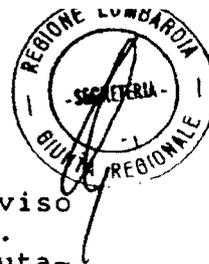
Installazione di una colonna di frazionamento C-351 per ottenere la frazione benzenica. La colonna sarà dotata di refrigeranti per raffreddare i prodotti.

La colonna avrà un ribollitore di fondo E-355 con potenza termica di 3,45 Mcal/h alimentato con vapore di media pressione (o con hot oil).

Le modifiche non provocano emissione suppletive in atmosfera se ne prevede anzi una riduzione del 10% circa.

Si prevede un prelievo suppletivo dal circuito Hot Oil pari a 500.000 Kcal/h.

Desolfurazione e saturazione benzine. Separazione isopentano



3

La desolfurazione avviene nell'impianto Unifiner suddiviso nella sezione di reazione ed in quella di frazionamento. Quest'ultima sezione è costituita da due colonne il debuttizzatore C-201 dalla cui testa si ottiene il GPL che viene condensato ed il Fuel gas che è inviato nella rete di raffinaria, dalla coda si ottiene l'alimentazione alla colonna di Splitter C-202.

La coda dello Splitter costituisce la carica del Reformer, la testa è costituita da una miscela di C5 e C6 lineari e ramificati che vengono inviati ad isomerizzazione al "Penex". La componente isopentano non subisce isomerizzazione e la sua presenza ostacola l'equilibrio di reazione. La rimozione dell'isopentano riduce di una componente inerte la carica del Penex.

Sono previsti i seguenti interventi impiantistici.

Inserimento della colonna deisopentanizzatrice C-251.

Scambiatori di condensazione e raffreddamento prodotti.

Accumulatore di riflusso.

Due ribollitori di fondo colonna tra loro alternativi di potenza termica di 3,23 Mcal/h cad.

Un ribollitore E-252B funzionante ad hot oil con funzione di riserva. Un ribollitore E-252A funzionante ad acqua calda per l'esercizio routinario, utilizzando il calore in eccesso dal circuito destinato al teleriscaldamento.

Non sono previste emissioni in atmosfera.

Potenziamento della capacità di Thermal Cracking

La carica pari a 1.300 t/g deriva per 1.250 t dall'impianto di distillazione sotto vuoto C-1151 e per 50 t dal riciclo della colonna sottovuoto C-1101 alimentata dal residuo dello stesso Thermal Cracking.

Il Thermal Cracking lavora a 490°C e trasforma la carica costituita da gasolio pesante in gas, benzina, gasolio leggero ed un residuo.

Scopo della modifica è di incrementare la capacità dell'impianto fino a 1.500 t/g aumentando la quota di riciclo a 250 t/g.

Sono previsti i seguenti interventi impiantistici.

Sistema di preriscaldamento a monte dell'esistente forno H-1201 mediante utilizzo di una sezione non utilizzata dell'esistente forno Hot Oil H-304.

Il forno ha tre camere ciascuna di potenzialità di 15.270 kw (13.100.000 kcal/h).

Il calore richiesto in più è di 17.200.000 kcal/h e sarà alimentato con gas di raffinaria miscelato con metano. Complessivamente il calore prodotto sarà pari a 28.300.000 kcal/h ed utilizzerà solo combustibile gassoso.

Il forno sarà equipaggiato con bruciatori a bassa produzione di NOX \leq 80 ppm.

Inserimento di un compressore gas K-1201B identico all'esistente K-1201A, realizzando una riserva a quest'ultimo.

Oltre alle emissioni dal forno non sono previsti scarichi in atmosfera.

Potenziamento dell'impianto di trattamento acque acide

L'impianto ha una potenzialità di 480 t/g, che sarà insufficiente per i bisogni della raffineria dopo la ristrutturazione.

Si prevede di incrementarne la capacità fino a 800 t/g.

Il processo prevede la separazione dell'ammoniaca e dell'idrogeno solforato dall'acqua mediante strippaggio con vapor d'acqua. L'impianto opera a 3,5 kg/cmq ed a 170°C.

L'acqua effluente viene inviata all'impianto di depurazione.

Il progetto prevede un residuo nell'acqua di 35 ppm di NH₃ e 3 ppm di H₂S.

I principali interventi impiantistici previsti sono.

Installazione di un accumulatore di testa V-151 per la raccolta delle acque con funzione anche di separatore della fase idrocarburica.

Un accumulatore V-152 per la raccolta del reflusso della colonna.

Colonna di strippaggio C-151 con relativo condensatore di testa e scambiatori E-151A/B per un totale di 1,77 Mcal/h il preriscaldamento della carica con l'effluente della colonna.

Gli interventi non prevedono scarichi diretti in atmosfera.

I gas strippati pari a circa 12,4 Kg/h di HC, 1,3 Kg/h di H₂S e 1,8 Kg/h di NH₃ saranno inviati nel postcombustore dei gas di coda degli impianti di produzione zolfo o direttamente a quest'ultimi impianti.

Potenziamento della capacità di rigenerazione dell'Unità 800, Lavaggio Gas N. 1

Ha lo scopo di lavare l'H₂S dal gas di raffineria. Si articola su di una colonna di assorbimento dell'H₂S con soluzione amminica ed una seconda colonna per la rigenerazione della stessa mediante strippaggio.

Si prevede di potenziare la colonna esistente di rigenerazione C-852, di installare un nuovo scambiatore E-863 di potenzialità di 1,06 Mcal/h alimentato a vapor d'acqua per riscaldare la soluzione esausta.

Per mantenere pulita la soluzione amminica verrà inserito un filtro F-861 a cartuccia ed un filtro F-862 a carboni attivi.

Non si prevedono emissioni in atmosfera.

Potenziamento della capacità di accumulo della soluzione amminica dell'Unità 1800, Lavaggio Gas N. 2

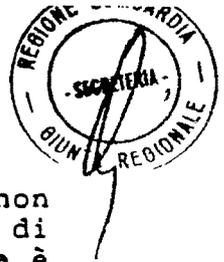
Lo scopo è quello di incrementare la capacità di stoccaggio della soluzione amminica mediante l'installazione di un accumulatore V-1851 di 11,5 mc.

Saranno installati anche due scambiatori E-1851 A/B per lo scambio di calore tra la soluzione rigenerata e quella esausta ed un filtro a carboni attivi S-1851 per la pulizia della soluzione.

Non si prevedono emissioni in atmosfera.

Impianti zolfo





5

Pur aumentando la quantità di prodotti desolforati non sarà necessario potenziare gli esistenti due impianti di recupero zolfo in quanto la loro potenzialità complessiva è di 63,9 t/g (una unità di 39,8 ed una di 24,1 t/g) a fronte di una produzione massima prevista di 48 t/g.

Bilancio Prodotti

Con la ristrutturazione i quantitativi dei prodotti varieranno come di seguito specificato:

Prodotto	attuale	previsto	diff.
GPL	83.470	89.460	5.990
Benzine	320.400	338.800	18.400
Kerosene	16.300	16.300	=
Gasolio	960.670 a	1.124.400 b	163.730
O.C.D.	517.130 c	40.570 d	476.560 -
Bitume	200.000	200.000	=
B.Cement.	-	238.400	238.400
Zolfo	11.000	14.835	3.835
Consumi	61.760	62.965	1.205

- a- zolfo 0,3% pari a 2882 t di zolfo nel gasolio
- b- zolfo 0,2% pari a 2249 t di zolfo nel gasolio
- c- zolfo 3,3% pari a 17117 t di zolfo nell' O.C.D.
- d- zolfo 3,0% pari a 1217 t di zolfo nell'O.C.D.

In base alla nuova composizione della produzione il quantitativo di zolfo contenuto nei gasoli ed oli combustibili (escluso il bitume destinato ai cementifici) calerà da 19.999 t/a a 3.466 t/a.

L'incremento di 3.835 t/a di zolfo liquido recuperato in raffineria, essendo il rendimento degli impianti Claus del 96%, genererà un'emissione suppletiva di zolfo di circa 160 t/a pari a circa 453 kg/giorno. Gli impianti Claus lavoreranno in media 42 t/g di zolfo pari a 1750 Kg/h.

Con una resa di conversione del 96% si ha una emissione di 140 Kg/h di SO₂.

Visto che per quanto riguarda i fabbisogni energetici si avranno le seguenti variazioni (valori espressi in MKal/h):

Reformer	H 301	- 4,3
	H 302	- 0,9
	H 303	+ 1,3
Hot Oil	H 304	+17,2
Desolf 1	H 701	- 0,5
Caldaie	A/B/C	+ 2,8

Totale +15,6 (18,1 MW)

Visto che il bilancio gas si avranno le seguenti variazioni (in t/h):

Reformer	- 0,45
Dewaxer	+ 0,74



thermal cr. + 0,20 ⁶

Totale + 0,49 t/h con p.c.i. di 11.200 Kal/Kg
5,49 MKal/h.

La rimanente necessità di calore pari a circa 10,11 MKal/h sarà prodotta con un incremento di circa 0,86 t/h di CH4 prelevato dalla rete Snam.

Visto che in base alle prescrizioni contenute nella deliberazione n IV/21284 del 9/6/87 al fine di contenere le emissioni di anidride solforosa erano stati imposti alla raffineria i seguenti vincoli:

- . Utilizzo di olio combustibile concentrato nella Centrale Termoelettrica (CTE) e nel forno del Topping per un quantitativo max complessivo medio sulle 24 ore di 6.700 Kg/h.
- . Contenuto max in zolfo differenziato nel corso dell'anno
- . Periodo 1 Dicembre - 28 Febbraio S max 1% pari a circa 67 Kg/h di zolfo.
- . Mesi di Novembre e Marzo S max 2% pari a circa 135 Kg/h di zolfo.
- . Periodo rimanente dell'anno S max 3% pari a circa 200 Kg/h di zolfo.

Visto che le emissioni di SO2 dagli Impianti Claus in base ad un carico medio di 42 t/g di zolfo ed una resa di conversione del 95,5 % sono di circa 158 Kg/h mentre salgono a 239 Kg/h alla potenzialità max di tali impianti pari a 63,9 t/g.

Visto che in base ai dati dell'esercizio del 1988 risultano i seguenti valori:

Potenza termica installata 198,7 MKcal/h = 231 MW

Consumi

Fuel gas 56.314 t/a (P.C.I. 11.400 Kcal/Kg)

Fuel oil 21.953 t/a (P.C.I. 9.570 Kcal/Kg)

Metano 15.249 t/a (P.C.I. 11.700 Kcal/Kg)

Potenza termica media utilizzata 139 MKcal/h = 161 MW su di un esercizio di 310 giorni.

L'emissione max totale di SO2 (periodo estivo) è stata pari a 649 Kg/h.

Quella di NOX è stata di 80 Kg/h.

Visto che il piano di sviluppo impianti sopradescritto prevede un incremento dei consumi energetici di 15,6 MKcal/h = 18,1 MW a cui si farà fronte con la potenza disponibile senza aggiunta di nuovi forni.

Visto che il Comitato Regionale contro l'inquinamento atmosferico ex art.2 L.R. 13/7/84 n 35 nella seduta del 10/9/91 ha espresso parere favorevole al progetto alle condizioni riportate in delibera.

Ricordati gli adempimenti previsti dall'art.8 nonchè quanto



7
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 Mantova 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 degli interventi relativi a:

- 1- modifica impianto desolforazione gasolio HDS1;
- 2- impianto HDS1 - nuova sezione per il trattamento del kerosene;
- 3- modifica all'impianto di Reforming Catalitico;
- 4- modifiche all'impianto Unifiner di desolforazione benzina;
- 5- modifiche all'impianto di Thermal Cracking;
- 6- potenziamento della capacità dell'impianto di trattamento delle acque acide;
- 7- potenziamento capacità di rigenerazione dell'unità 800, lavaggio gas 1;
- 8- potenziamento capacità di rigenerazione della soluzione acquosa amminica dell'unità 1800, lavaggio gas 2 da parte della società Cameli Petroli & Co S.r.l. presso la raffineria sita in Mantova, località Frassino, Strada Cipata 79, 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.

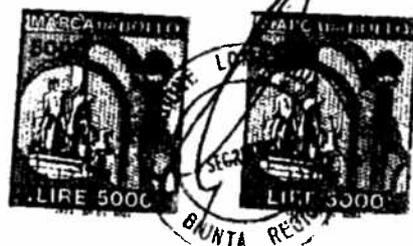
In particolare:

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

La fermata degli impianti di lavaggio deve comportare la fermata degli impianti di produzione (Thermal Cracking) nei più brevi tempi tecnici.

I prodotti leggeri finiti aventi una tensione di vapore superiore a 13 mbar alla temperatura di 20°C e la frazione benzenica devono essere stoccati in serbatoi che evitino emissioni. A tal fine sono ritenuti idonei i serbatoi a tetto galleggiante oppure quelli con lo sfiato convogliato ad un sistema di combustione controllata o sistemi equivalenti quali l'adsorbimento su carboni attivi.

- . Gli eventuali nuovi serbatoi a tetto galleggiante devono essere 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 a manutenzione periodica (almeno annuale) che deve essere riportata su di un apposito registro firmato dal responsabile del reparto.
- . I gas prodotti devono essere avviati al lavaggio amminico per il recupero dello zolfo, l'H₂S residuo nel gas deve essere ≤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.
- . Il residuo del Thermal Cracking 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 strippaggio





dei gas acidi che devono essere inviati agli impianti di recupero dello zolfo per attuarne il recupero, se ciò non comporta uno squilibrio nelle rese dell'impianto di conversione, e comunque essere sottoposti a postcombustione prima del loro scarico in atmosfera rispettando i limiti più sotto fissati per gli impianti Claus. Le acque scaricate dallo stripping non devono essere fonte di molestia olfattiva. Il contenuto in H_2S residuo nelle acque scaricate deve essere ≤ 10 ppm.

- Per la sezione del forno Hot Oil H-304 attivata a servizio dell'impianto di Thermal Cracking alimentata con miscela di fuel gas e metano devono essere rispettati i seguenti limiti di emissione:
Per gli NO espressi come NO_2 :
200 mg/N \dot{m}^3
Il limite è riferito ad un tenore di O_2 libero nei fumi del 3%.
I fumi devono essere scaricati dalla ciminiera E2 alta 50 mt.

Recupero zolfo

- Gli impianti Zolfo 1 e Zolfo 2 avendo una capacità produttiva superiore a 50 t/g di zolfo, devono essere portati ad una resa minima di conversione del 97,5%.
- Gli impianti devono essere dotati di un sistema di analisi automatica in continuo del rapporto H_2S/SO_2 nei gas di coda con regolazione automatica in tempo reale dell'aria alimentata alla muffola dello stadio termico del processo o in alternativa almeno di un analizzatore dello zolfo totale scaricato in modo da poter controllare la resa complessiva dell'impianto di conversione $H_2S \rightarrow S$ che deve essere $\geq 97,5\%$.
- I dati degli analizzatori devono essere registrati e tenuti a disposizione delle autorità di controllo per almeno un anno.
- Dopo la sezione di conversione, i gas prima di essere scaricati devono essere ossidati ad SO_2 .
A valle del postcombustore dei gas di coda deve essere garantita una concentrazione residua di $H_2S \leq 10$ mg/N \dot{m}^3 .
- I gas di emissione devono essere scaricati tramite l'esistente ciminiera alta 75 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



10

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 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.III/53939 del 2/7/85 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 e del metano resti nello stesso ordine di grandezza fissato per le emissioni totali di SO_2 dalla raffineria con deliberazione n.IV/21284 del 9/6/87. Ovviamente tali emissioni devono essere adeguate nei tempi previsti ai limiti fissati dal D.M. 12/7/90.
- . Anche una riduzione della capacità di questi impianti deve comportare un adeguamento degli impianti che producono H_2S 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_2S a condizione che la produzione dell' H_2S stesso bruciata ad SO_2 non superi la normale emissione a regime.
L' H_2S prodotto nei periodi di disservizio degli impianti



11

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/21284 del 9/6/87.

Controlli

Sui camini E1 (Topping) ed E6 (HDS2 + Inceneritore recupero zolfo 1 e 2 + C.T.E) devono essere installati analizzatori in continuo, possibilmente del tipo non estrattivo, di:

- . polveri totali sospese *
- . ossidi totali di zolfo *
- . ossidi totali di azoto espressi come NO2
- . ossigeno libero
- . portata

* da installare a condizione che l'apporto termico medio dell'olio combustibile sia $\geq 25\%$.

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.

L'azienda con cadenza semestrale deve effettuare analisi di controllo delle emissioni degli impianti Claus 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 dei Claus, 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 cin-



que 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.

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 Mantova 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^.

REGIONE LOMBARDIA

Segreteria della Giunta Regionale

La presente copia composta di *2* fogli *è* conforme all'originale depositato agli atti.
Milano *21 NOV 1991*

Il Segretario della Giunta

[Handwritten signature]

