

ALMA MATER STUDIORUM - UNIVERSITÀ DI BOLOGNA

FACOLTA' DI INGEGNERIA

CORSO DI LAUREA IN INGEGNERIA GESTIONALE

DICMA

TESI DI LAUREA

in

Valorizzazione delle Risorse Primarie e Secondarie LS

*OTTIMIZZAZIONE POOL COMBUSTIBILI per CONSUMI INTERNI di
una RAFFINERIA, in RELAZIONE agli ASPETTI ECONOMICI ed
AMBIENTALI*

CANDIDATA
Mariagiulia Lostorto

RELATORE:
Chiar.ma Prof.
Alessandra Bonoli
CORRELATORI ESTERNI:
Ing. Massimiliano Rosini
Ing. Paola Pierucci
CORRELATORE INTERNO:
Chiar.mo Prof.
Ezio Mesini

Anno Accademico 2008/09

Sessione III

Indice:

INTRODUZIONE

CAPITOLO 1

LE FONTI di ENERGIA TRADIZIONALI: IL PETROLIO

1.1 L'OPEC

1.2 LE CARATTERISTICHE PRINCIPALI del PETROLIO

.....1.3 L'ORIGINE del PETROLIO

.....1.4 STORIA del PETROLIO

.....1.5 LE RISERVE PETROLIFERE MONDIALI

CAPITOLO 2

LA RAFFINERIA di ROMA S.p.A.

.....2.1 STORIA

2.2 LOCAZIONE

2.3 MERCATO

.....2.4 SERBATOI e MOVIMENTAZIONI PRODOTTI

2.5 IL PROCESSO di RAFFINAZIONE del PETROLIO

2.5.1 Distillazione Atmosferica

2.5.2 Distillazione Sotto Vuoto

2.5.3 Desolforazione

2.5.4 Reforming

2.5.6 Cracking

2.5.7 Isomerizzazione

2.6 SCHEMI di RAFFINERIA

2.7 PRODOTTI PETROLIFERI

2.7.1 Benzina

2.7.2 Gasolio

2.7.3 Cherosene

2.7.4 Olio Combustibile

2.7.5 Bitumi

2.8 EMISSIONI in ATMOSFERA

2.8.1 Ossidi di Zolfo

2.8.2 Anidride Carbonica

2.8.3 Ossidi d'Azoto

2.9 CARBON TRADING CONTRO CARBON TAX

2.9.1 Emission Trading

2.9.2 Carbon Tax

CAPITOLO 3

CONSUMI ENERGETICI

3.1 LP-MODEL

3.2 SCHEMA GENERALE di RAFFINERIA

3.2.1 CDU-CD Crude Unit

3.2.2 VAC-VC Vacuum Unit

3.2.3 VBK-VB Visbreaker+IFP

3.2.4 REF-RF Platformer+Rerun

3.2.5 UNI-UN Unifiner

3.2.6 BEN-BN Bensat

3.2.7 TIP-TI Isomerisation

3.2.8 MRX-MX Merox

3.2.9 HDS-HD HDS Unit

3.2.10 GAS-GS Gas Plant

3.2.11 ZZZ-ZZ Sulphur Plant DEA/SRU

3.2.12 ENERGY & UTILITIES Unit

3.3 BILANCIO CONSUMO ENERGETICO

3.4 CONTRATTI di FORNITURA

3.4.1. Metano

3.4.2 Fuel Oil

3.5 GESTIONE TURBOGENERATORE

**3.5.1 CasoA: Utilizzazione calore latente per riscaldamento e/o
processo**

**3.5.2 Caso B: Condensazione del vapore di bassa pressione nello
scambiatore S2011**

3.5.3 Caso C: Torcia Bianca

3.6 COSTO CO₂

3.7 BILANCIO CONSUMO di FUEL GAS

3.8 ANALISI CONSUMI ENERGETICI

CAPITOLO 4

IMPATTO AMBIENTALE della RAFFINERIA

4.1 IL SISTEMA di GESTIONE AMBIENTALE (SGA)

4.2 GESTIONE delle EMISSIONI in ATMOSFERA

4.3 GESTIONE GLOBALE delle EMISSIONI di SO_x

4.3.1 Emissioni di SO_x da combustione

4.3.2 Emissioni di SO_x da impianti di desolforazione dei fumi

4.3.3 Emissioni di SO_x da impianti di conversione

4.3.4 Emissioni di SO_x da sistemi di recupero dello zolfo

4.4 GESTIONE delle EMISSIONI di NO_x

4.5 GESTIONE delle EMISSIONI DI PARTICOLATO e di CO

4.6 GESTIONE delle EMISSIONI FUGGITIVE

4.7 INDICATORI delle EMISSIONI in ATMOSFERA

4.8 GESTIONE SCARICHI IDRICI

4.9 GESTIONE dei RIFIUTI

**4.10 GESTIONE delle MATERIE PRIME, dei PRODOTTI FINITI e
dell'ENERGIA**

4.11 MONITORAGGIO

4.11.1 Monitoraggio in continuo

4.11.2 Monitoraggio indiretto

4.11.3 Monitoraggio strumentale di tipo discontinuo

4.11.4 Monitoraggio indiretto basato su fattori di emissione

4.12 MONITORAGGIO e COMUNICAZIONE delle EMISSIONI di CO₂

4.12.1 Rigenerazione dei catalizzatori

4.12.2 Decoking dei forni Vacuum e Visbreaking

4.12.3 Emissioni da motori a combustione

4.12.4 Emissioni da utenze alimentate a propano

4.13 MONITORAGGIO e COMUNICAZIONE delle EMISSIONI di SO₂

4.13.1 Calcolo della quantità di SO₂ proveniente dal fuel gas dei forni

4.13.2 Calcolo della quantità di SO₂ proveniente dallo scarico a blow down

4.13.3 Calcolo della quantità di SO₂ proveniente dal fuel oil

4.13.4 Calcolo della quantità di SO₂ proveniente dall'inceneritore SRU

4.13.5 Calcolo della quantità di SO₂ proveniente dalla sour water stripper

4.13.6 Calcolo della quantità di SO₂ proveniente dai singoli forni

CAPITOLO 5

IMPEGNO per la SOSTENIBILITA'

5.1 INSERIMENTO SISTEMA di PRERISCALDO al FORNO del TOPPING

5.2 ABBATTIMENTO degli INQUINANTI ACIDI

5.2.1 Desolforazione ad umido

5.2.2 Desolforazione a semi-secco

5.2.3 Desolforazione a secco

5.2.4 Processo Wellman-Lord o Single-Alkali Scrubbing

5.2.5 Desolforazione con bicarbonato di sodio

5.3 LAVAGGIO dei GAS MEDIANTE BICARBONATO

5.3.1 Descrizione del processo

5.3.2 Le reazioni di neutralizzazione

5.3.3 Rendimenti di depurazione

5.3.4 Vantaggi della tecnologia

5.3.5 Vantaggi tecnici

5.3.6 Vantaggi economici

5.3.7 Vantaggi ambientali

5.4 APPLICAZIONE dell'IMPIANTO di DEPURAZIONE alla RAFFINERIA di ROMA

CAPITOLO 6

OTTIMIZZAZIONI POOL COMBUSTIBILI

CONCLUSIONI

Bibliografia

INTRODUZIONE

Questo lavoro si propone l'obiettivo di contribuire a definire nel modo più accurato e preciso possibile i consumi energetici delle realtà industriali definibili come energeticamente intense, al fine di fornire strumenti utili all'individuazione di possibili recuperi ed ottimizzazioni. Tra i diversi settori produttivi energeticamente intensi si ritrovano la raffinazione petrolifera, la metallurgia, la chimica e l'industria della carta e del cemento. Le grandi questioni globali legate ai cambiamenti climatici sollevate dalla conferenza di Rio (1992) e dal dibattito internazionale che ne è scaturito, focalizzano sull'inquinamento atmosferico come principale causa delle alterazioni delle dinamiche atmosferiche. Alla base di questo sta un uso irrazionale e sproporzionato delle risorse energetiche il cui effetto è un'elevata produzione di gas serra. Un sostanziale miglioramento della situazione su scala mondiale non può che passare per azioni mirate a livello locale, attraverso il miglioramento tecnologico e gestionale e attraverso la diffusione del senso di responsabilità nei confronti del delicato tema dell'uso sostenibile ed efficiente delle risorse energetiche.

Primo passo in questa direzione è il bilancio quanto più accurato e preciso possibile dei consumi energetici di una realtà, sia essa produttiva o non, in quanto questo è alla base del concetto di efficienza energetica. Per poter perseguire il miglioramento continuo delle proprie prestazioni energetiche, un'analisi comparativa dei propri consumi sia nel tempo che rispetto a realtà simili (benchmarking), contribuisce a capire in quali punti critici del processo e attraverso quali tecnologie intervenire in modo tale da ottenere risultati concreti. Queste attività mirate di monitoraggio e miglioramento delle prestazioni energetiche contribuiscono a definire programmi di energy management. Al fine di determinare i consumi energetici e quindi il livello di efficienza, in particolare nei siti produttivi, l'elaborazione e l'utilizzo di modelli capaci di riprodurre attraverso opportuni softwares le dinamiche delle realtà industriali, possono contribuire a migliorare l'affidabilità dei "dati da campo" (l'insieme di dati grezzi provenienti dagli impianti). Parallelamente a questo obiettivo principale, i modelli costruiti su misura nei singoli casi, possono portare ulteriori valori aggiunti alle attività quotidiane: possono essere, come dimostra questo lavoro di tesi, un ottimo strumento di controllo di performance e una valida base per individuare e risolvere anomalie o inefficienze nel funzionamento delle unità.

Possono inoltre costituire un valore aggiunto per attività di manutenzione aiutando, per esempio, a individuare le priorità di intervento nella gestione degli strumenti di misura o contribuire a diffondere una "cultura della sostenibilità" aumentando la consapevolezza da parte del personale dipendente della necessità di monitorare e migliorare dove possibile i consumi energetici e le prestazioni ambientali. Questo lavoro di ricerca si è focalizzato sulla realtà della raffineria "RdR- Raffineria di Roma SpA" date le sue caratteristiche di azienda energeticamente intensa attiva nel processo di miglioramento continuo delle proprie prestazioni ambientali.

I consumi energetici rappresentano nelle raffinerie tra il 35% e il 50% dei costi operativi e sono fonti di immissioni in atmosfera di prodotti di combustione strettamente dipendenti dal tipo e dalla quantità di combustibile utilizzato. RdR nell'anno 2009, ha soddisfatto la propria richiesta energetica ricorrendo quasi completamente all'uso di gas combustibile fuel gas, ovvero l'insieme di gas naturale e di gas di raffineria (quest'ultimo è un gas ottenuto come sottoprodotto dei processi di lavorazione del petrolio e dei prodotti da esso derivati); e in parte minore all'uso di combustibile liquido, fuel oil.

In questo lavoro si è dunque concentrata l'attenzione sul consumo di tali combustibili, vettori energetici principali per l'alimentazione del processo di lavorazione e raffinazione dei prodotti petroliferi. Attraverso lo sviluppo di un modello matematico esemplificativo del funzionamento delle unità di Raffineria, si sono analizzate le performance, in termini di consumo energetico, dell'azienda negli anni passati.

Il modello è stato poi utilizzato per l'analisi di un caso studio reale: l'analisi di un consumo anomalo di combustibile per l'anno 2009 ha anche mostrato che il modello aiuta a valutare il comportamento dei singoli impianti permettendo di non disperdere ma piuttosto di mirare le risorse dedicate al programma di miglioramento energetico.

Inoltre, tale strumento ha consentito di fornire previsioni sui consumi del 2010.

L'implementazione e l'utilizzo di strumenti ausiliari è stato utile ed ha contribuito a monitorare e valutare in modo più attento i consumi energetici del sito, per poi individuare fonti di possibili recuperi energetici.

L'estensione del modello al calcolo della CO₂ e della SO₂ come prodotto di combustione conseguente all'utilizzo del gas combustibile, può inoltre contribuire a rispondere alle direttive e regolamentazioni legate all'emission trading a carico dell'organizzazione.

In particolare, con riferimento a quanto indicato dagli stessi sistemi di gestione

ambientale a cui si fa riferimento all'interno di questo lavoro di tesi, si è posta particolare attenzione alla ricerca di tecnologie atte ad abbattere gli agenti inquinanti emessi dalle attività di Raffineria.

Si è pertanto analizzato inizialmente quale impatto sull'efficienza, in termini economici e ambientali, ha apportato il progetto di preriscaldamento dell'aria del forno del Topping, attuato nel 2007. Inoltre, tra i possibili sviluppi di questo lavoro, si è studiata l'implementazione di un depuratore dei fumi di scarico a base di bicarbonato di sodio.

Si è trovato infine, che questo avrebbe come effetto diretto, non solo una sostanziale riduzione della concentrazione di SO₂ immessa in atmosfera; ma consentirebbe inoltre alla Raffineria una maggiore flessibilità nell'utilizzo dei diversi combustibili, in modo da minimizzare i costi energetici.

CAPITOLO 1

LE FONTI DI ENERGIA TRADIZIONALI: IL PETROLIO

Il lavoro riguarda l'ottimizzazione dei consumi energetici interni ad una raffineria.

Notoriamente la materia prima lavorata dagli impianti di raffineria è il petrolio greggio.

Pertanto, nel capitolo che seguirà, si è ritenuto opportuno, per una maggiore completezza e chiarezza dell'elaborato, fornire qualche accenno alla composizione e alla storia di questa importante fonte di energia.

Il petrolio greggio è il risultato del processo di modifica di depositi organici, che accumulati in strati successivi e sottoposti ad elevatissime pressioni e temperature, nel corso di ere geologiche, si sono trasformati in idrocarburi, sostanze costituite quasi esclusivamente da carbonio e idrogeno.

Il petrolio è una miscela complessa di numerosi idrocarburi, liquidi, solidi e gassosi. Nel corso del processo di formazione, il petrolio, grazie a fenomeni di filtrazione fra le rocce porose e a processi di risalita verso l'alto, (ha infatti una densità inferiore a quella dell'acqua), tende a raccogliersi e a rimanere intrappolato in strutture geologiche caratterizzate da strati impermeabili del terreno, formando il cosiddetto "giacimento".

Allo stato naturale, il petrolio greggio non ha pratici impieghi, ma dalla sua "raffinazione" è possibile ottenere prodotti fondamentali per la vita quotidiana; prodotti energetici, come ad esempio benzina e gasolio, e prodotti per uso non energetico, come basi lubrificanti e bitume. Le moderne società industriali utilizzano il petrolio prevalentemente come fonte di carburante per i motori a combustione interna, ma, insieme ai suoi derivati, esso viene usato anche nella produzione di medicinali, fertilizzanti, generi alimentari, materie plastiche, materiali da costruzione, vernici e tessuti, nonché per la produzione di energia elettrica.

La moderna civiltà industriale dipende in larga misura dal petrolio e dai suoi derivati: la struttura fisica e il modo di vivere delle comunità suburbane che circondano le grandi

città sono il risultato della mobilità permessa dai mezzi di trasporto moderni e quindi della disponibilità di grandi quantità di petrolio a basso costo. Anche le principali strategie economiche dei paesi in via di sviluppo, mirate a sfruttare le risorse naturali e a fornire derrate alimentari alle popolazioni in rapida crescita demografica, sono basate sul presupposto della disponibilità di petrolio. Negli anni Settanta, le restrizioni sulle forniture petrolifere imposte per motivi politici determinarono, per un certo periodo, un sensibile aumento dei prezzi e ciò alimentò timori relativi a una scarsità delle risorse di petrolio mondiali. Verso la metà degli anni Ottanta, tuttavia, i prezzi scesero nuovamente, dimezzandosi rispetto ai valori raggiunti dieci anni prima. Il grafico sottostante riporta l'andamento dei prezzi del petrolio dagli anni cinquanta ad oggi.

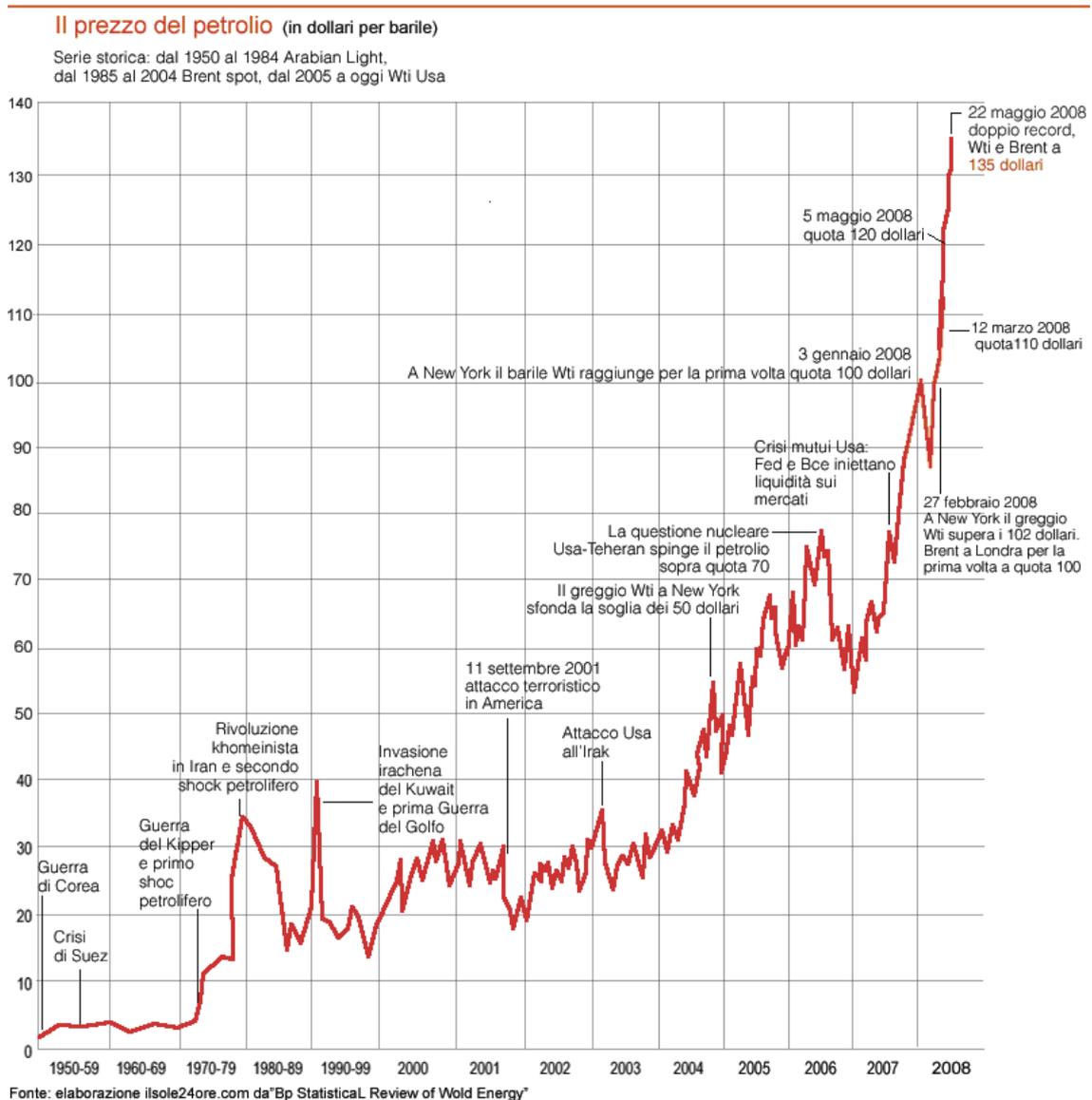


Figura .1.1:andamento del prezzo del petrolio dagli anni cinquanta ad oggi.

La spezzata presenta molti picchi, che sono stati associati ai particolari eventi che li hanno causati. In particolare si può notare che ogni volta che è stata aumentata la produzione il prezzo del greggio è sceso.

Mentre i punti di prezzo massimo della spezzata si hanno in corrispondenza delle tensioni politiche tra paesi produttori e paesi consumatori, che hanno generato un taglio della produzione di greggio.

Poiché l'ottimizzazione del pool di combustibili utilizzati dagli impianti di raffineria non prescinde dal prezzo del petrolio e dalle sue oscillazioni, ma anzi, come sottolineeremo in seguito i consumi interni sono strettamente correlati al prezzo del greggio e dei suoi derivati, mi è sembrato opportuno accennare all' OPEC e ai meccanismi che portano alla determinazione del prezzo dell' oro nero.

1.1 L' OPEC

OPEC è l'acronimo di “Organization of the Petroleum Exporting Countries” - organizzazione dei paesi esportatori di petrolio -. E' stata fondata durante la Conferenza di Baghdad nel Settembre del 1960, inizialmente ne facevano parte 5 Paesi (Iran, Iraq, Kuwait, Arabia Saudita e Venezuela), in seguito il loro numero è salito ad 11, con l'ingresso del Qatar (1961), dell'Indonesia (1962), della Libia (1962), degli Emirati Arabi Uniti (1967), dell'Algeria (1969) e della Nigeria (1971). Insieme coprono circa il 40% della produzione petrolifera mondiale e il 14% di quella di gas naturale. Nel loro sottosuolo, inoltre, è racchiuso quasi l'80% delle riserve di petrolio planetarie, un quarto delle quali lo detiene la sola Arabia Saudita.

Si tratta di un'organizzazione internazionale che raggruppa alcuni stati che hanno nell'esportazione del petrolio la loro maggiore fonte di entrate economiche.

Proprio perché la più consistente fonte di guadagni di questi paesi è data dalla vendita del greggio (detenuto per la maggior parte da questi Stati), risorsa, che, una volta esaurita, necessita milioni di anni per riformarsi, l'OPEC controlla e limita la produzione di petrolio da parte dei paesi membri.

Obiettivo dell'organizzazione è la stabilità del mercato del petrolio, attraverso una regolazione dei livelli di produzione dei paesi membri che aiuti a mantenere l'equilibrio tra domanda e offerta.

Con la Carta approvata a Caracas dai paesi fondatori nel 1960, l'OPEC perseguiva tre obiettivi: incrementare gli introiti dei paesi membri per favorirne lo sviluppo economico e sociale; stabilire un maggiore controllo sull'estrazione del greggio; unificare le politiche produttive attraverso un sistema di quote.

Quando nacque l'Opec non se ne accorse quasi nessuno. Nel 1960, infatti, l'offerta di petrolio era abbondante e il prezzo basso, con il mercato controllato dalle grandi compagnie petrolifere occidentali. Durante gli anni sessanta, l'iniziativa dell'Opec mirò quasi esclusivamente alla difesa del prezzo e quindi a contrastare il potere delle grandi compagnie petrolifere internazionali.

In un primo tempo, tuttavia, i tentativi di elaborare una politica comune tra i paesi membri ebbero scarsi risultati e persino le quote di produzione collegialmente stabilite vennero spesso violate.

- All'inizio degli anni Settanta la domanda internazionale di greggio esplose, e nel rapporto con le compagnie petrolifere l'OPEC si ritrovò improvvisamente favorita, riuscendo nel 1973 a imporre un grosso aumento del prezzo del greggio, che passò da 3 a più di 11 dollari a barile. Inoltre, tra il 1971 e il 1972 alcuni dei paesi produttori (Algeria, Iraq, Libia) nazionalizzarono l'industria petrolifera, mentre altri stabilirono un maggior controllo sulle compagnie petrolifere.
- Un ulteriore aumento del prezzo del petrolio si ebbe dopo la guerra del Kippur, quando i membri arabi dell'OPEC imposero l'embargo ai paesi che sostenevano Israele.
- Tra il 1975 e il 1979 la domanda internazionale di petrolio riprese e i prezzi raggiunsero una relativa stabilità, interrotta dalla rivoluzione islamica in Iran e da un conseguente nuovo rialzo del prezzo del greggio, che arrivando a 32 dollari a barile provocò una forte recessione nei paesi industrializzati.
- La situazione peggiorò ancora agli inizi degli anni Ottanta, in seguito allo scoppio della guerra tra Iran e Iraq, quando un ulteriore aumento del prezzo del greggio (che arrivò a 42 dollari a barile) scatenò una violenta guerra dei prezzi sia tra i membri dell'OPEC sia tra questi e gli altri paesi produttori, mirata all'acquisizione di nuove quote di mercato.
- Il timore di un veloce esaurimento delle riserve di greggio spinse negli anni successivi l'Opec, con scarsi risultati, a definire una politica tendente a regolare l'estrazione e a stabilizzare il prezzo del greggio, trascinato in basso, intorno ai

10 dollari a barile, dalla crisi economica dei paesi industrializzati, dalle politiche energetiche da questi adottate e dalla scoperta di nuovi giacimenti.

- Verso la fine degli anni Ottanta, all'indomani della guerra in Iran-Iraq, l'Opec ritrovò una relativa coesione interna e un accordo con gli altri paesi produttori di petrolio per evitare un nuovo crollo dei prezzi del greggio, ma la guerra del Golfo mise nuovamente in discussione l'equilibrio faticosamente raggiunto. Nei nuovi equilibri politici ed economici che si vanno delineando, L'Opec, che complessivamente detiene più di due terzi delle riserve petrolifere esistenti, conserva un ruolo rilevante.
- Nel 1976 fu istituito l'Opec Fund for International Development - Fondo dell'Opec per lo sviluppo internazionale - destinato a interventi economici a favore di paesi in via di sviluppo. Questo organismo concede, soprattutto ai paesi più poveri, prestiti agevolati e sovvenzioni per i programmi di sviluppo economico e sociale.
- Il suo capitale iniziale di 800 milioni di dollari ha superato, all'inizio degli anni Novanta, i tre miliardi di dollari.

Sebbene la quota di produzione petrolifera Opec sia meno della metà di quella mondiale, in realtà la sua percentuale sul petrolio scambiato nei mercati internazionali sale al 60%. Infatti una grossa fetta della produzione petrolifera degli estrattori non aderenti all'Opec viene destinata al fabbisogno interno dei vari paesi.

Scegliendo di estrarre più o meno petrolio, dunque, i paesi Opec possono influenzare il prezzo greggio di tutto il mondo.

Tuttavia non bisogna dimenticare che una cosa è il prezzo del petrolio e un'altra quella dei suoi derivati, come la benzina, dove incidono molto anche i costi di trasporto, raffinazione, distribuzione e più pesanti di tutto, le tasse.

Di seguito viene riportata la struttura del prezzo del barile (doll/bbl) in Europa dal 1961 al 2000.

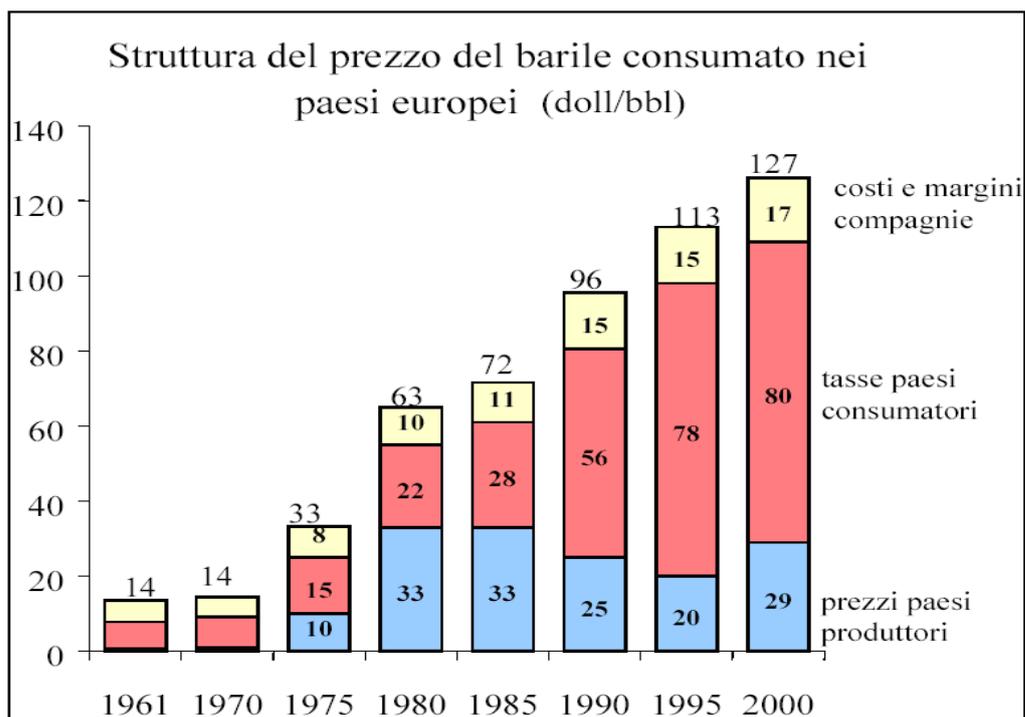


Figura 1.2: struttura del prezzo del barile consumato nei paesi europei.

1.2 LE CARATTERISTICHE PRINCIPALI del PETROLIO

Tutti i tipi di petrolio sono costituiti principalmente di una miscela di idrocarburi (sostanze chimiche organiche le cui molecole sono formate esclusivamente da atomi di carbonio e di idrogeno, variabilmente legati gli uni agli altri), ma solitamente contengono anche zolfo e ossigeno; il contenuto di zolfo varia dallo 0,1 al 5% circa.

I costituenti del petrolio sono liquidi e solidi, in varia percentuale, perciò la consistenza è molto variabile e può andare da liquidi fluidi, come la benzina, a liquidi talmente densi che è difficile versarli.

Nel petrolio si trovano disciolte anche quantità rilevanti di particelle gassose; ciò si verifica in particolar modo quando il giacimento petrolifero è associato a un giacimento di gas. Per comodità si distinguono tre classi principali di petroli, a seconda del tipo di idrocarburo prevalente:

- **petroli a base paraffinica**, costituiti prevalentemente da paraffine (idrocarburi a catena aperta saturi, detti anche alcani);
- **petroli a base naftenica**, costituiti prevalentemente da nafteni (idrocarburi a catena chiusa saturi, detti anche cicloalcani);

- **petroli a base mista**, nei quali le percentuali dei due tipi di idrocarburi suddetti sono pressoché uguali;
- **petroli a base aromatica**, costituiti prevalentemente da idrocarburi aromatici (cioè formati da uno o più anelli benzenici e detti anche areni). Questi sono molto più rari e pregiati.

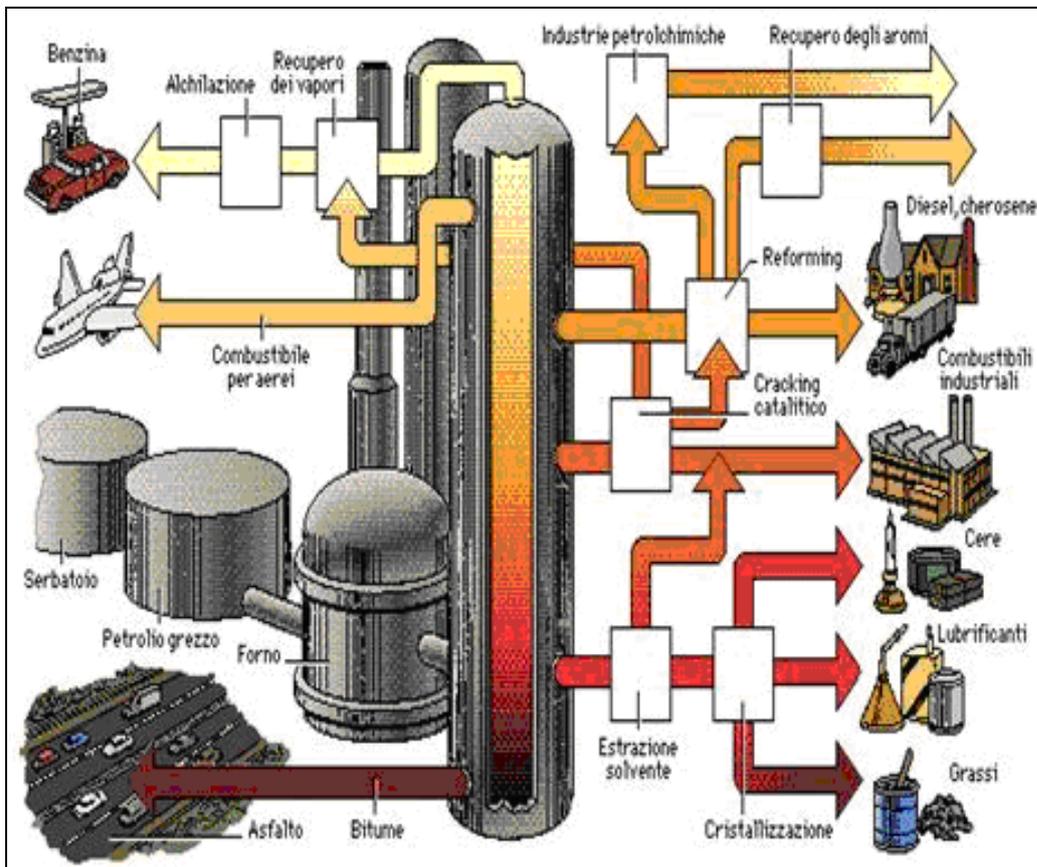


Figura 1.3: principali prodotti ricavati dalla raffinazione del petrolio.

1.3 L'ORIGINE del PETROLIO

Il petrolio si forma sotto la superficie terrestre per decomposizione di organismi marini e piante che crescono sui fondali oceanici, oppure, in misura minore, di organismi terrestri che vengono trasportati in mare dai corsi d'acqua.

I resti della decomposizione si mescolano con le sabbie finissime e con il limo che si depositano sul fondo del mare nelle zone non caratterizzate da forti correnti, formando sedimenti ricchi di materiali organici. Il fenomeno ebbe inizio molti milioni di anni fa con lo sviluppo di un'abbondante fauna marina e continua ancora oggi.

I sedimenti, aumentando di spessore, penetrano sotto il fondale marino a causa del loro stesso peso; a mano a mano che altri sedimenti si accumulano, la pressione su quelli sottostanti aumenta in modo considerevole e la temperatura si alza di diverse centinaia di gradi. Il fango e la sabbia si induriscono trasformandosi in argillite e arenaria, il carbonio precipita, le conchiglie si induriscono trasformandosi in calcare e i resti degli organismi morti si trasformano in petrolio greggio e gas naturale.

Il petrolio che si forma ha densità minore dell'acqua salmastra che satura gli interstizi dell'argillite, della sabbia e delle rocce carbonatiche che costituiscono la crosta terrestre e quindi sale verso la superficie passando dai microscopici pori dei sedimenti più grossi che li sovrastano. Frequentemente il petrolio e il gas incontrano uno strato di argillite impermeabile o di roccia più compatta che impedisce la salita, perciò rimangono bloccati dando origine a un giacimento che viene detto trappola.

Quantità elevate di petrolio tuttavia non incontrano simili strati di roccia e risalgono lentamente sulla superficie terrestre o sui fondali oceanici, formando giacimenti superficiali; questi giacimenti comprendono anche laghi bituminosi e gas naturali che fuoriescono naturalmente dalla superficie terrestre.

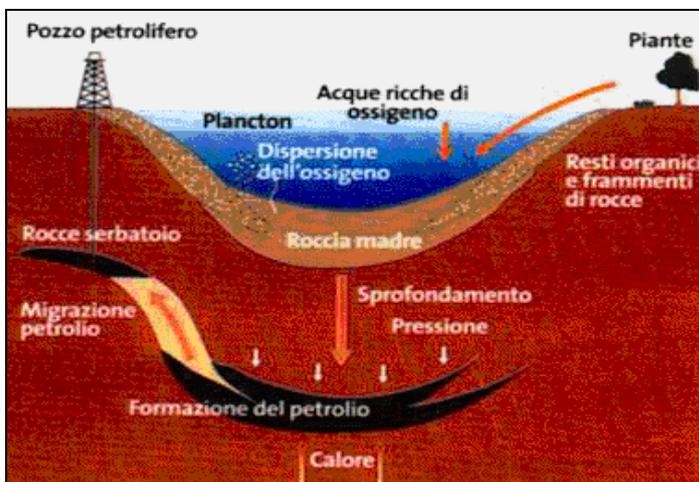


Figura 1.4: origini del petrolio.

1.4 STORIA del PETROLIO

I giacimenti superficiali furono ignorati dagli esseri umani per migliaia di anni; per molto tempo essi vennero usati per scopi molto limitati quali, ad esempio, il calafataggio delle barche e l'impermeabilizzazione dei tessuti. Nel Rinascimento si iniziò a distillare il petrolio greggio di alcuni giacimenti superficiali per ottenere lubrificanti e prodotti medicinali, ma il vero e proprio sfruttamento ebbe inizio solo nel XIX secolo. All'epoca, la rivoluzione industriale e i conseguenti cambiamenti sociali stimolarono notevolmente la ricerca di nuovi combustibili e in particolare di oli lampanti di buona qualità e al tempo stesso economici: molta gente, infatti, desiderava avere la possibilità di lavorare e leggere anche dopo il tramonto, ma l'olio di balena era estremamente costoso, le candele di sego emanavano un odore sgradevole e i becchi a gas erano disponibili solo nelle abitazioni più moderne delle aree urbane. La ricerca di un combustibile migliore per le lampade determinò un netto aumento della richiesta di petrolio greggio e verso la metà del XIX secolo numerosi scienziati cominciarono a mettere a punto tecniche e metodi per produrre e commercializzare sostanze capaci di soddisfare le esigenze della popolazione. Nel 1852 il fisico e geologo canadese Abraham Gessner ottenne un brevetto per ricavare dal petrolio greggio un combustibile per lampade economico, l'olio di paraffina (kerosene); tre anni dopo il chimico statunitense Benjamin Silliman pubblicò uno studio in cui elencava la vasta gamma di prodotti utili che potevano essere ricavati dalla distillazione del petrolio. Da quel momento ebbe inizio la corsa ai rifornimenti di greggio.

I primi pozzi petroliferi veri e propri furono trivellati in Germania nel 1857-1859. Un avvenimento che ebbe risonanza mondiale tuttavia fu la trivellazione di un pozzo nei pressi di Oil Creek, in Pennsylvania, a opera del colonello Edwin L. Drake: nel 1859 questi effettuò numerosi sondaggi con lo scopo di trovare l'ipotetica "sacca madre" da cui si pensava provenissero tutte le infiltrazioni di petrolio della Pennsylvania occidentale; in realtà il giacimento era profondo solo 21,2 m, ma il petrolio era di tipo paraffinico, quindi molto fluido e facile da distillare. Il successo di Drake segnò l'inizio della rapida crescita della moderna industria petrolifera. Presto il petrolio suscitò l'interesse della comunità scientifica e furono sviluppate ipotesi plausibili riguardo alla sua formazione. Con l'invenzione del motore a combustione interna e con il crescente fabbisogno energetico causato dallo scoppio della prima guerra mondiale, l'industria petrolifera divenne una delle basi della moderna società industriale.

1.5 Le RISERVE PETROLIFERE MONDIALI

Le riserve mondiali di greggio, cioè la quantità di petrolio che gli esperti sono certi di essere in grado di estrarre dal sottosuolo con tecniche redditizie, ammontano a circa 700 miliardi di barili, di cui 360 miliardi si trovano in Medio Oriente. Nei prossimi anni saranno scoperti nuovi giacimenti e tecnologie sempre più sofisticate permetteranno di incrementare la percentuale di petrolio estratta dalle riserve già note. Le riserve saranno in ogni caso sufficienti per soddisfare i fabbisogni energetici dell'umanità fino ai primi decenni del XXI secolo; gli esperti sono ancora scettici riguardo alla possibilità che le scoperte di altri giacimenti e le invenzioni future possano permettere di superare di molto tale periodo.

Le riserve disponibili e le proiezioni per l'avvenire suggeriscono che in futuro l'umanità avrà bisogno di fonti di energia alternative. Le opportunità di cui disponiamo tuttavia sono assai limitate, se pensiamo all'ingente fabbisogno energetico che caratterizza le società industrializzate. Gli esperimenti relativi alla raffinazione dell'argillite petrolifera e alla produzione di petrolio sintetico non hanno dato i risultati sperati e rimangono seri dubbi riguardo la competitività dei costi e dei volumi di produzione che si possono ottenere da queste fonti energetiche potenzialmente nuove.

Il problema della crisi energetica che è imminente e presumibilmente distribuita in un periodo di 10–20 anni, avrà come conseguenza anche una crisi della produttività agricola. Il petrolio serve sia per i mezzi di trasporto degli alimenti, sia per arare e dissodare, sia per pompare l'acqua ed irrigare. La società industriale dipende per l'80% dal petrolio, ne è un esempio la produzione di mais che è legata per circa l'88% al greggio. Allo stato attuale l'unico combustibile alternativo che può essere capace di soddisfare l'enorme fabbisogno energetico della società moderna è il carbone, disponibile in tutto il mondo in quantità relativamente abbondanti.

CAPITOLO 2

LA RAFFINERIA di ROMA S.p.A.

La Raffineria di Roma S.p.A. è una raffineria di media grandezza (capacità = 4,3 MM tonnellate/anno) che appartiene a due azionisti: per circa il 72% è della Total, e per il restante 28% dell'italiana ERG.

2.1 STORIA

La raffineria fu commissionata nel 1965 con una capacità di raffinazione di 50.000 Bbl/giorno. Nel 1975 la capacità di raffinazione fu aumentata con la costruzione dell'impianto di lavorazione del grezzo Topping e, nel 1982, con la costruzione dell'impianto di Isomerizzazione. Un revamping dell'impianto Topping ebbe luogo nel 1986 contemporaneamente alla conversione del vecchio impianto per il trattamento del grezzo in Visbreaker, processo dedicato al trattamento del residuo atmosferico.

Nel 1993 l'impianto HDS fu revampato in previsione di una maggiore severità delle specifiche del gasolio. Nel 1977 fu aggiunto l'impianto Bensat per la produzione di benzine a basso contenuto di benzene. La capacità di lavorazione odierna della raffineria è di 4 milioni di tonnellate/anno, rispetto ad una capacità nominale di 4,3 milioni di tonnellate/anno.

2.2 LOCALIZZAZIONE

La Raffineria è costruita su di un'area di 97 ettari, a 18 metri s.l.m., in una zona di campagna a circa 12 km ad Ovest della città di Roma ed a circa 15 km dalla costa, dove

si trovano il deposito costiero della raffineria e l'aeroporto internazionale "Leonardo da Vinci". L'hinterland della raffineria è costituito per lo più da zona agricola ove si affiancano vecchie fattorie, vari depositi, una discarica di rifiuti urbani ed un inceneritore per i rifiuti ospedalieri. Il Rio Galeria scorre ad Est fuori dal perimetro della raffineria. Ad Est, sul lato opposto della strada, si trova un deposito di prodotti petroliferi denominato Deposito Comune; un impianto d'imbottigliamento LPG è situato a 50 metri dal parco di stoccaggio grezzo della raffineria.

La raffineria si trova in un punto strategico dal Centro Italia: la raffineria più vicina si trova a più di 250 km di distanza.

2.3 MERCATO

La struttura e gli adeguamenti impiantistici effettuati da RdR le hanno consentito di seguire nel tempo l'evoluzione della domanda dei diversi prodotti petroliferi.

In particolare, la Raffineria di Roma, copre attualmente in media il 67% del fabbisogno regionale dei prodotti principali di origine petrolifera. Il fabbisogno della regione Lazio rappresenta il 13,8% del mercato Nazionale.

La logistica primaria di approvvigionamento della regione è costituita da tre sistemi: oltre ad RdR, Civitavecchia a Nord e Gaeta a Sud.

2.4 SERBATOI e MOVIMENTAZIONE PRODOTTI

La raffineria lavora una serie di grezzi in prevalenza arabi, africani e russi che vengono scaricati attraverso una piattaforma per la discarica sita nella rada di Fiumicino verso il Deposito Costiero di Fiumicino e da qui pompati tramite 15 km di oleodotti nei serbatoi della raffineria. Una seconda piattaforma è invece utilizzata per il carico e la discarica di prodotti semilavorati e finiti.

La raffineria è il maggiore distributore di prodotti raffinati via terra essendo l'unica nella zona di Roma. I prodotti consegnati coprono circa il 50% della domanda nel Lazio che corrisponde al 12% del fabbisogno nazionale. Circa il 30% del prodotto viene consegnato tramite trasporto su strada, il 45% a depositi locali tramite oleodotti interni ed il 25% via nave tramite piattaforme di carico mare.

La capacità di stoccaggio nominale totale della raffineria si può riassumere come segue: serbatoi di grezzo 478.000 m³, serbatoi di prodotti intermedi/semilavorati 767.000 m³ e sfere LPG 8.500 m³.

La raffineria è munita di un'area di carico autobotti (26 corsie di caricamento) con una capacità di caricazione di 700 autobotti/giorno. Circa il 30% della produzione viene distribuita tramite questo sistema. Inoltre sono presenti 4 corsie per il carico di GPL ed 8 corsie per il carico di bitume.

La Raffineria è collegata via oleodotti con:

- Il deposito SERAM (deposito di jet fuel per l'aeroporto internazionale di Fiumicino) tramite un oleodotto di 8" e lunghezza di 10 km. La Raffineria di Roma fornisce circa il 60% del jet fuel dell'aeroporto Leonardo da Vinci;
- depositi ausiliari nei dintorni della raffineria (AGIP, TOTAL, ERG, Q8, SHELL) tramite altri sette oleodotti (da 12" a 6");
- il deposito costiero nel porto di Fiumicino, tramite due oleodotti (30" e 16", lunghezza 16 km).

Il deposito Costiero di Fiumicino è situato nella costa di Fiumicino, a circa 15 km dalla raffineria. E' essenzialmente parte della Raffineria di Roma essendo la stazione di pompaggio booster dei grezzi importati tramite le piattaforme, e per l'esportazione di prodotti bianchi e neri, sempre tramite le due piattaforme. Il deposito confina con alcune abitazioni civili costruite successivamente.

L'attrezzatura per l'espletamento delle operazioni del deposito costiero è costituita da:

- Due piattaforme a mare R1 e R2 situate a 6,5 km dalla costa e provviste di manichette flottanti per la connessione con le navi;
- Oleodotti sottomarini (36" e 28"). Sono coibentati con il bitume, coperti e insabbiati; oleodotti sottomarini per prodotti bianchi e neri (2 x 16"), condotta sottomarina per le acque di zavorra provenienti dalle navi (1 x 20").
- Stoccaggio greggio (un serbatoio a tetto galleggiante da 12.000 mc).
- Pompe Booster per la caricazione del greggio (1 x 4.500 mc/h, 2 x 2.500 mc/h).
- Pompe Booster per i prodotti semilavorati e finiti.
- Centro di controllo per la movimentazione del greggio e dei prodotti.

Il deposito costiero di Fiumicino riceve approssimativamente 40 navi di greggio l'anno con un carico massimo di 260.000 DWT. La media di carico è 80.000 DWT. Annualmente vengono scaricate/caricate anche circa 83 navi di prodotto.

L'isola R1 viene usata solo per il greggio, mentre l'isola R2 viene usata generalmente per l'import/export dei prodotti ma può anche essere usata per il grezzo importato quando necessario.

2.5 IL PROCESSO di RAFFINAZIONE del PETROLIO

In una descrizione approssimativa del processo di raffinazione, possiamo tracciare delle linee guida generali che identificano alcune delle caratteristiche fondamentali del processo, comuni a tutte le raffinerie. Innanzi tutto il greggio entrante deve essere filtrato e depurato da quei componenti che possono impedire o disturbare i processi successivi; nel greggio sono presenti sabbie, sale, fanghi vari che vengono separati prima dei trattamenti veri e propri. Il greggio è una miscela di idrocarburi, soprattutto alcani, e per dar luogo a prodotti commercializzabili o sfruttabili per altri processi, deve essere separato nei suoi componenti. Questo si fa mediante una distillazione nel corso della quale vengono appunto raccolte separatamente le varie fasi, dal top (frazioni leggere, sostanzialmente le frazioni da C1 a C5, ossia idrocarburi con un numero di atomi di carbonio tra 1 e 5) attraverso i vari piatti estraendo benzine (C6 - C9), kerosene (C10 - C12), gasolio (C13 - C14), olio combustibile, (C15 - C20) e infine i bottoms, che sono idrocarburi pesanti quali peci, asfalti e paraffine solide.

Questa fase di distillazione è in realtà quasi sempre divisa in due fasi: una distillazione atmosferica (neutra) in cui si separano in modo relativamente grossolano idrocarburi leggeri dai pesanti, separando la nafta (che, attenzione, è diversa da quella che viene così denominata nel parlare comune: la prima è una frazione leggera, mentre la seconda è più correttamente definita olio combustibile) dal residuo atmosferico, più pesante, che passa alla distillazione sotto vuoto da cui vengono definitivamente separati l'olio combustibile e altre frazioni pesanti dalle frazioni leggere. I prodotti della distillazione sotto vuoto vengono di solito inviati ai trattamenti di desolforazione, in cui si inietta H₂ che viene poi separato in forma di H₂S (acido solfidrico) e in seguito ridotto, nei classici impianti Claus, a zolfo elementare.

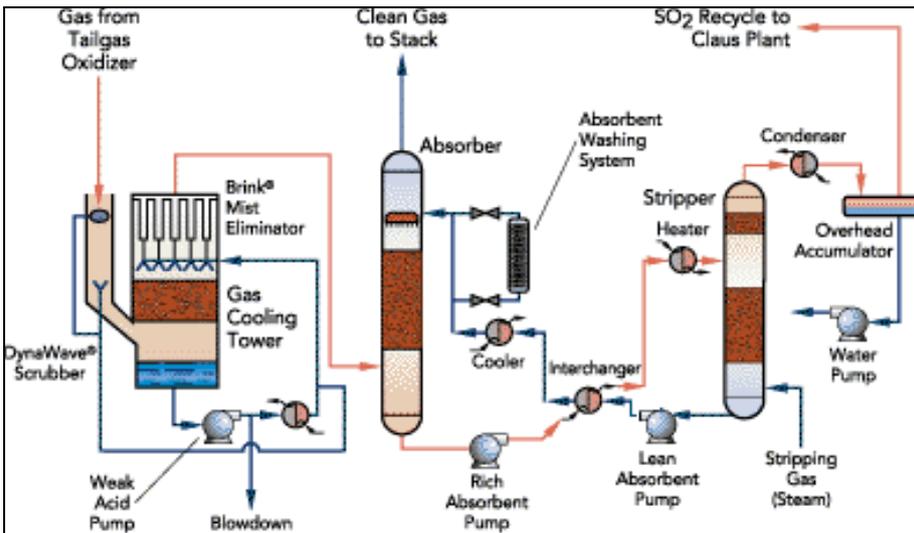
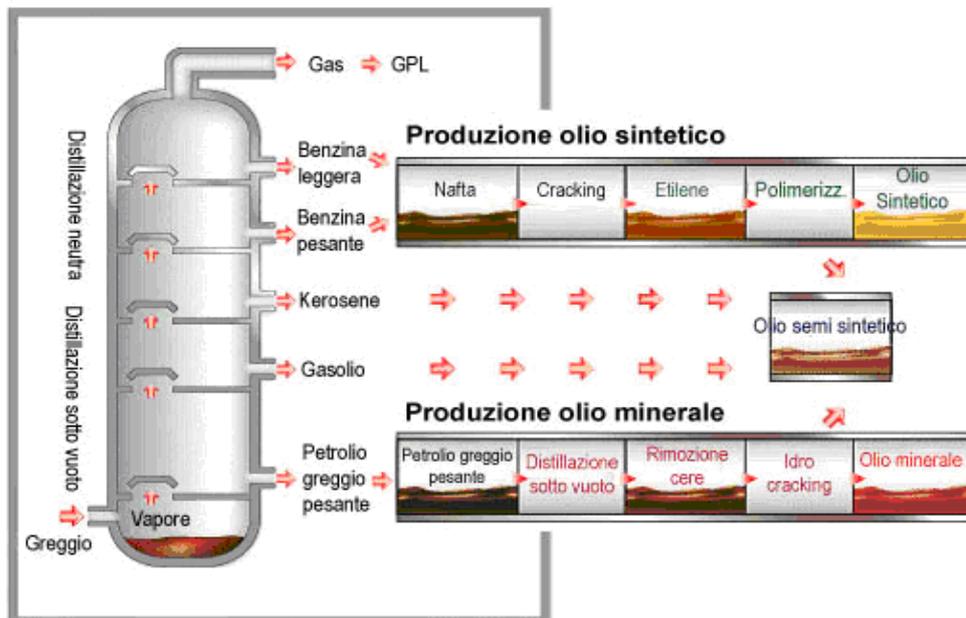


Figura 2.1: schematizzazione trattamento finale fumi nell' impianto Claus.

Dalla distillazione sotto vuoto si ottengono quindi i prodotti pesanti, quali gasolio e olio combustibile. Dalla distillazione atmosferica, come top si ottiene la nafta, all'inglese virgin naphta, approssimativamente un C10, da cui vengono subito separate le frazioni leggere, fino a C4 - C5 e le benzine.



*Questo processo può variare a seconda del produttore di petrolio e del processo di raffinazione

Figura 2.2: schematizzazione processo di raffinazione.

Questi prodotti sono di per se già utilizzabili commercialmente, ma è improbabile che le quantità prodotte rispettino le proporzioni delle quantità vendute.

Si sono quindi sviluppate nel tempo delle tecniche di processo mediante le quali le molecole di idrocarburi pesanti vengono spezzate in molecole più leggere; ad esempio mediante una reazione del tipo $C_{13}H_{28} + H_2 \rightarrow C_7H_{16} + C_6H_{14}$.

Questi processi sono detti processi di cracking (letteralmente: spezzettatura) e consentono, nel caso indicato, di ottenere una molecola di eptano ed una di esano (cioè due di benzina leggera) partendo da una molecola di C13, ossia gasolio.

Si pone evidentemente anche il problema inverso : greggi molto leggeri possono dare un eccesso di benzine a scapito dei gasoli. Sono stati allora sviluppati dei processi di reforming (letteralmente: riformatura), inversi di quelli di cracking.

Attraverso tutti questi trattamenti si ottengono, nelle quantità desiderate, tutti i prodotti che il mercato richiede. Tra questi, si distinguono le frazioni pesanti (C20 e oltre), che hanno poco interesse commerciale e che vengono spesso usate in raffineria per produzione di energia in speciali caldaie, e soprattutto la virgin naphta, già citata, che è la principale materia prima per l'industria petrolchimica, e quindi per la produzione di materie plastiche, gomme sintetiche e di un'infinità di materiali diversi.

Punto centrale dei processi di raffinazione e cracking sono le colonne di distillazione a piatti. La distillazione del petrolio greggio, detta anche “distillazione primaria”, rappresenta la prima fase del processo di raffinazione in ogni raffineria.

Il greggio alimenta l'impianto di distillazione, attraverso il quale, a pressione atmosferica, viene frazionato nei vari componenti, in base alle loro temperature di ebollizione. La colonna di distillazione (o colonna di “topping”) contiene infatti una serie di “piatti” mantenuti a temperature decrescenti verso l'alto. Su ciascun “piatto” condensano gli idrocarburi che hanno punti di ebollizione prossimi alla temperatura del piatto stesso, determinando così il frazionamento voluto.

Il contenuto dei piatti viene continuamente prelevato, dando origine alle diverse frazioni, o tagli, del processo di distillazione. La frazione più pesante del greggio che non raggiunge la temperatura di ebollizione si raccoglie sul fondo della colonna; costituisce il “residuo atmosferico”, cioè il residuo della distillazione a pressione atmosferica. L'immagine illustra il principio di funzionamento di una colonna di distillazione a piatti. La miscela liquida da distillare (A + B), il cui comportamento è supposto quasi ideale, viene riscaldata alla temperatura di ebollizione, ed il vapore sale passando attraverso dei piatti orizzontali muniti di fori a valvola (in modo da permettere

solo l'ingresso) alcuni dei quali sormontati da coperchi detti campane di gorgogliamento. La temperatura del vapore va diminuendo dal basso verso l'alto, ed è regolata in modo da raggiungere (all'altezza dell'ultimo piatto) un valore prossimo alla temperatura di condensazione del componente più volatile.

Lungo il percorso, una parte del vapore condensa raccogliendosi nei piatti e quando in un piatto il livello del liquido raggiunge l'altezza dello sfioratore, il liquido trabocca nel piatto sottostante e così via.

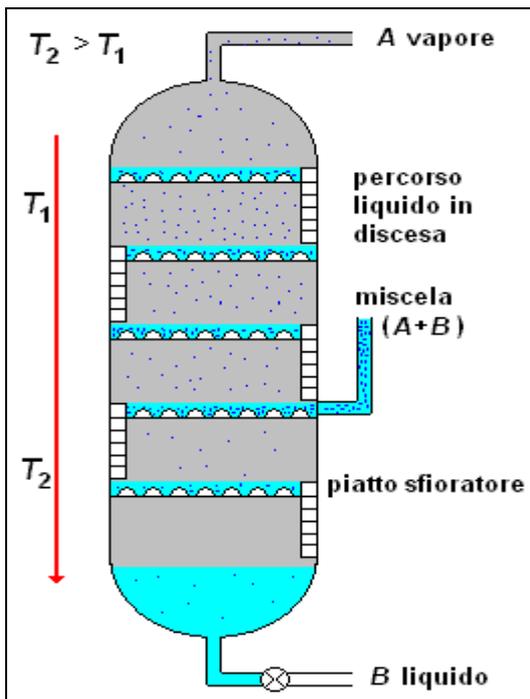


Figura 2.3 : schematizzazione del funzionamento di una colonna di distillazione.

Nel corso del processo, quindi, si ha una corrente di vapore che sale, riscaldando i successivi strati di liquido contenuti nei piatti che attraversa; in questo modo, il vapore si arricchisce del componente più volatile, A. Contemporaneamente, si ha un flusso di liquido che scende e diventa sempre più ricco del componente meno volatile, B.

Si può dimostrare, ma è intuitivo, che tanto più vicini sono i valori delle temperature di ebollizione di A e B, tanto maggiore dovrà essere il numero di piatti e la durata dell'operazione. Di seguito si illustrano brevemente i principali processi utilizzati in raffineria.

2.5.1 Distillazione Atmosferica

Il processo di distillazione atmosferica consiste nel frazionamento del petrolio in diversi tagli: generalmente GPL, benzine, gasolio leggero, gasolio pesante e residuo. Il residuo atmosferico è il prodotto di fondo della colonna ed è normalmente inviato ad altri impianti per successive lavorazioni. I distillati intermedi costituiti dai vari gasoli, dal kerosene e dalla benzina pesante sono prelievi laterali della colonna. I distillati leggeri, benzina leggera, GPL e gas incondensabili, sono i prodotti di testa della colonna e sono usualmente sottoposti ad altre lavorazioni come la stabilizzazione, per ottenere prodotti finiti. Tutte le frazioni petrolifere ottenute dall'impianto di Topping sono ancora miscele costituite da un gran numero di idrocarburi; è quindi impossibile, e anche scarsamente significativo, caratterizzare queste frazioni dal punto di vista analitico.

Per identificare ogni frazione si fa usualmente riferimento all'intervallo dei punti di ebollizione tra il punto iniziale (IBP) e il punto finale (FBP). Ogni frazione è cioè caratterizzata tramite una curva di distillazione, che rappresenta le percentuali in volume o massa distillate alle diverse temperature comprese tra IBP ed FBP. Le curve elaborate secondo gli standard dell'American Society For Testing Materials (ASTM) sono per lo più usate per caratterizzare i vari prodotti, mentre per caratterizzare i diversi greggi si ricorre solitamente alla curva di distillazione T.B.P. (True Boiling Point). In figura 2.4 è riportata la curva di distillazione di un generico petrolio

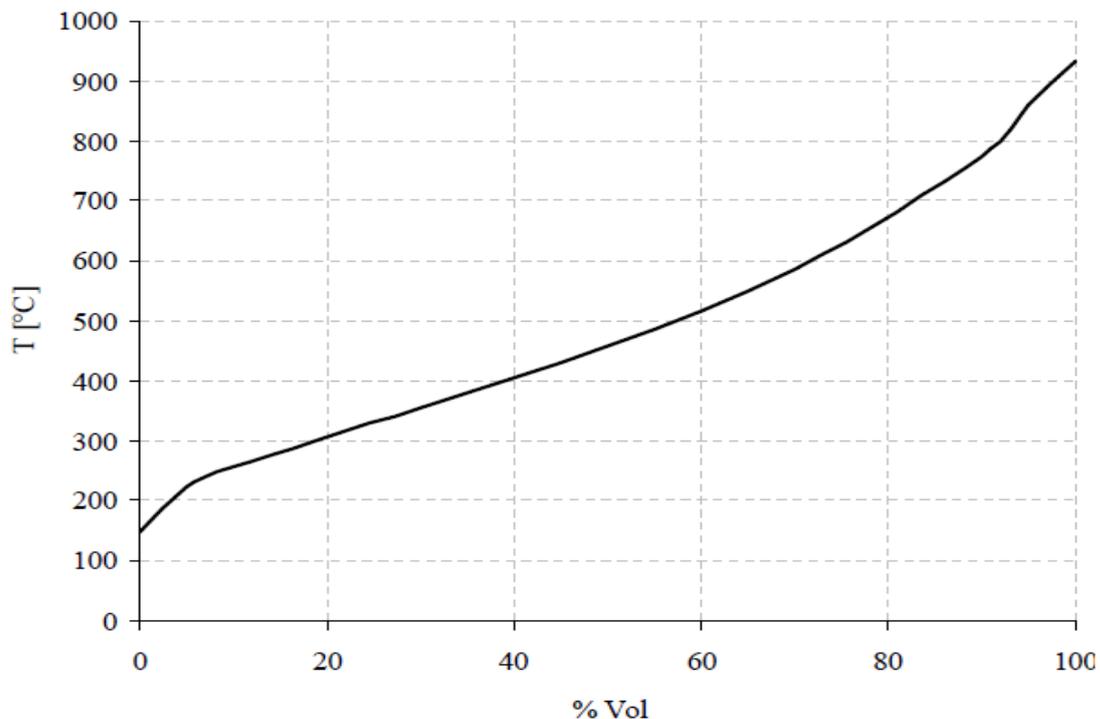


Figura 2.4: curva di distillazione di un generico petrolio.

Il processo di topping parte da una sezione di preriscaldamento della carica, nella quale il petrolio è portato a temperature dell'ordine dei 250/260 °C.

A questa temperatura, il petrolio è alimentato ad un forno, in uscita dal quale raggiunge la temperatura di circa 350°C alla quale i componenti leggeri e intermedi (gas-gpl-benzine-kerosene-gasoli) sono in fase vapore, mentre rimangono in fase liquida i prodotti pesanti. Nel processo di topping il calore è usualmente fornito tramite iniezione diretta di vapore d'acqua, si tratta cioè di un processo basato sulla steam distillation. L'utilizzo di vapore d'acqua consente infatti la riduzione della pressione parziale degli idrocarburi, e quindi della temperatura di vaporizzazione della miscela, in ogni stadio del frazionamento; la pressione parziale dei composti può essere valutata dalla legge di Dalton :

$$P_{HC} = \frac{N_{HC}}{N_{HC} + N_{St}} \cdot P \quad (1)$$

Dove:

N_{HC} : portata molare di idrocarburi in fase vapore ;

N_{St} : portata molare di vapore d'acqua;

P_{HC} : pressione parziale della miscela di idrocarburi;

P : pressione totale del sistema

Dalla (1) si evince che, fissata la pressione totale del sistema, la pressione di vapore degli idrocarburi, e quindi del sistema, è sicuramente inferiore a quella che si avrebbe in un processo di distillazione tradizionale. La quantità di vapore da utilizzare deve essere scelta in maniera opportuna in modo da ottenere un sufficiente abbassamento della pressione parziale evitando il trascinamento dei componenti pesanti. Esistono diverse correlazioni per il calcolo della quantità di vapore ottimale in funzione della portata volumetrica di prodotto di fondo.

Si può notare in figura 2.5 la presenza di alcuni scambiatori di calore laterali, o Pumparounds: il loro scopo principale è quello di evitare che le portate di vapore nella colonna principale aumentino in maniera eccessiva in seguito alla presenza dei vari side strippers, riducendo localmente, in maniera anche significativa, il rapporto di riflusso.

Il pumparound agisce prelevando una parte della corrente liquida, della colonna principale, raffreddandola e reimmettendo la stessa alcuni piatti al di sopra del prelievo.

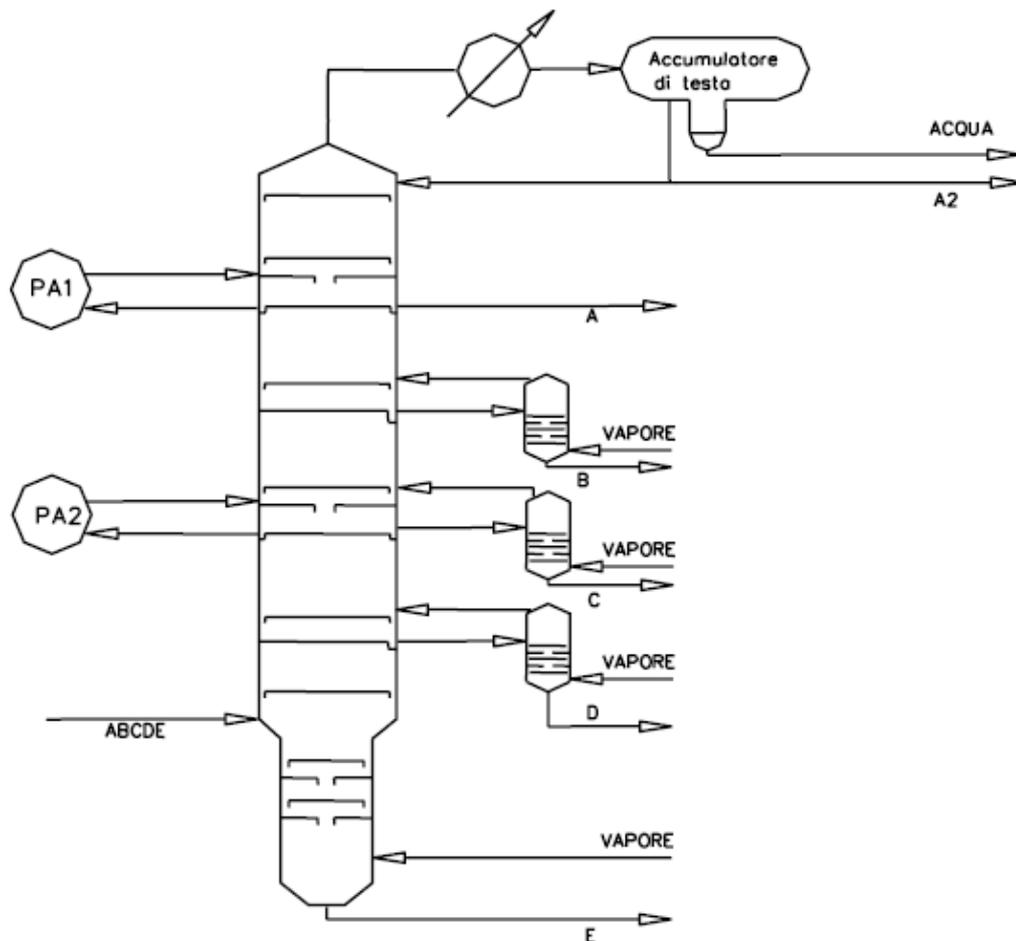


Figura 2.5: schema dell'impianto di distillazione atmosferica

La presenza dei pumparounds garantisce una certa condensazione dei vapori, ma può ridurre l'efficienza degli stadi immediatamente al di sotto del rientro del pumparound nella colonna principale.

In questi stadi infatti si ha quasi esclusivamente uno scambio di calore tra liquido e vapore ma la separazione è molto scarsa. Una variante al pumparound è il pumpback nel quale il liquido, dopo essere stato prelevato e raffreddato, viene reintrodotta in colonna alcuni stadi al di sotto del piatto di prelievo. Un risvolto positivo dall'utilizzo dei pumparounds è la maggior controllabilità della colonna soprattutto nei cambi di assetto. L'impianto si avvale principalmente di: colonne, scambiatori, forni, pompe, serbatoi.



Figura 2.6: immagine impianto Topping.

2.5.2 Distillazione Sotto Vuoto

La resa in distillati da un petrolio grezzo è limitata dalla necessità di non superare determinate temperature nella zona di flash per evitare fenomeni di piroschissione.

Difatti il residuo topping contiene ancora altri composti che possono essere utilizzati, ma la loro temperatura di ebollizione a pressione atmosferica è così elevata che si decomporrebbero se li si vaporizzasse a pressione atmosferica.

Pertanto la resa in distillati può essere aumentata abbassando la pressione totale nella colonna (40 mmHg, circa), in pratica ciò si ottiene inviando il “residuo atmosferico” ad una colonna di distillazione che funziona sotto vuoto per consentire la distillazione dei vari componenti a temperature non troppo elevate. Per evitare cracking è necessario ricorrere, oltre al vuoto, a tempi di permanenza molto brevi alle alte temperature della zona di flash e a rapporti vapor d’acqua alimentazione idrocarburica più alti rispetto a

quelli adottati nel topping. La frazione di residuo atmosferico che non raggiunge la temperatura di ebollizione si raccoglie sul fondo della colonna e costituisce il “residuo vacuum”.

I prodotti ottenuti dalla distillazione vacuum dipendono dal tipo di grezzo utilizzato. Nel caso di grezzi paraffinici per lubrificanti, si hanno: gasolio da vuoto (VGO), tre frazioni di lubrificanti leggere e medie ed il residuo vacuum spesso costituito da asfalteni e lubrificanti pesanti.

Nel caso di grezzi per la produzione di combustibili, si hanno: gasolio leggero da vuoto (LVGO), gasolio pesante da vuoto (HVGO) ed asfalteni.

I gasoli da vuoto sono utilizzati per alimentare le navi oppure per produrre benzine e gasoli per autotrazione tramite dei processi di cracking termico o catalitico.

2.5.3. Desolforazione

Il processo di rimuovere lo zolfo dai carburanti utilizzando idrogeno, è utilizzato da decenni dalla generalità delle raffinerie. Attualmente le raffinerie stanno concentrandosi su processi di desolforazione innovativi per rispettare specifiche più severe sul contenuto di zolfo delle benzine e dei gasoli, ma anche per migliorare la flessibilità delle raffinerie stesse. Il ricorso a greggi a basso contenuto di zolfo, in alternativa alla realizzazione di impianti di desolforazione, limita infatti la flessibilità di una raffineria.

2.5.4 Reforming

Col processo di reforming componenti basso ottanici come la nafta distillata sono trasformati in componenti alto-ottanici. Il processo, di tipo catalitico, dà luogo anche ad una produzione associata di idrogeno. Il processo di reforming, oltre ad essere indispensabile per la produzione di benzine, rappresenta anche la fonte primaria di idrogeno per le necessità della raffineria.

2.5.5 Cracking

Attraverso questo processo molecole di frazioni medie e pesanti (come gasolio e distillati vacuum) vengono “rotte” (da qui il termine cracking) e trasformate in molecole di frazioni più leggere. I processi di cracking possono essere di tre tipi: il “cracking termico”, che usa solamente il calore, il “fluid catalytic cracking”, che si avvale del

calore e di un catalizzatore chimico di conversione e l' "hydrocracking", che utilizza il calore, un catalizzatore e l'idrogeno; è un processo specifico per massimizzare la produzione di gasolio. Il processo di piroschissione, o cracking termico, è stato messo a punto allo scopo di aumentare la resa della distillazione. In questo processo le frazioni più pesanti del petrolio greggio vengono portate ad alte temperature in condizioni di pressione elevata in modo che le molecole più grandi si scindano in molecole più piccole, adatte a essere trasformate in benzina.

2.5.6 Isomerizzazione

Col processo di isomerizzazione una benzina leggera basso-ottanica è trasformata in un taglio a più elevato numero di ottano. A livello molecolare, paraffine lineari vengono convertite in paraffine ramificate con pari atomi di carbonio.

2.6 SCHEMA di RAFFINERIA

Le raffinerie vengono classificate in base alla potenzialità, espressa in t/anno o in barili di grezzo lavorato/giorno operativo (BPSD: barrels per stream day) e al ciclo di lavorazione.

Non esistono tuttavia due raffinerie che operino allo stesso modo a causa delle caratteristiche dei grezzi e delle condizioni di mercato dei prodotti.

Operando una distinzione di massima, si distinguono "raffinerie a combustibili" che destinano il residuo a olio combustibile e/o a bitume; e "raffinerie a lubrificanti", meno numerose, dispongono di impianti di distillazione sotto vuoto più complessi e di unità per trattare distillati e residuo da vuoto ottenendo frazioni lubrificanti(deasfaltazione, estrazione con solventi, deparaffinazione).

Generalmente si classificano le raffinerie in due grandi gruppi:

- a *ciclo semplice* (Hydroskimming), che non alterano sostanzialmente le rese del grezzo; i principali impianti sono distillazione, desolforazione, reforming;
- di *conversione*, che modificano le rese del grezzo a favore di determinati prodotti, in genere verso la massima resa in benzina; oltre agli impianti citati dispongono di unità di cracking ed eventualmente di alchilazione.

Le raffinerie Hydroskimming tendono a essere dotate anche di impianti di isomerizzazione, per produrre benzine ad alto numero di ottano senza aggiunta di antidetonanti al piombo; di impianti di conversione termica, soprattutto visbreaking, per aumentare la resa in gasolio a scapito dell'olio combustibile.

La Raffineria di Roma S.p.A. ha uno schema di lavorazione tipo Hydroskimming più cracking termico sul residuo atmosferico che le consente di produrre tutta la gamma dei prodotti petroliferi: GPL, benzine, cherosene/jet fuel, gasoli auto e riscaldamento, oli combustibili e bitumi.

Alla luce di quanto detto nel paragrafo precedente, di seguito viene riportato lo schema semplificato dell'attività di raffinazione di RdR.

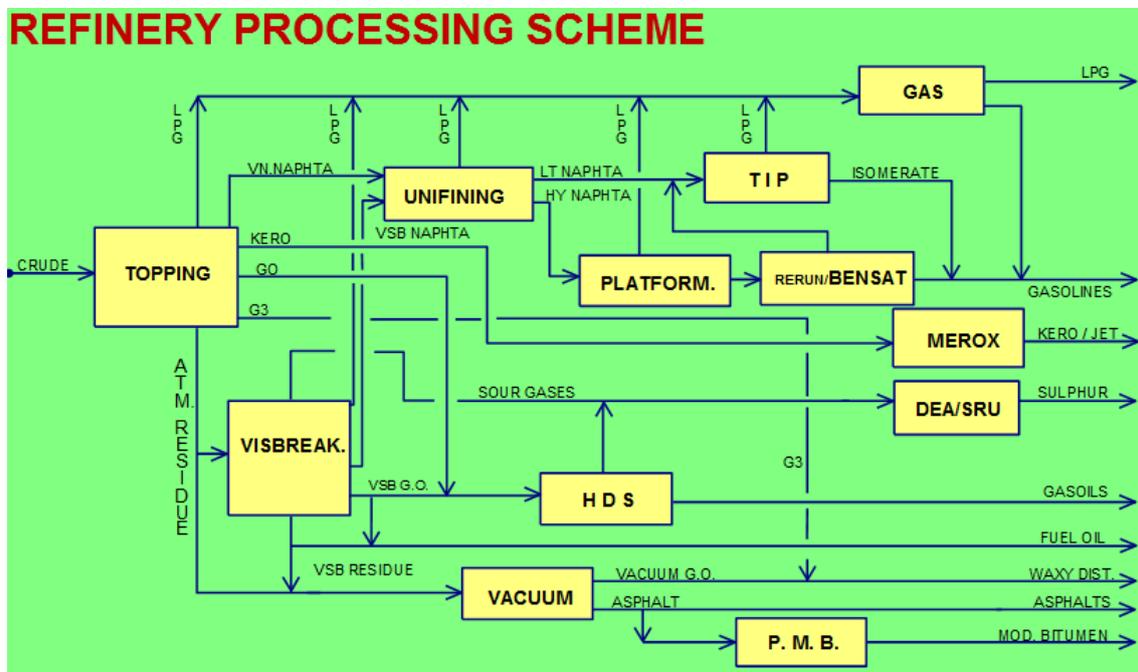


Figura 2.7: schematizzazione del processo di raffinazione della Raffineria di Roma.

Come si può osservare il grezzo arriva al Topping, dove, tramite una prima distillazione vengono separati i derivati del petrolio. In particolare, in testa alla colonna viene estratto LPG che è il prodotto più leggero (ovvero con peso molecolare inferiore); a seguire vengono recuperati virgin naphta, cherosene, gasolio e residuo atmosferico.

Ognuno di questi prodotti viene successivamente lavorato in impianti diversi al fine di ottenere prodotti commercializzabili.

Di seguito, sono descritte le caratteristiche principali di ciascuna unità:

- Topping: nell' impianto il grezzo viene distillato in cinque frazioni principali; la sua capacità nominale è oggi pari a 92.400 Bbl/giorno.
- Visbreaker: in quest' impianto il residuo atmosferico subisce un processo di cracking termico ed è così parzialmente convertito in distillati leggeri; ha una capacità nominale di 30.000 Bbl/giorno.
- Unifiner: l' unità idrogena e desolfora la benzina proveniente dal Topping, nel revamping del 1986 fu aggiunta una nuova sezione di saturazione e denitrificazione della naphta visbreaker a monte degli esistenti reattori. La naphta idrogenata è divisa in un taglio leggero ed in uno pesante i quali sono rispettivamente alimentati all' impianto TIP e Platforming. La sua capacità nominale è pari a 22.000 Bbl/giorno.
- Platformer: l' impianto produce benzina alto ottanica (ovvero con buone caratteristiche di detonazione) ed idrogeno a partire dalla heavy naphta; la sua capacità è di 15.000 Bbl/giorno.
- Impianto Isomerizzazione (TIP): l' unità è alimentata da benzina proveniente dall' Unifining e converte le catene lineari d' idrocarburi C5/C6 in isomeri, producendo una benzina alto ottanica da utilizzare nel blending benzine finite. La capacità è di 9.000 Bbl/giorno.
- Vacuum: è una piccola unità per la distillazione sotto vuoto dei residui da Topping e Visbreaker, produce principalmente bitume e gasolio vacuum che viene venduto come carica per impianti di cracking; la capacità è pari a 12.000 Bbl/giorno.
- P.M.B.(Polimer Modified Bitumen): è l' impianto in cui ai bitumi prodotti dalla raffineria vengono aggiunti additivi polimerici per ottenere il bitume autostradale auto drenante. La sua capacità è di 15 ton/h.
- Impianto desolforazione gasoli (HDS): provvede alla desolforazione catalitica, mediante idrogeno, del gasolio per autotrazione e di quello per riscaldamento. La capacità nominale è pari a 28.800 Bbl/giorno.
- Unità GAS: l' impianto è dedicato al trattamento ed alla separazione delle frazioni LPG dalle lavorazioni di Topping, Visbreaker; Platformer e Unifiner. L' unità dispone di una torre di lavaggio con ammine per rimuovere l' H₂S presente; la capacità nominale è di 3.200 Bbl/giorno.

- DEA/SRU (Sulfur plant): il processo provvede alla rimozione di H_2S presente nei gas acidi provenienti dall'HDS e dal Visbreaking attraverso l'assorbimento con DEA (dietafolamina). La DEA è quindi rigenerata in una torre di strappaggio producendo una corrente di gas H_2S concentrato, questa è convertita in zolfo elementare in un impianto Claus (SRU). La sua capacità è pari a 40 ton/giorno.
- Merox: costituisce l'unità di addolcimento del cherosene per la rimozione di mercaptani e la loro trasformazione in disolfuri (prodotti non acidi). La capacità nominale è di 12.000 Bbl/giorno.
- Bensat: provvede alla saturazione del benzene proveniente dal taglio laterale della Rerun unit situata a valle dell'impianto Platforming. E' l'unità chiave per la produzione di benzine a basso tenore di benzene.

Per semplicità, partendo dall'output del sistema, seguiamo a ritroso il percorso seguito dai diversi combustibili all'interno delle unità di Raffineria per capire quali sono le unità utilizzate.

La benzina proviene dalle lavorazioni eseguite presso l'impianto Bensat, dalla lavorazione della corrente isomerata del Tip e in parte minore dall'impianto GAS.

In particolare il Bensat processa l'effluente di heavy naphta proveniente dal Platformer, che a sua volta riceve il semilavorato in ingresso dall'Unifining.

In quest'ultimo impianto vengono separati i due effluenti: la naphta leggera e la naphta pesante; la prima viene lavorata nell'unità TIP; la seconda come precedentemente detto, dall'unità Platformer. L'unifining, invece riceve in ingresso la virgin naphta proveniente dal taglio laterale della colonna di distillazione Topping, e dalla naphta proveniente dal Visbreaker.

Pertanto, schematizzando al massimo il ciclo di produzione, e rappresentando ogni unità con un colore diverso, pure appartenendo allo stesso ciclo di lavorazione, si ha:

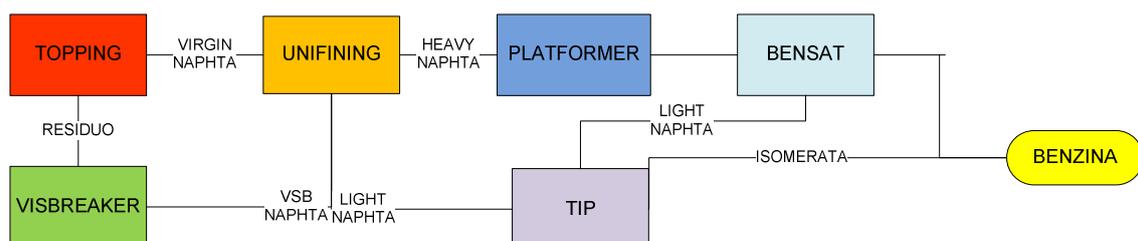


Figura 2.8: ciclo di lavorazione della benzina.

LPG, oltre a provenire dalla testa della colonna di distillazione Topping, lo si ottiene in percentuali minori anche dalle altre unità, quali Visbreaker, Platformer, Unifining e TIP.

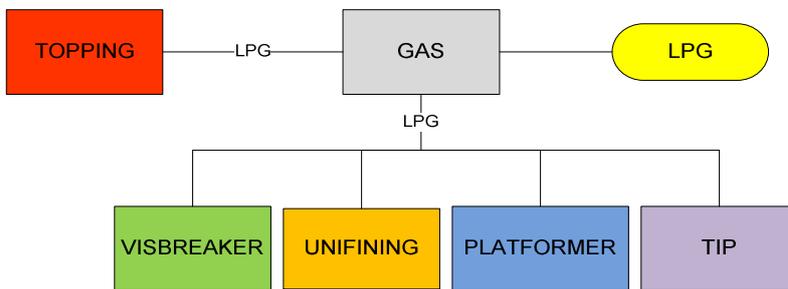


Figura 2.9: ciclo di lavorazione dell' LPG.

Il cherosene proviene dal taglio laterale della colonna Topping che invia l'effluente all' unità Merox; questo realizza il prodotto da vendere sul mercato.



Figura 2.10: ciclo di lavorazione del cherosene.

Il gasolio è il risultato della raffinazione degli effluenti provenienti dal Visbreaker e dal Topping, questi forniscono un semilavorato che costituisce la materia in ingresso all' impianto HDS di desolfurazione, la quale in ultimo restituisce gasolio commercializzabile. Diverso è il percorso che segue il fuel oil, il quale proviene dal fondo della colonna del Visbreaker, ed è spesso destinato ad uso interno.

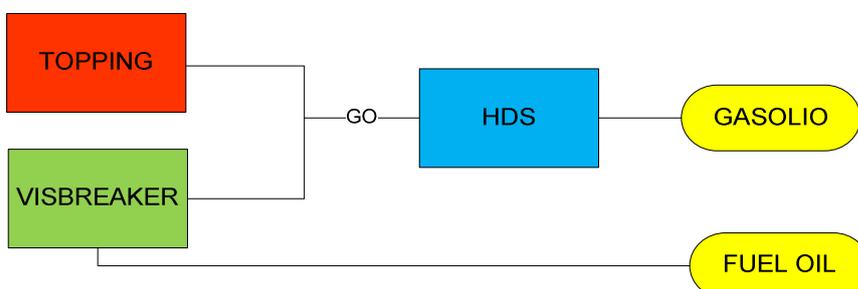


Figura 2.11: ciclo di lavorazione del gasolio e del fuel oil.

I bitumi provengono dalla lavorazione del fondo della colonna Topping (residuo atmosferico) e dal residuo del Visbreaker; le operazioni successive sono svolte

dall'unità vacuum e dall' unità P.M.B. (Polimer Modified Bitumen) dove vengono aggiunti dei polimeri in modo tale da aumentare l'elasticità del materiale.

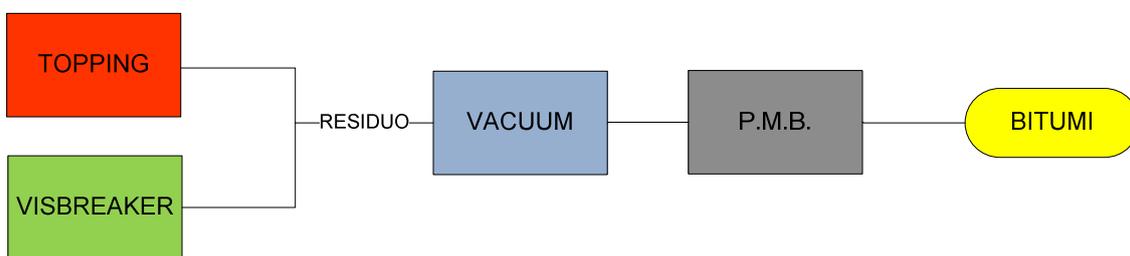


Figura 2.12: ciclo di lavorazione dei bitumi.

Infine, vi è la produzione dello zolfo, come prodotto secondario di Raffineria. Questo è infatti il prodotto di scarto proveniente dal lavaggio con ammine dei gas acidi uscenti dai camini dei forni del Visbreaker e dell' HDS.

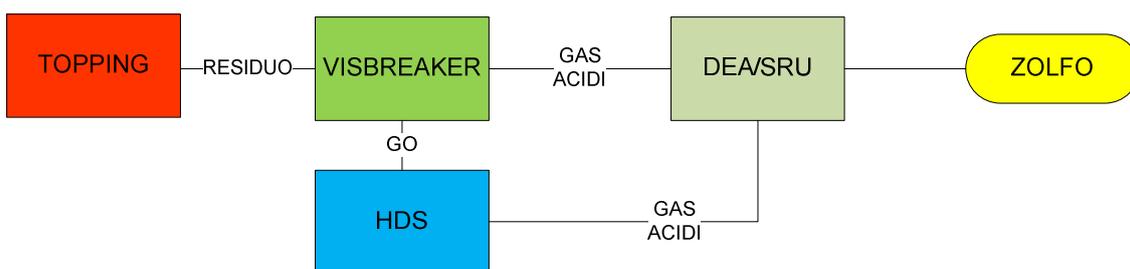


Figura 2.13: ciclo di lavorazione dello zolfo.

2.7 PRODOTTI PETROLIFERI

Una prima distinzione che può essere fatta all'interno dei prodotti energetici di origine petrolifera, è quella tra carburanti e combustibili.

Tale distinzione è basata sul meccanismo con cui avviene la miscelazione con l'aria nella fase che precede la combustione. Secondo questa distinzione, sono carburanti il Gpl, la benzina ed il kerosene per aviazione, ma non il gasolio.

Nel linguaggio comune la definizione di carburanti è tuttavia più ampia, anche se tecnicamente meno rigorosa; si definiscono infatti "carburanti" i prodotti energetici destinati ai motori a combustione interna; essa comprende quindi anche il gasolio.

Fa eccezione l'olio combustibile residuo che alimenta i grossi motori diesel marini e fissi che è per definizione un combustibile.

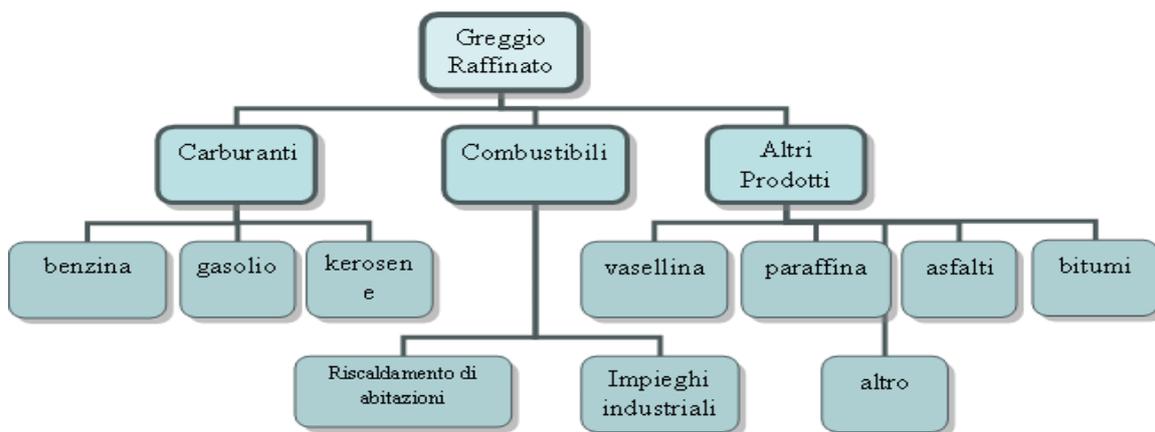


Figura 2.14: distinzione tra carburanti e combustibili.

I combustibili, sempre nel linguaggio comune, sono invece i prodotti energetici destinati alla combustione stazionaria, cioè quelli utilizzati nei forni e caldaie di tipo domestico ed industriale. Riferendoci a prodotti di origine petrolifera, i combustibili distillati sono in genere utilizzati in forni e caldaie di tipo domestico, mentre gli oli combustibili residui trovano impiego preferibilmente nei grossi impianti industriali.

2.7.1 Benzina

Si definisce benzina una miscela di idrocarburi leggeri, con molecole da 4 a 12 atomi di carbonio, liquida alle condizioni ambiente di temperatura e pressione, atta ad essere impiegata per azionare motori a combustione interna ad accensione comandata, cioè i motori comunemente detti “motori a scoppio”.

La benzina ha mediamente un intervallo di distillazione compreso tra 30°C e 200°C.

La benzina finita si ottiene miscelando componenti provenienti dai diversi impianti. Mentre nelle poche raffinerie tuttora prive di impianti di conversione le benzine sono formulate miscelando tra loro isomerizzato e riformato (con eventuali aggiunte di MTBE), nelle altre raffinerie possono essere impiegati anche nafta da cracking e alchilato (eventualmente con un po' di butano nella stagione invernale). Si possono inoltre aggiungere minime quantità di additivi per conferire alla benzina proprietà aggiuntive (per es. detergenza).

2.7.2 Gasolio

Il gasolio è stato fino a non molti anni fa un prodotto della distillazione primaria del greggio; la sua qualità dipendeva quindi sostanzialmente dalle caratteristiche del greggio stesso e dalle modalità di distillazione. Negli anni più recenti hanno trovato sempre maggiore impiego componenti da impianti di conversione come per esempio tagli da cracking o da hydrocracking, e quindi l'influenza della qualità del greggio, seppur sempre importante, si è attenuata.

Mediamente il gasolio ha un intervallo di distillazione compreso tra 160°C e 380°C. Il gasolio viene prevalentemente utilizzato per l'alimentazione dei motori a combustione interna ad accensione spontanea oppure per la combustione in impianti termici per il riscaldamento civile. Nel caso di utilizzo nel motore diesel, il gasolio viene iniettato nella camera di combustione dove s'infiama a contatto con l'aria portata ad alta temperatura dalla compressione. Il gasolio pertanto dovrà possedere buone caratteristiche di combustione, tali da limitare il ritardo tra l'inizio dell'iniezione e l'inizio dell'accensione. Il "numero di cetano" è l'indicatore scelto per la qualità di accensione. La specifica di riferimento europea che armonizza in tutta l'Europa Occidentale le specifiche nazionali del gasolio autotrazione è la EN 590, che è stata recepita in Italia come UNI EN 590.

Le caratteristiche del gasolio che hanno un impatto ambientale (per es. il contenuto di zolfo) sono state definite dall'Unione Europea nella Direttiva 2003/17/CE.

Le esigenze applicative e quindi di specifica per l'impiego del gasolio nella combustione stazionaria sono meno severe rispetto a quelle per l'autotrazione.

Il gasolio per riscaldamento si differenzia infatti dal prodotto per autotrazione per tre aspetti:

- Ha un più elevato tenore di zolfo (0,2% vs 0,035%)
- E' più "altobollente" (T95 non indicata vs max 360°C)
- Il numero di cetano non è indicato in specifica (autotrazione min 51)

Un particolare tipo di gasolio ad elevato punto finale di ebollizione e ad alto tenore di zolfo è impiegato nella trazione navale su motori di media dimensione. Il riferimento contrattuale internazionale per tale gasolio è costituito dalla specifica ISO 8217.

2.7.3 Cherosene

il cherosene è un prodotto ottenuto prevalentemente dalla distillazione primaria del greggio. Nella formulazione possono essere impiegati anche tagli provenienti da impianti di conversione, quali l'hydrocracking, mentre non vengono in generale impiegati tagli da impianti di cracking catalitico e termico. Mediamente il cherosene ha un intervallo di distillazione compreso tra 180°C e 280°C.

L'impiego principale del cherosene si ha nei motori a turbina per aviazione. In Europa il mercato dei cheroseni per riscaldamento e illuminazione, al confronto, è da considerarsi del tutto marginale.

2.7.4 Olio Combustibile

L'olio combustibile è una miscela di idrocarburi che si ottiene diluendo un residuo ad alta viscosità con un distillato, detto flussante. Nelle raffinerie prive d'impianti di conversione il residuo impiegato è quello da distillazione atmosferica, mentre nelle raffinerie più complesse il residuo può essere di vario tipo, per esempio, da distillazione sotto vuoto, secondo la struttura tecnica degli impianti. Come flussanti possono essere impiegati tagli di prima distillazione come il cherosene o gasoli ottenuti dall'impianto di cracking. L'impiego prevalente dell'olio combustibile è nella combustione stazionaria per la produzione di vapore per usi industriali o per la generazione d'energia elettrica. Un altro impiego molto importante è quello sui grandi motori diesel per la propulsione delle navi o per la produzione d'energia elettrica in piccole centrali. L'olio combustibile per uso navale (Fuel Oil 180 e 380) viene comunemente denominato "bunker" e viene commercializzato. La qualità dell'olio combustibile per usi stazionari è regolamentata a livello nazionale dal DPCM 8 marzo 2002. In tale decreto, l'olio combustibile è classificato in base alla viscosità ed al contenuto di zolfo.

In base alla viscosità l'O.C. può essere definito come:

- fluido, con viscosità compresa tra 3° e 5° Engler a 50 °C
- denso, con viscosità > 12° Engler a 50 °C

In base al contenuto di zolfo l'O.C. fluido può essere definito come:

- BTZ, con tenore di zolfo < 1% in peso
- STZ, con tenore di zolfo < 0,3% in peso

Mentre l'O.C. denso può essere definito come:

- ATZ, con tenore di zolfo < 3% in peso

- BTZ, con tenore di zolfo < 1% in peso
- STZ, con tenore di zolfo < 0,3% in peso

La qualità dell'olio combustibile per uso marina è regolamentata a livello mondiale dalla norma ISO 8217. I vari tipi di bunker si differenziano da un punto di vista normativo generalmente per la sola viscosità. L'Unione Europea pensa di regolamentare una qualità di bunker a minor contenuto di zolfo.

2.7.5 Bitumi

I bitumi sono materiali derivati comunemente dalla raffinazione del petrolio, che a temperatura ambiente hanno consistenza solida e colore dal nero al bruno scuro, e presentano un comportamento termoplastico e ottime caratteristiche di adesione e impermeabilità.

I procedimenti produttivi maggiormente utilizzati sono la distillazione frazionata, la produzione per deasfaltazione con solventi nelle raffinerie a ciclo lubrificanti ed il trattamento termico dei residui.

Dal punto di vista chimico fisico i bitumi sono miscele complesse di vari idrocarburi e di altri composti organici, soprattutto dello zolfo, ossigeno e azoto, ad elevato peso molecolare. Attraverso procedimenti di frazionamento sempre più accurati è possibile individuare nel bitume alcune frazioni più omogenee, ognuna con caratteristiche peculiari, alle quali si è soliti ricondurre determinate proprietà dei bitumi:

- gli asfalteni, macromolecole ad alto peso molecolare, responsabili della consistenza ed alta viscosità dei bitumi, ne rappresentano la componente specifica,
- le resine che svolgono una azione disperdente degli asfalteni nel corpo oleoso del bitume e quindi ne regolano la stabilità e le proprietà elastiche;
- gli oli maltenici, suddivise in composti di natura aromatica o saturi, responsabili della capacità del bitume di fluire e bagnare le superfici da rivestire.

I bitumi sono stati il primo prodotto petrolifero utilizzato dall'uomo grazie al suo elevato potere adesivo ed impermeabilizzante. Sono utilizzati come potenti leganti, dotati di caratteristiche di adesione e coesione; oltre all'elevata impermeabilità, offrono capacità di resistere alla maggior parte degli acidi, degli alcali e dei sali; solidi a temperatura ambiente, messi in opera per riscaldamento o emulsione con acqua e possono essere riciclati.

Grazie a queste proprietà, sono materiali largamente utilizzati per la realizzazione e manutenzione delle pavimentazioni stradali ed in un'ampia varietà di applicazioni industriali dove sono richieste caratteristiche di resistenza all'acqua ed adesione, prima fra tutte la preparazione di membrane impermeabilizzanti.

Negli ultimi anni per quanto riguarda gli usi stradali si è verificato un vero e proprio salto di qualità nel settore, con l'affermazione dei bitumi modificati con polimeri.

Si tratta di leganti bituminosi ottenuti a partire da basi bituminose accuratamente selezionate le cui proprietà reologiche sono "modificate" al fine di incrementarne le prestazioni tramite lavorazione in apposito impianto, con l'aggiunta d'idonei polimeri.

2.8 EMISSIONI in ATMOSFERA

Obiettivo del mio lavoro di tesi, è quello di trovare strumenti e metodi per monitorare i consumi energetici interni alla Raffineria. Questo si è reso necessario, come verrà illustrato in seguito, non solo per aspetti di natura economica, ma anche per fattori legati all' impatto ambientale che ha l'attività di raffinazione.

Pertanto per completare una prima parte introduttiva, e per potere disporre di tutte le nozioni alla base delle trattazioni successive, si forniscono indicazioni generiche su quelli che sono i principali agenti inquinanti, quali idrogeno solforato, anidride carbonica e ossidi di azoto.

2.8.1 Ossido di zolfo

Il diossido di zolfo (o ossido solforoso o anidride solforosa o ossido di zolfo (IV)) è un gas incolore dal tipico odore empireumatico, molto solubile in acqua (fino a 39 volumi per volume di acqua). È costituito da molecole a forma di V il cui vertice è occupato dall'atomo di zolfo ed in cui l'angolo di legame è di $119^{\circ}30'$. La sua formula chimica è SO_2 . La sostanza è fortemente irritante per gli occhi e il tratto respiratorio. Per inalazione può causare edema polmonare ed una prolungata esposizione può portare alla morte. In soluzione è quasi completamente presente in forma idratata come $\text{SO}_2 \cdot 6 \text{H}_2\text{O}$ e forma piccole quantità di acido solforoso (H_2SO_3).

Reagisce violentemente con l'ammoniaca e le ammine, l'acroleina, l'acetilene, i metalli alcalini, il cloro, l'ossido di etilene ed l'1,3-butadiene.

In presenza di acqua o vapore acqueo attacca molti metalli, tra cui l'alluminio, il ferro, l'acciaio, l'ottone, il rame ed il nichel.

Liquefatto, può corrodere le materie plastiche e la gomma.

Il diossido ed il triossido di zolfo (SO_2 ed SO_3 , indicati con il termine generale SO_x), sono i principali inquinanti atmosferici a base di zolfo. La principale fonte di inquinamento è costituita dalla combustione di combustibili fossili (carbone e derivati del petrolio) in cui lo zolfo è presente come impurezza.

Il biossido di zolfo è un forte irritante delle vie respiratorie; un'esposizione prolungata a concentrazioni anche minime (alcune *parti per miliardo*, ppb) può comportare faringiti, affaticamento e disturbi a carico dell'apparato sensorio.

È inoltre accertata una sinergia dannosa in caso di esposizione combinata con il particolato, dovuto probabilmente alla capacità di quest'ultimo di trasportare il biossido di zolfo nelle zone respiratorie del polmone profondo.

A partire dal 1980 le emissioni provocate direttamente dall'uomo (a causa di riscaldamento e traffico) sono notevolmente diminuite grazie all'utilizzo sempre crescente del metano e alla diminuzione della quantità di zolfo contenuta nel gasolio e in altri combustibili liquidi e solidi.

2.8.2 Anidride carbonica

Il biossido di carbonio (noto anche come diossido di carbonio o anidride carbonica) è un ossido acido formato da un atomo di carbonio legato a due atomi di ossigeno. È una sostanza fondamentale nei processi vitali delle piante e degli animali. È ritenuta uno dei principali gas serra presenti nell'atmosfera terrestre.

A temperatura e pressione ambiente è un gas incolore e inodore. La sua formula chimica è CO_2 . Allo stato solido è comunemente chiamato "ghiaccio secco", ed ha numerose applicazioni in questa forma. Sublima ad una temperatura di -78 C .

La molecola del biossido di carbonio è lineare; ognuno dei due atomi di ossigeno è legato tramite un legame covalente doppio all'atomo di carbonio (<O=C=O> , dove con < e > si indicano 4 doppietti elettronici di non legame).

L'angolo di legame neutralizza i due momenti dipolari opposti di ciascun doppio legame C=O , quindi la molecola risulta essere globalmente apolare. Il carbonio ha numero di ossidazione $4+$, si trova quindi al suo massimo stato di ossidazione possibile.

Di conseguenza, il biossido di carbonio non è infiammabile e dal punto di vista chimico è relativamente inerte.

Il biossido di carbonio è il risultato della combustione di un composto organico in presenza di una quantità di ossigeno sufficiente a completarne l'ossidazione.

In natura, viene anche prodotta da batteri aerobici durante il processo della fermentazione alcolica ed è il sottoprodotto della respirazione.

Le piante lo utilizzano per la fotosintesi che, combinandolo con l'acqua e per azione della luce solare e della clorofilla, lo trasforma in glucosio liberando ossigeno come sottoprodotto. Il biossido di carbonio viene prodotto principalmente a partire dai seguenti processi:

- come prodotto secondario da impianti di produzione di ammoniaca e idrogeno, in cui il metano è convertito in biossido di carbonio;
- da combustione di petrolio e carbonfossile; e soprattutto da centrali termoelettriche e da autoveicoli;
- come sottoprodotto della fermentazione;
- da decomposizione termica di CaCO_3 ;
- come sottoprodotto della produzione di fosfato di sodio;
- direttamente dai pozzi naturali di biossido di carbonio.

Le proprietà del gas sono riassumibili nel Diagramma di stato sottostante:

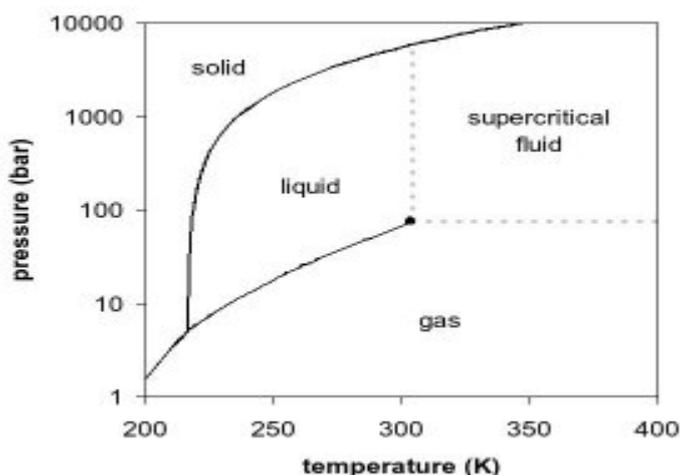


Figura 2.15: diagramma di stato dell'anidride carbonica.

Si noti l'equilibrio solido-gas che si instaura a bassi valori di pressione.

Il biossido di carbonio è un gas incolore e inodore; non è tossico in sé, ma non è respirabile e quindi può provocare la morte per asfissia.

Respirare un'atmosfera particolarmente ricca di CO_2 produce un sapore acidulo in bocca ed un senso di irritazione nel naso e nella gola; ciò è dovuto al suo reagire con l'acqua per formare acido carbonico.

La densità del biossido di carbonio a temperatura e pressione ambiente è circa una volta e mezzo quella dell'aria; tende quindi a stratificare sul fondo degli ambienti chiusi e non ventilati. In fase solida, a temperature superiori a -78°C e a pressione ambiente, non liquefa, ma sublima. Il biossido di carbonio può essere però liquefatto sottoponendolo ad alte pressioni a temperatura inferiore ai 31°C .

A pressione ambiente, l'acqua è in grado di assorbire un volume circa uguale di biossido di carbonio ed ancora di più sotto pressione.

2.8.3 Ossidi d'azoto

La sigla (NO_x) identifica in modo collettivo gli ossidi di azoto che si producono come inevitabili sottoprodotti durante una combustione che avvenga utilizzando aria (dal camino a legna, al motore delle automobili, alle centrali termoelettriche). La quantità e la qualità della miscela di NO_x dipende dalla sostanza combusta e dalle condizioni in cui la combustione avviene. I NO_x si formano in generale secondo tre meccanismi:

- *Prompt*, il NO_x si forma nella parte iniziale della combustione, dove si è in forte presenza di sostanze intermedie molto aggressive, e che quindi attaccano anche l'azoto. È un meccanismo del tutto normale e non preoccupa più di tanto, dato che gli NO_x prodotti in questa fase vengono poi ridotti da altri intermedi quali la CO.
- *Thermal* il NO_x si forma in presenza di elevate temperature e di una grossa quantità di ossigeno. È quello più pericoloso perché è il responsabile dell'inquinamento dell'atmosfera, e può essere limitato o a posteriori con dei catalizzatori, o a priori adottando delle tecniche particolari di combustione (come ad esempio il reburning).
- *Fuel* il NO_x si ha utilizzando combustibili, in genere solidi, che presentano azoto sotto forma di cianuri o ammine.

2.9 CARBON TRADING CONTRO CARBON TAX

I climatologi sono certi che la causa principale dei cambiamenti climatici sia l'anidride carbonica (di origine umana), e sempre gli stessi climatologi stanno discutendo quale sia il sistema economico-politico migliore per risolvere il problema. Pertanto, ho ritenuto opportuno fare un passo indietro per conoscere più da vicino i due sistemi attualmente presi in considerazione: la carbon tax, e il carbon trading.

Cominciamo illustrando una situazione di base: un'azienda emettitrice attiva di gas serra (Fig. 2.16). Come notiamo nel grafico abbiamo riportato sulle ascisse la quantità di riduzione delle emissioni di CO₂, sulle ordinate il cosiddetto MAC (Marginal Abatement Cost, ovvero il costo marginale di abbattimento).

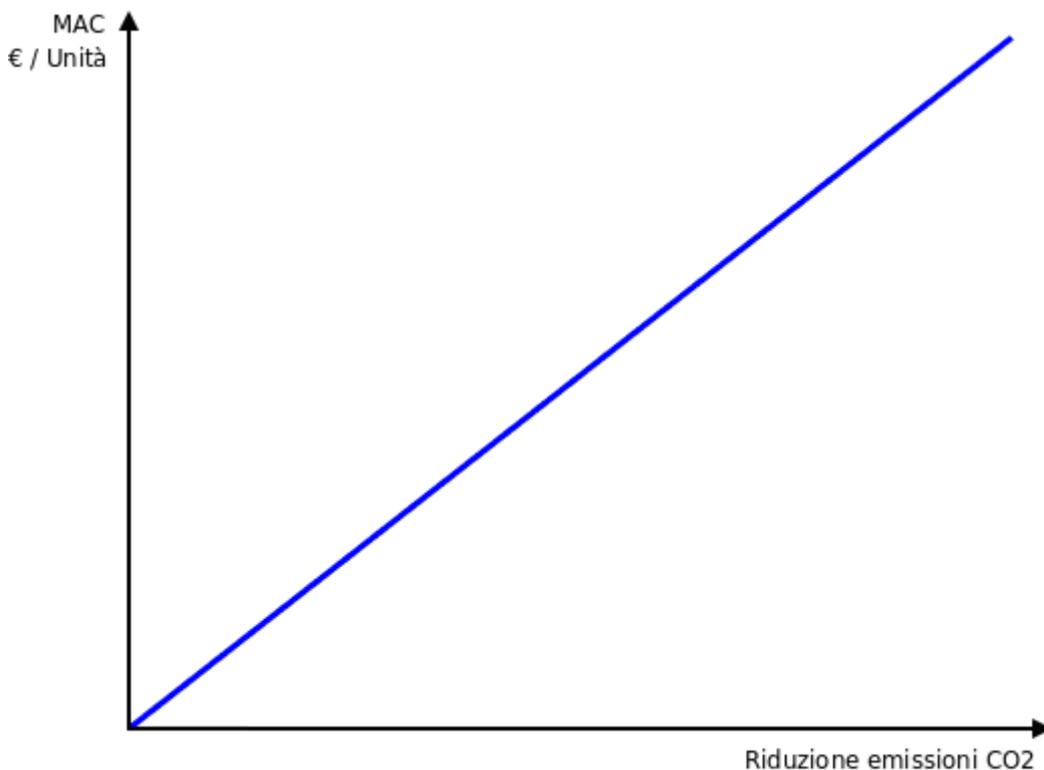


Figura 2.16: impresa emettitrice attiva di CO₂.

Il MAC cresce al crescere della quantità di CO₂ non immessa in atmosfera, ovvero ancora il costo marginale è crescente, quindi l'azienda pagherà di più per ogni singola unità di anidride carbonica non emessa. Questo è ovvio, come possiamo facilmente immaginare: non emettere anidride carbonica rappresenta un costo per l'azienda, in termini di nuove tecnologie o altri sistemi per la cattura e/o riduzione. Senza alcun tipo

di vincolo legislativo o economico, in condizioni standard, l'azienda non si muoverebbe per alcun motivo dall'origine degli assi (punto 0,0): non riduce le emissioni, non affronta alcun costo aggiuntivo.

Questa è la prima premessa, la seconda è che in questo ambito parleremo di aziende, tuttavia il ragionamento può essere tranquillamente esteso ad una nazione intera.

Su queste doverose premesse, andremo ora ad innestare due sistemi economici completamente diversi ma con il medesimo obiettivo: sollecitare l'azienda a muoversi lungo la retta blu (MAC) quindi sostenendo un costo, ma anche andando a ridurre le proprie emissioni di gas serra. Affronteremo inizialmente il cosiddetto "Cap and Trade" o "Emission Trading" (in italiano "mercato delle emissioni" o "borsa delle emissioni"), successivamente analizzeremo la controparte, la Carbon tax.

2.9.1 Emission trading

Il sistema "Cap and trade" prevede l'individuazione di un tetto massimo di emissioni oltre il quale non si può salire (Cap). Al di sopra e al di sotto di questo limite, però, possono accadere due cose: se si è al di sopra (quindi l'azienda non riesce con i propri mezzi a contenere le emissioni) potrà comprare dei "crediti" (o diritti ad emettere CO₂ aggiuntiva); se, invece, ci si trova al di sotto del limite imposto (quindi l'azienda riesce a contenere le emissioni in modo più efficiente) potrà vendere i propri crediti in eccesso. In ultima analisi, chi inquina in eccesso (rispetto al limite imposto) paga per la differenza, chi è più virtuoso si vede ricompensato. Nel corso degli anni il livello massimo di emissioni viene progressivamente abbassato, questo dovrebbe avere l'effetto di incentivare l'adozione di tecnologie meno inquinanti.

Prendiamo in considerazione due aziende, entrambe ovviamente con lo stesso livello di allowance (prezzo P dei crediti). Chiaramente le due aziende hanno costi marginali diversi (retta blu), ne abbiamo ipotizzata una con costi di riduzione emissioni che marginalmente crescono meno (caso 1), viceversa l'altra azienda ha costi marginali che crescono più in fretta (caso 2).

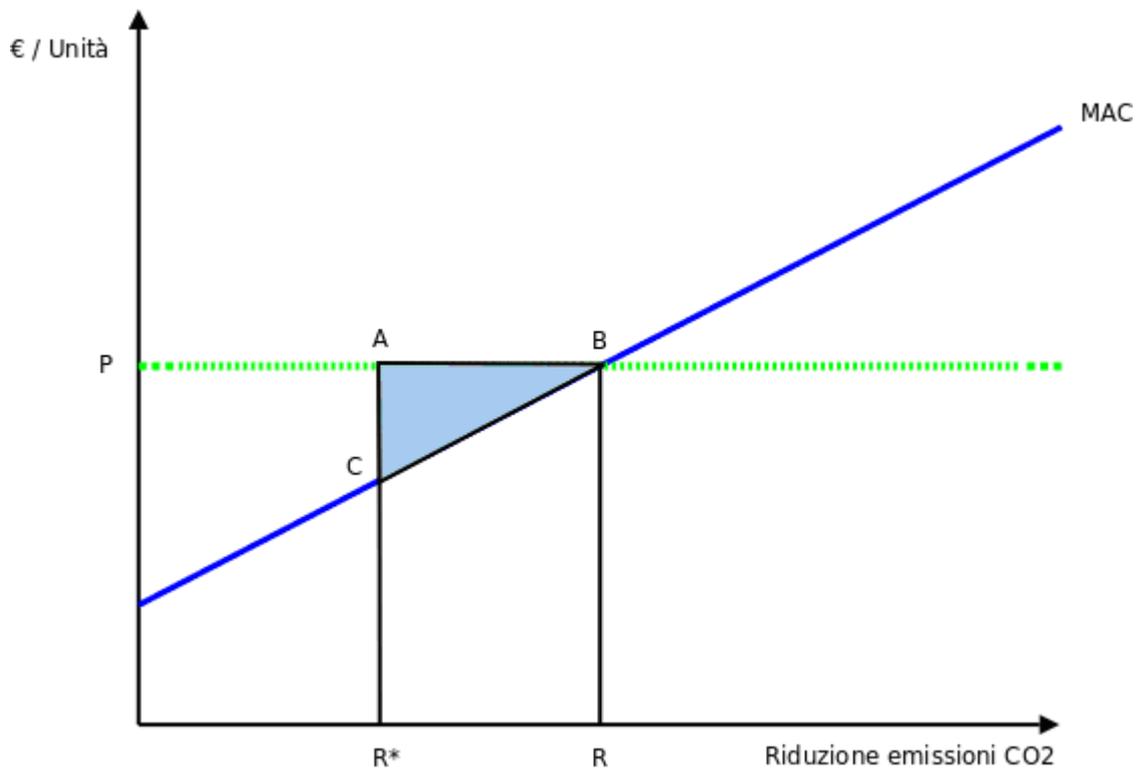


Figura 2.17: andamento dei costi per il caso 1.

Il grafico che riporta il caso uno (Fig. 2.17), ci illustra un'azienda in grado di ridurre le proprie emissioni in modo più incisivo, rispetto agli obiettivi ad essa assegnati.

La retta P (verde), che rappresenta il prezzo dei crediti di CO2, interseca la retta MAC (blu), quel punto, proiettato sull'ascissa rappresenta il livello di riduzione (R) delle emissioni gassose che quell'azienda potrà conseguire. Come abbiamo detto però, l'azienda è più efficiente della media, e infatti la sua effettiva capacità di riduzione delle emissioni è superiore a quanto richiesto (R^*), ovvero $R > R^*$.

Stando al meccanismo dello scambio, questa azienda è nella posizione di poter vendere i propri crediti, perchè ha costi marginali più bassi e quindi può più facilmente abbattere le proprie emissioni. Il suo profitto corrisponde all'area individuata dai punti A,B e C.

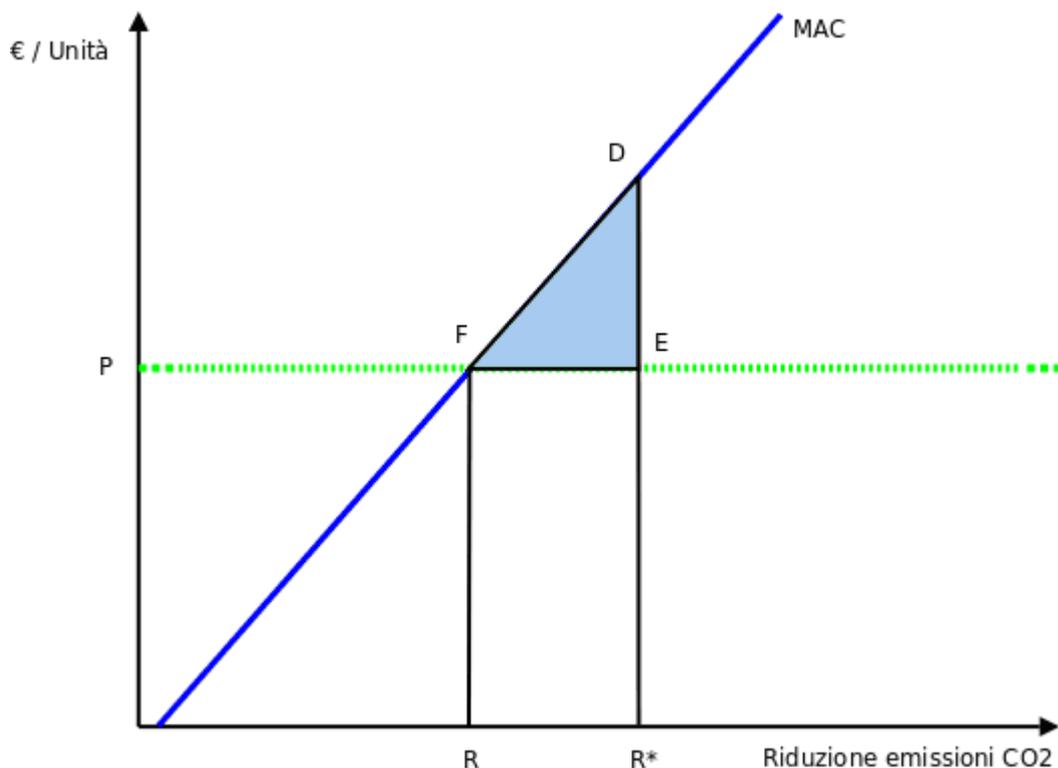


Figura 2.18: andamento dei costi per il caso 2.

Sull'altro fronte, invece, cosa succede? Come si configura una azienda meno efficiente e quindi con costi marginali più alti? Passiamo per questo al caso due (Fig. 2.18).

Il prezzo P dei crediti è lo stesso, quello che cambia rispetto alla situazione precedente è la retta MAC e di conseguenza l'intercetta con la retta P. Questa seconda azienda ha un livello R effettivo di riduzione delle emissioni sub-ottimale, rispetto all'obiettivo R* assegnatole, ovvero $R < R^*$. Per raggiungere tale livello R*, l'azienda deve inevitabilmente ricorrere all'acquisto dei crediti necessari per compensare la differenza. Il numero di crediti da acquistare è calcolato tramite l'area individuata dai punti D,E e F. A questo punto il trading è concluso. I sostenitori di questo metodo promuovono due aspetti importanti: il primo è che, come abbiamo visto, chi è virtuoso ottiene un premio. Chi è meno virtuoso, però, ottiene lo stesso un vantaggio. Cerchiamo di capire perché. Se la seconda azienda del nostro esempio, avesse voluto a tutti i costi raggiungere il punto R* (livello assegnato di riduzione delle emissioni) senza ricorrere all'acquisto di crediti, avrebbe sostenuto un costo aggiuntivo pari all'area D,E,R*,R,F con:

$$(D,E,R^*,R,F) > (D,E,F)$$

Nell'ottica degli ideatori questo dovrebbe essere uno stimolo aggiuntivo a pianificare una riduzione delle proprie emissioni.

2.9.2 Carbon Tax

La “carbon tax” è una tassa ambientale, ovvero una ecotassa, ovvero ancora, una tassa sulle esternalità negative, detta anche tassa pigoviana. Si tratta di tassazione indiretta, in quanto non colpisce direttamente il reddito, bensì una transazione. Rispetto al “Cap and Trade” la descrizione di una tassa è decisamente più semplice e, in questo caso, anche la sua applicazione.

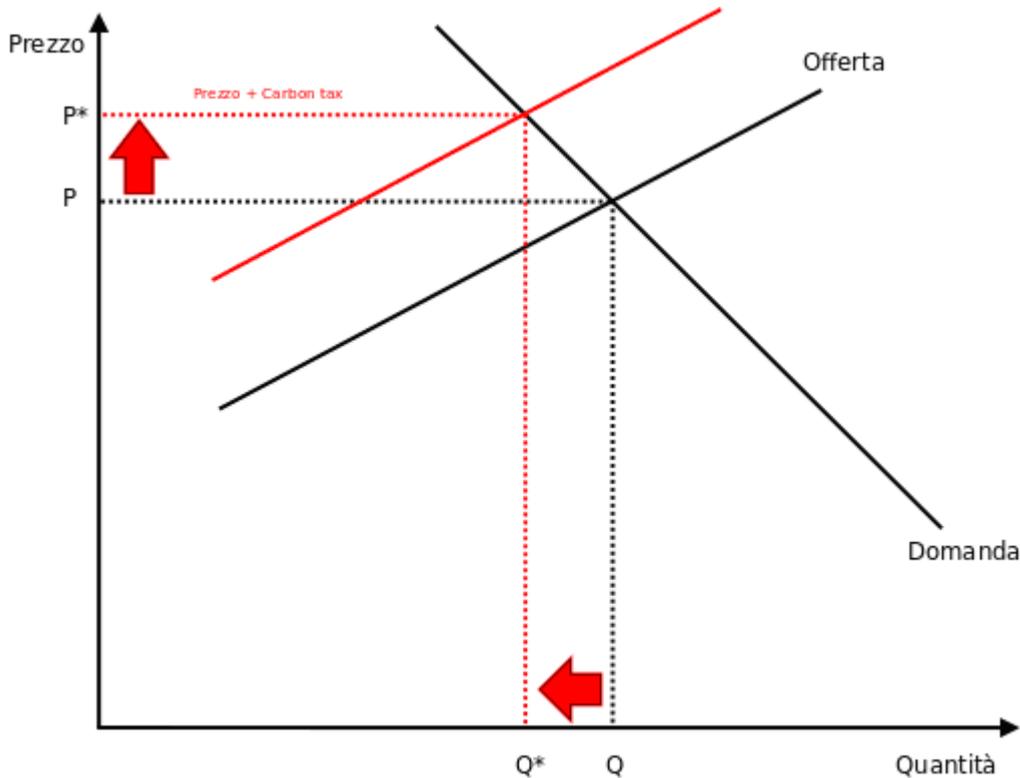


Figura 2.19: applicazione della Carbon tax.

Cambiando ottica, ragioniamo in questo caso in termini di domanda e offerta di anidride carbonica (Fig. 2.19). Individuato il prezzo del bene “anidride carbonica”, l’aggiunta di una tassa farà sì che si innalzerà il prezzo complessivo ($P^* > P$). Questo farà sì che le aziende manifatturiere venderanno ad un prezzo maggiore, la domanda reagirà riducendo il volume complessivo. Per tornare a volumi di vendita pari a quelli iniziali, l’azienda manifatturiera è obbligata a mitigare le proprie emissioni, in modo tale da annullare l’effetto della tassa sulle proprie attività. In Italia dal 1998 abbiamo una carbon tax (legge 23 dicembre 1998 N°448).

CAPITOLO 3

CONSUMI ENERGETICI

Le raffinerie sono realtà industriali molto complesse che presentano al proprio interno molteplici unità di processo integrate.

Dalla numerosità delle lavorazioni a cui il petrolio è sottoposto per giungere alla formulazione e alla distribuzione dei prodotti derivati consegue che in una raffineria una delle principali voci di costo (circa il 50% dei costi totali) è rappresentata dai consumi energetici suddivisi in combustibili (Fuel gas e Fuel oil), vapore ed Energia elettrica.

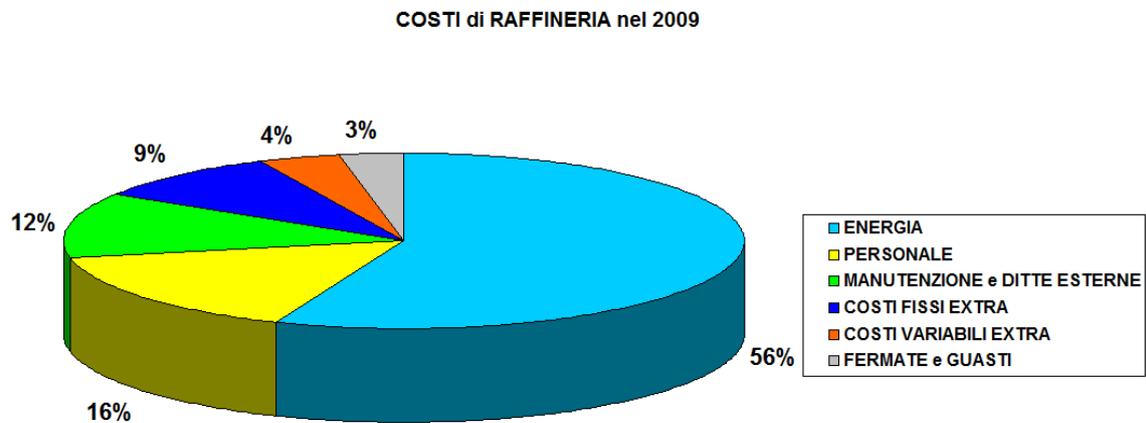


Figura 3.1: voci di costo della Raffineria di Roma.

Di seguito verranno fornite le informazioni principali sulle quali è stato costruito il modello matematico della Raffineria di Roma.

3.1 LP MODEL

La consapevolezza di poter meglio risolvere problemi vecchi, affrontati in precedenza con tecniche di tipo empirico e qualitativo, e, soprattutto, problemi nuovi, legati ai più recenti sviluppi tecnologici, ha dato un forte impulso alla ricerca e allo studio di modelli adeguati alla rappresentazione di molteplici aspetti della realtà.

La capacità descrittiva e predittiva di un modello matematico è valutata sulla base delle indicazioni che è in grado di produrre.

Il calcolo automatico e l'analisi numerica forniscono i mezzi per l'interpretazione del modello, consentendo la codifica, l'elaborazione e l'integrazione delle variabili descrittive al fine di generare nuove informazioni.

Il circuito si chiude: dal problema, con i dati sperimentali, al modello; dal modello, con il calcolo numerico, a nuovi dati e da questi al fenomeno iniziale per un'operazione di verifica, controllo e adeguamento.

La raffineria di Roma al fine di monitorare e ottimizzare l'utilizzo delle varie fonti energetiche ha modellizzato il funzionamento delle diverse unità.

Ha dunque a disposizione un modello matematico, che con delle semplici equazioni lineari riesce a fornire una stima approssimativa dei futuri consumi di energia, combustibili e vapore.

Le principali applicazioni in raffineria del modello sono:

- Previsione annua dell'utilizzo delle diverse fonti energetiche in modo da poter preventivare nel Budget annuo la spesa relativa all'acquisto o all'autoproduzione di energia.
- Ottimizzazione del funzionamento dei diversi impianti e rilevamento di inefficienze e/o malfunzionamenti delle unità
- Controllo intra-annuale della correttezza delle previsioni di Budget iniziali.

Di seguito verranno descritte le principali informazioni e dati, sia in termini di unità modellizzate che di carica in ingresso alle diverse installazioni, su cui si è costruito il Modello Matematico Lineare in raffineria.

3.2 SCHEMA GENERALE della RAFFINERIA

Non tutte le unità presenti in raffineria sono rappresentate, alcune sono raggruppate sulla base di cicli di lavorazione simili, in modo da semplificare il modello.

Gli impianti modellizzati e i relativi codici sono:

- CDU-CD Crude Unit
- VAC-VC Vacuum Unit
- VBK-VB Visbreaker+IFP
- UNI-UN Unifiner
- REF-RF Platformer+Rerun
- BEN-BN Bensat
- TIP-TI Isomerisation TIP
- MRX-MX Merox
- HDS-HD HDS Unit
- GAS-GS Gas Plant
- FOE-FO Refinery Fuel System
- ZZZ-ZZ Sulphur Plant (DEA-SRU)

Nella schematizzazione della raffineria vengono tralasciati gli Off-sites, ovvero l'impianto antincendio, la centrale termo elettrica, gli uffici, la mensa, le pompe dei serbatoi che scambiano, tramite oleodotti, con le navi e con i depositi di Fiumicino prima il grezzo e poi i prodotti lavorati.

Tutti i dati relativi ai diversi tipi di greggio lavorati, come i rendimenti delle distillazioni, la qualità per ogni taglio ottenuto, ecc. sono conservati in un database Access.

Quest'ultimo è aggiornato mensilmente in modo da aggiungere nuovi greggi non inseriti nel database o aggiornare quelli esistenti qualora vi fossero nuove informazioni da aggiungere.

3.2.1 CDU-CD Crude Unit

Quest'installazione è rappresentata da un frazionamento industriale. Nella carica in ingresso è rappresentato solo il grezzo senza considerare i vari recuperi della materia.

Ogni taglio proveniente dalla colonna è caratterizzato dai *cut points* (TBP).

Il software è utilizzato per generare i rendimenti e la qualità dei diversi tagli.

Per quest'unità è necessario un aggiustamento per determinare i differenti parametri atti a descrivere un comportamento medio dell'impianto.

Per la regolazione suddetta, ogni colonna è descritta attraverso:

- la geometria della colonna per sezione;
- la qualità della frazione ottenuta da una serie di fattori correttivi;
- le condizioni operative (Temperatura, Pressione, ecc.);

RdR prende in ingresso un aggiustamento ulteriore in funzione della presenza o meno della distillazione Waxi.

I vincoli nella programmazione sono dati dalla Capacità idraulica di 12700 t/d, dalla capacità di lavorazione delle installazioni e dai punti di taglio delle frazioni.

I consumi energetici che così si ricavano sono:

- Fuel = 0,011 TFOE/Tfeed
- Elettricità = 38,4 MW/d + 0,002215 MW/Tfeed

3.2.2 VAC-VC Vacuum Unit

L'impianto vacuum della Raffineria di Roma può trattare residui atmosferici o residui provenienti dal visbreaker.

Nel caso dei residui atmosferici la programmazione dipenderà dalla provenienza della carica. Difatti vi sono più unità che producono residui da trattare nel distillatore sotto vuoto.

Nell'altro caso, l'impianto viene modellizzato tramite PSI (*Process Simulator Interface*).

Il simulatore calcola autonomamente la resa e la qualità dei prodotti concordemente ai parametri e alla qualità della carica.

I vincoli anche questa volta sono dati dalla capacità idraulica pari a 1800 t/d, dalla capacità di lavorazione e dai *cut points*.

Le relazioni che descrivono i consumi energetici sono:

- Fuel = 0,01 TFOE/Tfeed;
- Elettricità = 7,2 MW/d + 0,002667 MW/Tfeed.VBK-VB

3.2.3 VBK-VB Visbreaker+IFP

L'impianto tratta principalmente gli effluenti provenienti dal fondo colonna per ricavarne fuel, bitume, ma anche gasolio leggero e gasolio.

Il Visbreaker è modellizzato tramite PSI in grado di predire le rese e la qualità dei principali prodotti in ingresso all'unità.

I vincoli sono rappresentati unicamente dalla capacità idraulica pari a 5200 t/d.

I consumi energetici sono invece:

- Fuel = 0,01104 TFOE/Tfeed
- Elettricità = 24 MW/D + 0,004235 MW/Tfeed.

3.2.4 REF-RF Platformer+Rerun

I processi di *reforming* vengono modellizzati mediante PSI.

Il carico del reformer è costituito da nafta pesante e dalla benzina proveniente dall'HDS. La composizione molecolare della prima varia da grezzo a grezzo mentre la composizione della benzina è fissa. Le qualità che sono principalmente tenute sotto controllo sono la densità, la % distillata alla temperatura di 70 °C e a 100 °C, il numero di ottano, i contenuti in paraffina, oleifina, nafta, aromatici e benzene.

I vincoli sono dati dalla capacità idraulica di 1775 t/d.

Le relazioni che governano i consumi energetici sono :

- Fuel = 0,048 TFOE/Tfeed;
- Elettricità = 48 MW/d + 0,008315 MW/Tfeed.

3.2.5 UNI-UN Unifiner

In questo impianto si esegue il trattamento all'idrogeno e la desolforizzazione della nafta proveniente dal visbreaker e dal topping.

L'impianto consuma idrogeno in una percentuale fissa e in funzione al tipo di carico:

- 0,55 Kg/Tfeed per i prodotti della CDU
- 16,1 Kg/Tfeed per il Visbreaker.

Il vincolo rappresentato dalla capacità di lavorazione, è di 2400 t/d.

I consumi energetici sono calcolabili tramite le seguenti equazioni lineari:

- Fuel = 0,00672 TFOE/Tfeed;

- Elettricità = $14,4 \text{ MW7d} + 0,004909 \text{ MW/Tfeed}$.

3.2.6 BEN-BN Bensat

L'unità consente di eliminare il benzene contenuto nel taglio centrale dell' Unifiner prima che sia inviato all'isomerizzazione.

I principali rivelatori di qualità sono: la densità, il benzene, la % in volume di Aromatici, Olefina, Paraffina e nafta, la quantità evaporata a 100°C e 70°C .

Il consumo del combustibile è considerato nullo, mentre la relazione che governa il consumo elettrico ha solo una componente fissa pari a $2,16 \text{ MW/d}$.

3.2.7 TIP-TI Isomerisation

L'impianto consente, attraverso un' isomerizzazione, di aumentare il numero di ottano del gasolio leggero.

La modellizzazione è fatta considerando la resa e la qualità del carico fissi, così come la quantità di idrogeno consumato ($6,9 \text{ Kg/Tfeed}$).

La carica in ingresso è di tre tipi: il taglio leggero del Reformer, il taglio leggero dell' Unifining e il taglio proveniente dal Bensat a cui corrispondono tre diversi prodotti in uscita con rese e qualità fisse. Inoltre vi è una produzione di gas.

Il vincolo è relativo alla capacità di lavorazione giornaliera di 900 t/d .

I consumi energetici sono regolati dalle relazioni:

- Fuel = $0,025 \text{ TFOE/Tfeed}$;
- Elettricità = $21,6 \text{ MW/d} + 0,013463$

3.2.8 MRX-MX Merox

Il merox addolcisce il kerosene proveniente direttamente dal Topping.

In questa fase avviene l'ossidazione dello zolfo, trasformandolo da una forma ad un'altra ma non eliminandone la sua struttura.

I consumi sono dettati dalle relazioni:

- Fuel = 0 TFOE ;
- Elettricità = $1,8 \text{ MW/d}$.

3.2.9 HDS-HD HDS Unit

La programmazione dell' Hds avviene in PSI e nelle simulazioni prevede due casi differenti:

- 1- 10 ppm
- 2- 500 ppm

La portata in ingresso è costituita principalmente dai tagli provenienti dalla CDU, dal Visbreaker e del Vacuum.

Le caratteristiche del carico usate dal simulatore sono: la densità, il contenuto in zolfo e la curva di distillazione.

Le variabili invece che descrivono il trattamento, e che possono essere ottimizzate, sono: il fattore K della reazione, la temperatura in °C della reazione, la quantità di zolfo. Altri parametri invece, come la pressione, la quantità di gas, ecc. sono fissi e non possono essere modificati dall'utilizzatore.

I vincoli sono di due tipi:

- idraulici: ovvero la capacità di lavorazione dell' unità;
- reattivi : che limitano il tasso di produzione in base al livello di zolfo del carico.

Le relazioni descrittive dei consumi energetici sono:

- Fuel = 0,006 TFOE/Tfeed;
- Elettricità = 37,2 MW/d + 0,002716 MW/Tfeed

3.2.10 GAS-GS Gas Plant

L'impianto riceve i flussi di gas provenienti dalle diverse unità e li rinvia al fuel gas, al propano, al butano e all'iso butano e al normal butano.

L'unico vincolo è rappresentato dalla flowrate ed è di 600 t/d. Mentre sono assenti relazioni descrittive dei consumi, in quanto considerati nulli.

3.2.11 ZZZ-ZZ Sulphur Plant DEA/ SRU

In questa unità si trasforma l' H₂S, proveniente dal Visbreaker e dall' HDS, in zolfo elementare. L'impianto è modellizzato considerando un rendimento fisso pari a 90%.

Le relazioni risultano essere:

- Fuel = 0 TFOE/Tfeed;
- Elettricità = 3,36 MW/d;

3.2.12 ENERGY&UTILITIES Unit

Quest'unità è fittizia e utilizzata meramente a scopi modellistici in modo tale da convertire le tonnellate di combustibili in TFOE (Tonnellate di Fuel Oil Equivalente) e produrre vapore ed elettricità.

Sono quantificati in questa fase anche le emissioni di gas (CO₂, SO₂, ecc.)

La tabella sottostante descrive il possibile carico in ingresso all'unità:

		Coeff. TFOE	CO ₂ release	SO ₂ release
HYD	Hydrogen	1,34	0	0
NGA	Natural Gas	1,15	2,743	0
GPL	GPL	1,16	2,927	0,002
C20	Fuel Gas	1,2	3,029	0,001
RFO	Fuel Oil	1	3,3	0.01

Tab.1

L'energia prodotta in questa fase sarà poi consumata dagli altri impianti utilizzatori sotto forma di elettricità e vapore.

I vincoli presenti sono relativi sia al flowrate che alle emissioni in ambiente.

Per l'equilibrio di massa, tutte le tonnellate di carica sono considerate perdite e dunque pari a 100%.

L'unica relazione presente è :

$$\text{- Fuel} = 86 \text{ TFOE/d.}$$

Poiché lo scopo di tale capitolo è l'analisi dei consumi energetici della raffineria e di ogni singola unità, di seguito riassumo tutte le relazioni del modello matematico, che stabiliscono, tramite una equazione lineare del tipo: $y=ax+b$ dove b è il consumo fisso e a è il consumo che varia in relazione alla portata x , la quantità di combustibile, vapore ed energia elettrica utilizzata.

	FUEL(TFOE/Tfeed)	VAPORE (T/D)	ELETTRICITA' (MW/D)	ELETTRICITA' (MW/Tfeed)
Power plant	86	-576		
Crude distillation unit (CDU)	0,011	228	38,4	0,002215
Vacuum distillation unit (VA)	0,01	36	7,2	0,002667
Visbreaker (VBK-VB)	0,01104	-29	24	0,004235
Platformer+Rerun (REF-RF)	0,048	-540	48	0,008315
Unifiner (UNI-UN)	0,00672	60	14,4	0,004909
Bensat (BEN-BN)	0	0	2,16	
Isomerase unit (TIP)	0,025	0	21,6	0,013463
Merox	0	36	1,8	
Hydrodesulfurisation (HDS)	0,006	43	37,2	0,002716
Gas-Plant (GAS-GS)	0	0	0	
Sulfur-Plant (ZZZ-ZZ)	0	221	3,36	
Energy & Utilities unit	86 (TFOE/d)			
CONSUMI TOTALI UNITA'	86,11776	-521	198,12	0,03852
CONSUMI OFF-SITES		550	64,8	

Tab.2

3.3 BILANCIO CONSUMO ENERGETICO

Nel 2009 la congiuntura economica ha portato un brusco arresto all'economia mondiale. Di questo ne hanno risentito tutte le industrie , così come le raffinerie.

Tant'è vero che la minore richiesta da parte del mercato dei prodotti petroliferi nell'anno appena trascorso ha comportato conseguentemente per la raffineria di Roma la lavorazione di una minore quantità di greggio.

Tale situazione avrebbe dovuto determinare un minore consumo tanto dei combustibili quanto dell' energia elettrica. Ma in realtà ciò non si è verificato nonostante le previsioni in proposito anche del modello matematico.

Pertanto è stata ritenuta utile e necessaria un'analisi dei consumi specifici delle singole unità con una conseguente rivisitazione del modello matematico oggi presente presso la raffineria.

Inizialmente sono stati riesaminati e ordinati i dati dei consumi passati allo scopo di avere una valida base di confronto.

La raffineria ha consumi molto differenti che variano in base alla stagione in cui gli impianti lavorano : infatti i consumi invernali sono maggiori rispetto a quelli estivi perché, ad esempio, vi è bisogno di maggiore combustibile per mantenere a determinate temperature i prodotti petroliferi nei diversi serbatoi. In considerazione che le ultime

registrazioni dei consumi specifici delle pompe risalgono al mese di luglio 2005, il giorno 23 dicembre 2009 sono state effettuate rilevazioni in campo: per le utenze alimentate a 380 Volts la lettura è avvenuta manualmente tramite amperometro presente su ogni singola installazione; mentre per le utenze alimentate a 6000 Volts, che sono generalmente compressori, la lettura è stata eseguita presso le cabine elettriche, in quanto non vi sono amperometri come nel caso precedente.

Inoltre, poiché nel forno del Topping H2701 il misuratore di portata era momentaneamente inutilizzabile, per motivi di manutenzione, per ricavare il consumo di Fuel gas per tale installazione si sono applicati due metodi, in primis, si è utilizzata la curva del bruciatore, fornita dal costruttore, la quale ricava la portata di combustibile consumata, in funzione del livello di pressione a cui lavora e alla quantità di calorie prodotte dalla combustione.

Il secondo metodo adottato è stato il seguente: servendosi del sistema “*Combustion Turbo*” presente in azienda, il quale registra giornalmente la composizione del Fuel Gas, e conoscendo sia le tonnellate d’aria in ingresso al bruciatore che gli eccessi di ossigeno dei fumi in uscita, si sono ricavate le tonnellate di combustibile utilizzate dal forno. Sotto si riportano i prospetti riassuntivi dei risultati ottenuti dalle letture effettuate per le diverse unità e poi inserite nei fogli di calcolo excel:

Visbreaker			Topping		
Carica	4001	ton/sd	Carica	8572	ton/sd
Fuel Gas	0	kg/h	Fuel Gas	1650	kg/h
Fuel Oil			Fuel Oil		
Energia elettrica	1821	kWh	Energia elettrica	2362	kWh
Acqua raffr.	0	ton/h	Acqua raffr.	0	ton/h
	prod	utiliz		prod	utiliz
Vapore MP	9,0	4,5 m3/h	Vapore MP		16,0 m3/h
Vapore 65#	4,5	7,7 m3/h	Vapore 65#	12,0	12,8 m3/h
Vapore BP	4,5	10,0 m3/h	Vapore BP	5,1	m3/h

Unifiner			Vacuum		
Carica	1734	ton/sd	Carica	1429	ton/sd
Fuel Gas	850	kg/h	Fuel Gas	0	kg/h
Fuel Oil			Fuel Oil		
Energia elettrica	1088	kWh	Energia elettrica	176	kWh
Acqua raffr.	0	ton/h	Acqua raffr.	0	ton/h
	prod	utiliz		prod	utiliz
Vapore MP	0,0	m3/h	Vapore MP		0,5 m3/h
Vapore 65#	0,0	m3/h	Vapore 65#		1,9 m3/h
Vapore BP	0,0	4,5 m3/h	Vapore BP	0,5	m3/h

Platforming			HDS		
Carica	1673	Bbl/sd	Carica	3179	ton/sd
Fuel Gas	0	kg/h	Fuel Gas	0	kg/h
Fuel Oil			Fuel Oil		
Energia elettrica	2604	kWh	Energia elettrica	1739	kWh
Acqua raffr.	0	ton/h	Acqua raffr.	0	ton/h
	prod	utiliz		prod	utiliz
Vapore MP	26,0	m3/h	Vapore MP		2,6 m3/h
Vapore 65#		m3/h	Vapore 65#		m3/h
Vapore BP		2,0 m3/h	Vapore BP		m3/h

Merox			TIP/Bensat		
Carica	1681	ton/sd	Carica	498	ton/sd
Fuel Gas		kg/h	Fuel Gas	0	kg/h
Fuel Oil			Fuel Oil		
Energia elettrica	105	kWh	Energia elettrica	1318	kWh
Acqua raffr.	0	ton/h	Acqua raffr.	0	ton/h
	prod	utiliz		prod	utiliz
Vapore MP	0,0	m3/h	Vapore MP	0,0	0,0 m3/h
Vapore 65#	0,0	m3/h	Vapore 65#	0,0	0,0 m3/h
Vapore BP	0,0	2,0 m3/h	Vapore BP	0,0	0,0 m3/h

LPG			DEA		
Carica	129	ton/sd	Carica (Sol. DEA)	30	ton/sd
Fuel Gas		kg/h	Fuel Gas		kg/h
Fuel Oil			Fuel Oil		
Energia elettrica	87	kWh	Energia elettrica	87	kWh
Acqua raffr.	0	ton/h	Acqua raffr.	0,0	ton/h
	prod	utiliz		prod	utiliz
Vapore MP	0,0	m3/h	Vapore MP		1,0 m3/h
Vapore 65#	0,0	m3/h	Vapore 65#	11,1	6,0 m3/h
Vapore BP	0,0	3,0 m3/h	Vapore BP	2,5	2,0 m3/h

SRU			CTE/Antinc.		
Carica (Gas acido)	640	kg/h	Carica	27	ton/h
Fuel Gas	0	kg/h	Fuel Gas	1300	kg/h
Fuel Oil			Fuel Oil	17	kg/h
Energia elettrica	126	kWh	Energia elettrica	954	kWh
Acqua raffr.	0,0	ton/h	Acqua raffr.	0	ton/h
	prod	utiliz		prod	utiliz
Vapore MP		m3/h	Vapore MP	2,0	2,5 m3/h
Vapore 65#	4,0	2,0 m3/h	Vapore 65#		1,0 m3/h
Vapore BP	2,0	m3/h	Vapore BP	35,0	12,0 m3/h

Una volta ricavato il bilancio del consumo effettivo del giorno suddetto, si è applicato il modello matematico oggi presente in raffineria, inserendo la portata specifica sia del giorno 23 dicembre 2009, che quella della lettura precedente di luglio 2005.

Si è poi analizzato e comparato il risultato così ottenuto con il consumo reale, per valutarne il delta tra valore previsionale e valore effettivo.

I risultati ottenuti per la lettura del 2005 sono i seguenti:

		PORTATA 5.7.2005 (ton/sd)	CONSUMO E.E. (kWh)	LP-2005 (kWh)
	Non-crude oil sensible heat			
Topping+LPG	Atmospheric Crude Distillation	13107	2843	2810
Vacuum	Vacuum Distillation	1409	232	457
TIP	C5/C6 Isomerisation	669	1449	1365
Ads TIP	ISOSIV			
Bensat	Naphtha/gasoline HT			
Platforming	Reforming	1673	2615	2580
Rerun with heart cut	Reformate splitter			
Unifining	Naphtha/gasoline HT	2197	1034	1049
HDS	Hydrotreating distillate 1	3524	1687	1949
Membrane HDS	Hydrogen Purification 3			
	Hydrogen Purification			
Visbreaker	Visbreaking	5086	1867	1897
IFP	Hydrotreating selective 2			
SRU	Sulfur recovery Unit Tonne/D	1	137	140
Mercox		945	75	75
PMB	Polymer modified bitumen			
tot			11939	12322
tot raffineria			14890	

Tab.3

Mentre per la lettura di dicembre 2009:

		PORTATA 23.12.2009 (ton/sd)	CONSUMO E.E. (kWh)	LP-2009 (kWh)
	Non-crude oil sensible heat			
Topping+LPG	Atmospheric Crude Distillation	8572	2362	2391
Vacuum	Vacuum Distillation	1429	176	459
TIP	C5/C6 Isomerisation	498	1318	1269
Ads TIP	ISOSIV			
Bensat	Naphtha/gasoline HT			
Platforming	Reforming	1673	2604	2580
Rerun with heart cut	Reformate splitter			
Unifining	Naphtha/gasoline HT	1734	1088	955
HDS	Hydrotreating distillate 1	3179	1739	1910
Membrane HDS	Hydrogen Purification 3			
	Hydrogen Purification			
Visbreaker	Visbreaking	4001	1821	1706
IFP	Hydrotreating selective 2			
SRU	Sulfur recovery Unit Tonne/D	1	126	140
Mercox		1681	105	75
PMB	Polymer modified bitumen			
tot			11339	11484
tot raffineria			15000	

Tab.4

Successivamente si sono calcolati gli scostamenti dai risultati previsti dal modello matematico rispetto a quelli reali, nel seguente modo:

$$[(\text{consumo reale} - \text{consumo previsto}) / \text{consumo reale}] * 100 \quad (1)$$

Le tabelle sottostanti riassumono quanto appena detto per le diverse unità nei due differenti anni:

		2005	2009
	Non-crude oil sensible heat	1,2	-1,2
Topping+LPG	Atmospheric Crude Distillation	-97,1	56,3
Vacuum	Vacuum Distillation	5,8	4,0
TIP	C5/C6 Isomerisation		
Ads TIP	ISOSIV		
Bensat	Naphtha/gasoline HT	1,4	-1,2
Platforming	Reforming		
Rerun with heart cut	Reformate splitter	-1,5	-4,5
Unifining	Naphtha/gasoline HT	-15,5	10,5
HDS	Hydrotreating distillate 1		
Membrane HDS	Hydrogen Purification 3		
	Hydrogen Purification	-1,6	1,6
Visbreaker	Visbreaking		
IFP	Hydrotreating selective 2	-2,1	2,1
SRU	Sulfur recovery Unit Tonne/D	-0,4	0,4
Merox			
PMB	Polymer modified bitumen		3,6

Tab.5

Le previsioni così ottenute non si possono ritenere soddisfacenti, essendoci escursioni di valori troppo elevate.

Il passo successivo è stato quello di ricavare nuove relazioni in grado di descrivere in modo più efficace il reale funzionamento e consumo energetico della raffineria, partendo dai dati reali registrati nel luglio 2005, in cui si lavorava a massima portata, e da quelli registrati nel dicembre 2009, in cui si lavorava in minima portata, in modo da ottemperare i due casi estremi di funzionamento degli impianti in funzione anche della stagionalità (estivo - invernale). Ponendo sull'asse dell'ascisse la portata in t/sd (dove sd sta per *streamday*, giorno corrente), e sull'asse delle ordinate i consumi in kWh si sono ottenuti i sottostanti grafici. Poiché per le unità Platforming, Unifing, HDS e Vacuum il coefficiente del consumo variabile risultava negativo, ovvero consumi maggiori quando la portata è più bassa, si è aggiunta per questi impianti una terza

coppia di dati costituita dal caso in cui l'unità vede in ingresso una portata nulla, e i consumi sono solo quelli relativi alle installazioni, come ventilatori e compressori, che una volta avviato l'impianto continuano a consumare energia elettrica indipendentemente dalla carica.

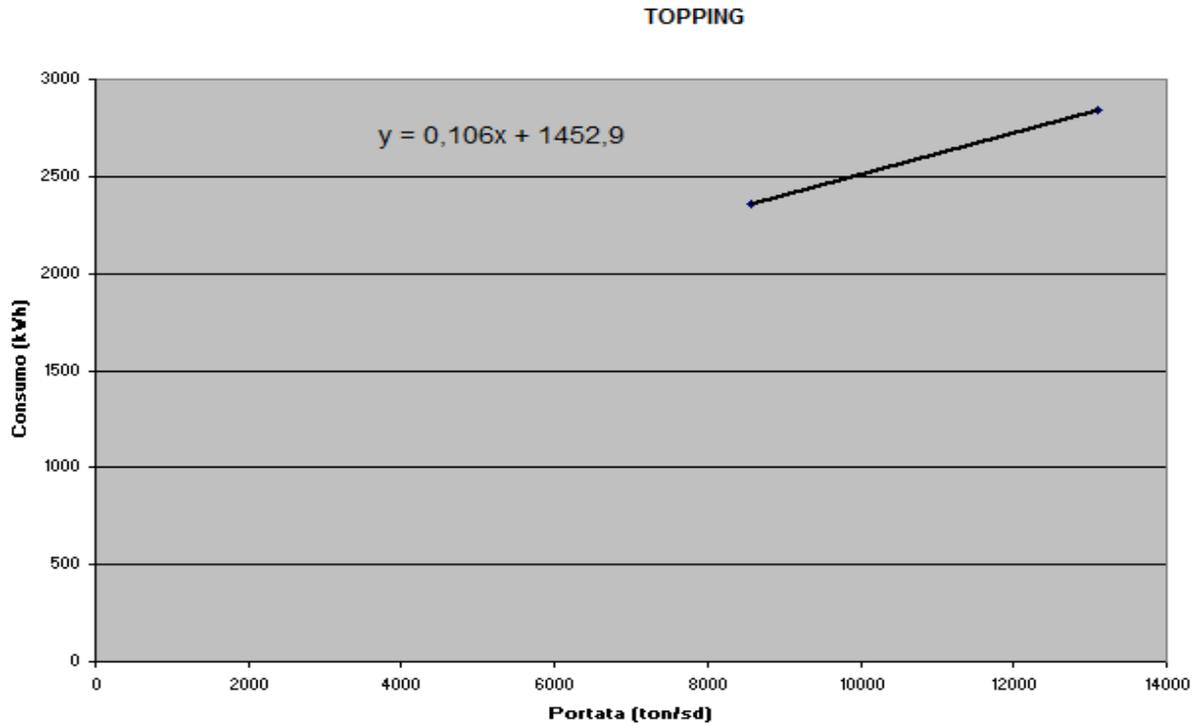


Figura 3.2: grafico dei consumi in relazione alla portata in ingresso per il Topping.

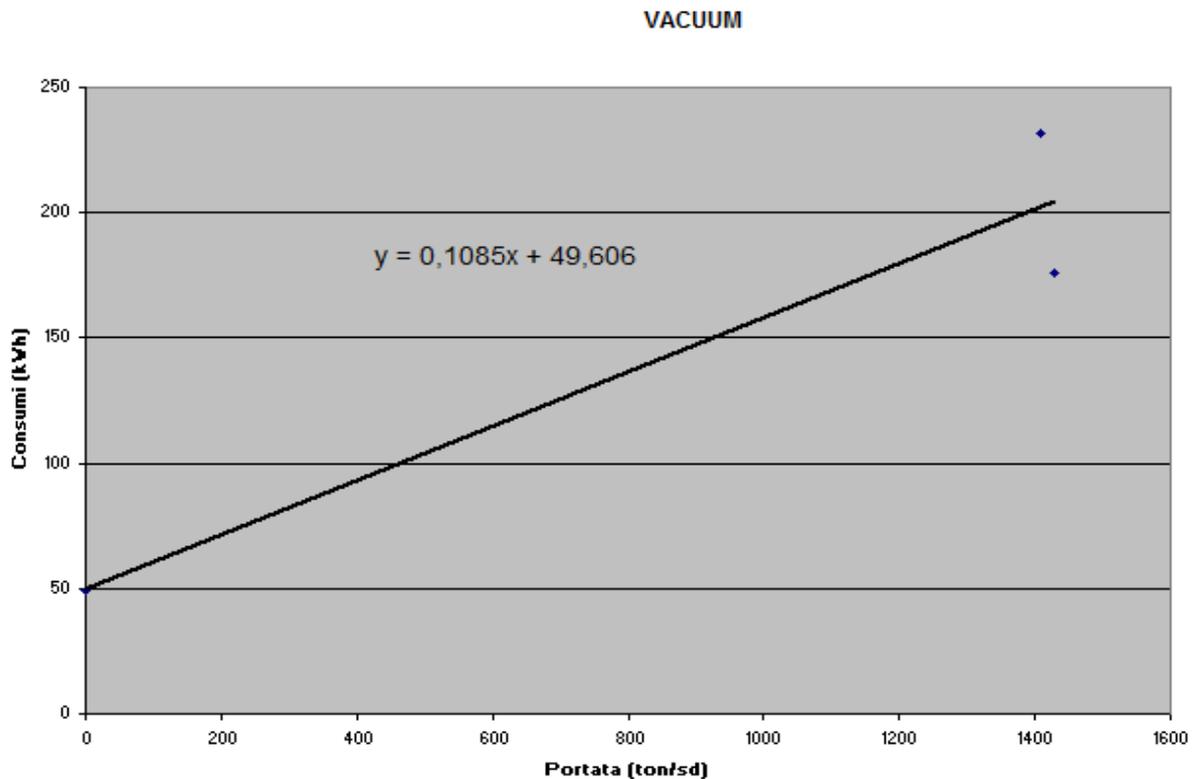


Figura 3.3: grafico dei consumi in relazione alla portata in ingresso per il Vacuum.

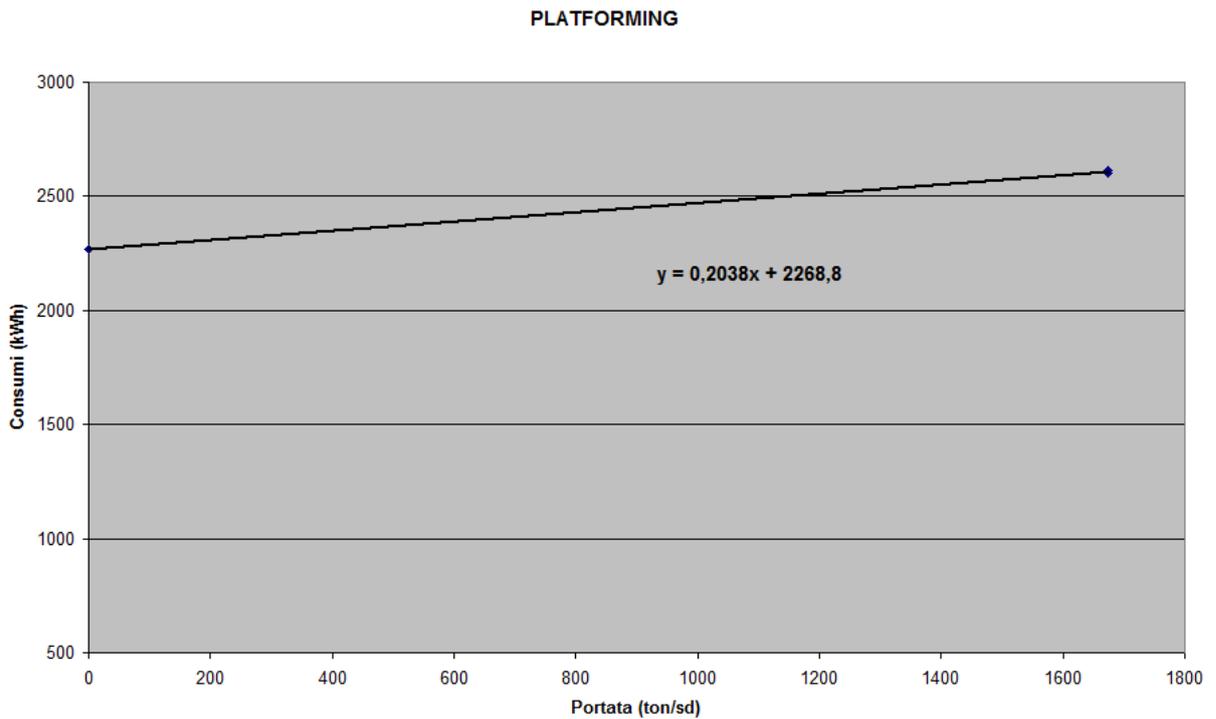


Figura 3.4: grafico dei consumi in relazione alla portata in ingresso per il Platforming.

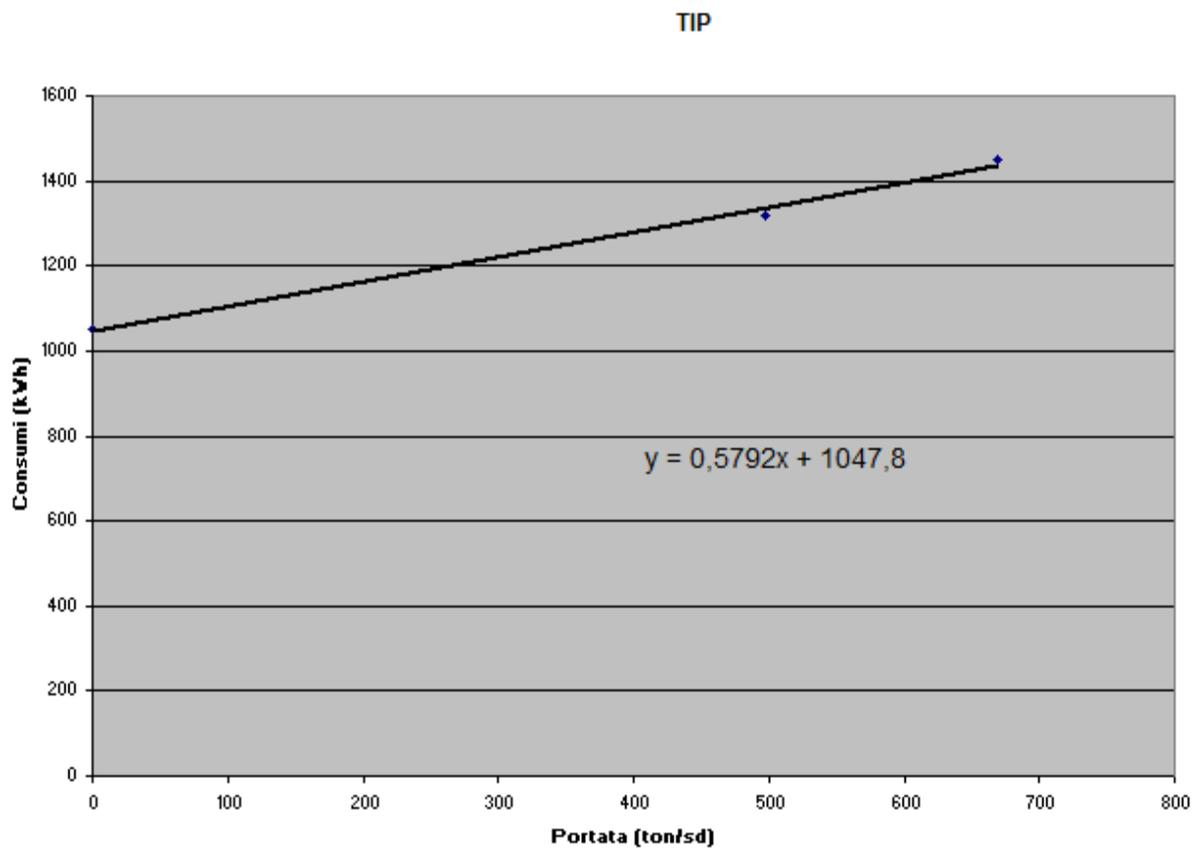


Figura 3.5: grafico dei consumi in relazione alla portata in ingresso per il TIP..

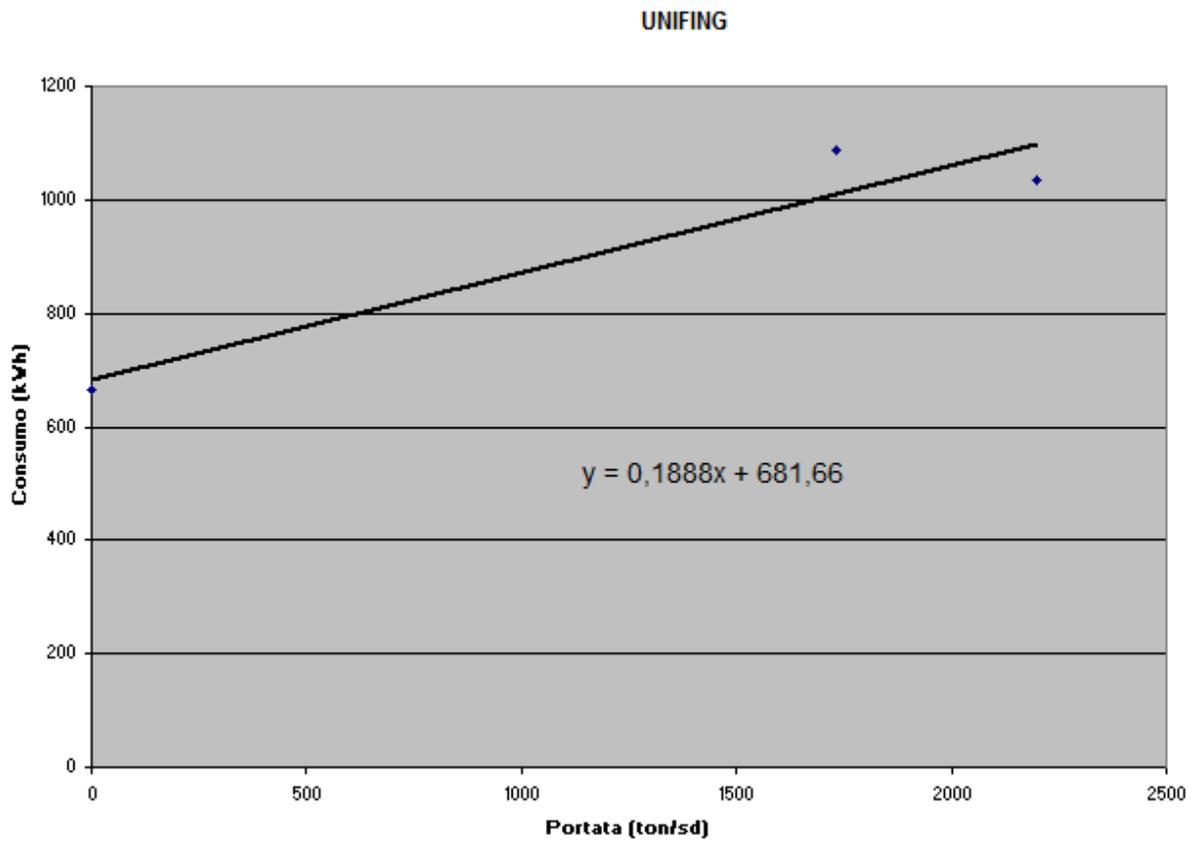


Figura 3.6: grafico dei consumi in relazione alla portata in ingresso per l'Unifing.

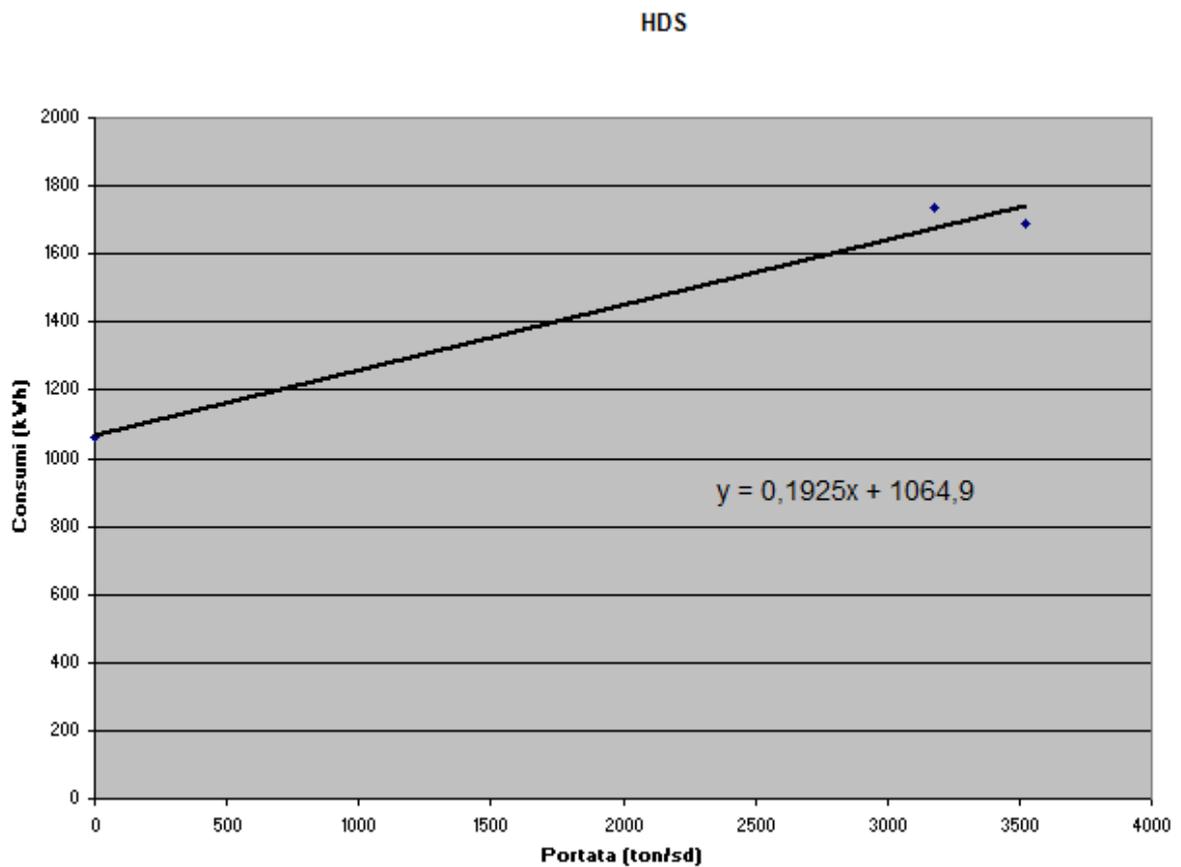


Figura 3.7: grafico dei consumi in relazione alla portata in ingresso per l'HDS.

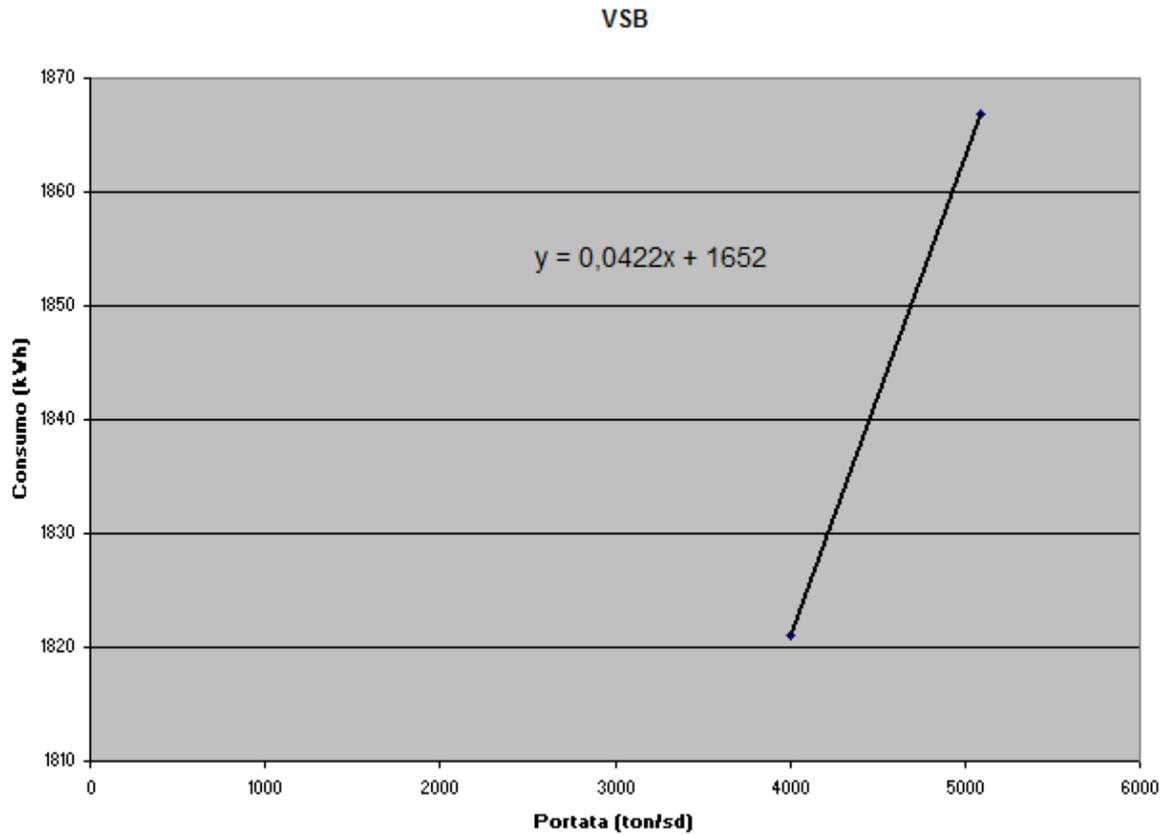


Figura 3.8: grafico dei consumi in relazione alla portata in ingresso per il VSB.

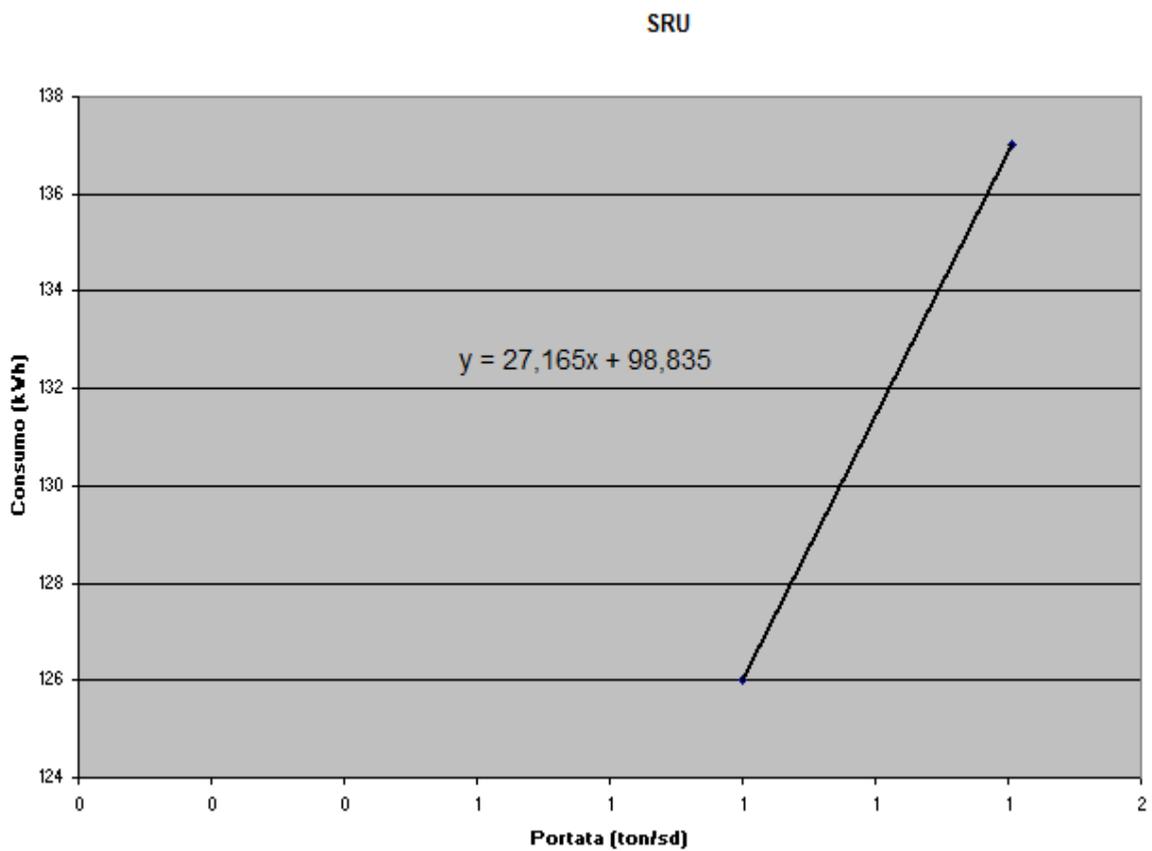


Figura 3.9: grafico dei consumi in relazione alla portata in ingresso per l'SRU.

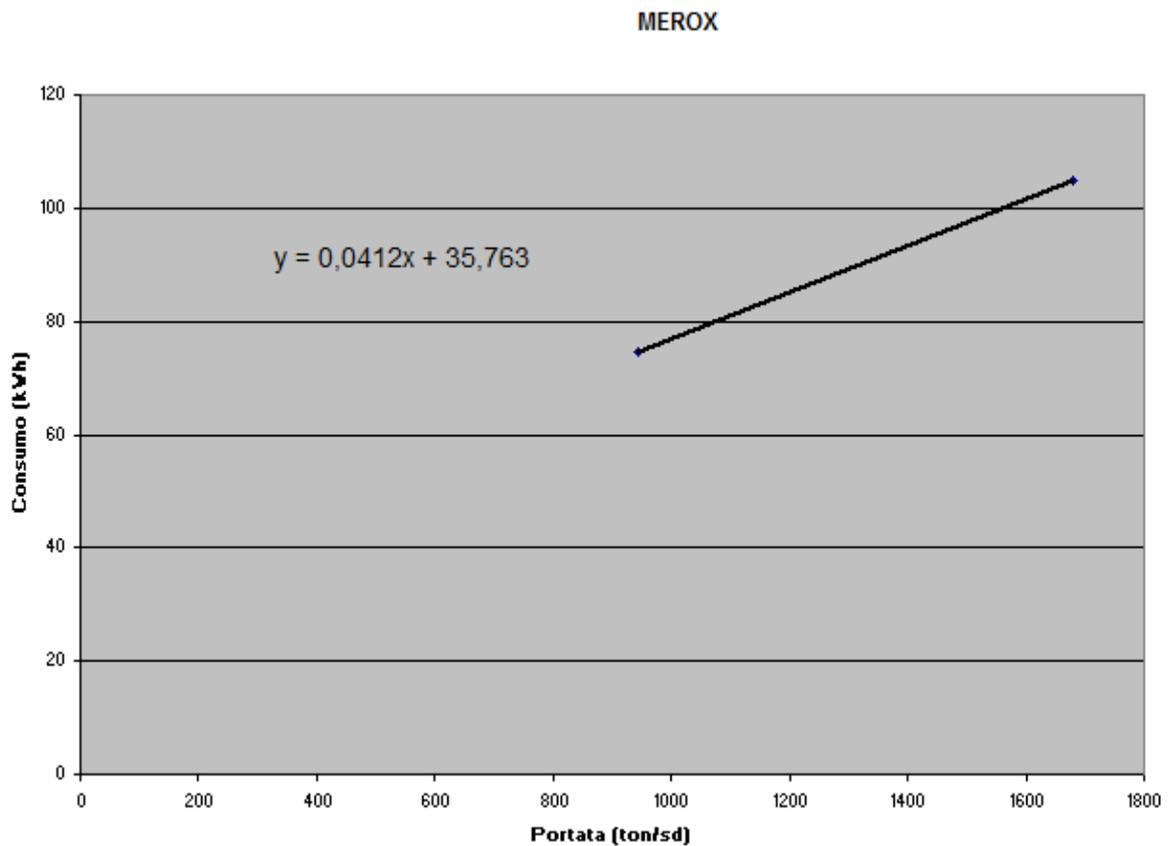


Figura 3.10: grafico dei consumi in relazione alla portata in ingresso per il Merox.

Le relazioni ottenute sono le seguenti, e volendo confrontarle con quelle del modello matematico si ha:

	CONSUMI REALI	MODELLO MATEMATICO
	parte fisso (kWh)	parte variabile (kWh/Tfeed)
	consumo fisso	consumo variabile
Topping+LPG	1452,8	0,1061
Vacuum	46,606	0,1085
TIP	1110,4	0,2984
Ads TIP		
Bensat		900
Platforming	2268,8	0,2038
Rerun		
Unifining	681,66	0,1888
HDS	1064,9	0,1925
Membrane HDS		
Visbreaker	1652	0,0422
IFP		
SRU	98,835	27,16
Merox	35,271	0,0417
PMB		

Tab.6

Le relazioni del modello matematico sono state trasformate in kWh nel caso della parte fissa e in kWh/Tfeed nel caso del consumo variabile in quanto sono le unità di misura adottate per i bilanci dei consumi reali. Con le nuove relazioni i risultati ottenuti sono stati i seguenti rispettivamente per l'anno 2005 e per l'anno 2009. Nella prima colonna sono registrati i consumi reali dell'anno in esame, nella seconda i consumi previsti con il nuovo modello:

	CONSUMO E.E. (kWh)	CONSUMO CON a,b REALI
Topping+LPG	2843	2843
Vacuum	232	199
TIP	1449	1310
Ads TIP		
Bensat		
Platforming	2615	2610
Rerun with heart cut		
Unifining	1034	1097
HDS	1687	1743
Membrane HDS		
Visbreaker	1867	1867
IFP		
SRU	137	137
Merox	75	75
PMB		
tot	11939	11881
tot raffineria	14890	

Tab.7

	CONSUMO E.E. (kWh)	CONSUMO CON a,b REALI
Topping+LPG	2362	2362
Vacuum	176	202
TIP	1318	1259
Ads TIP		
Bensat		
Platforming	2604	2610
Rerun with heart cut		
Unifining	1088	1009
HDS	1739	1677
Membrane HDS		
Visbreaker	1821	1821
IFP		
SRU	126	116
Merox	105	105
PMB		
tot	11339	11161
tot raffineria	15000	

Tab.8

L'escursione dei valori previsionali rispetto a quelli reali è stata molto più soddisfacente e pari a:

	2005	2009
Topping+LPG	0,0	0
Vacuum	13,9	-15
TIP	9,6	4
Ads TIP		
Bensat		
Platforming	0,2	0
Rerun with heart cut		
Unifining	-6,0	7
HDS	-3,3	4
Membrane HDS		
Visbreaker	0,0	0
IFP		
SRU	0,1	8
Merox	0,0	0
PMB		
tot	0,5	2
tot raffineria		

Tab.9

Successivamente è stata effettuata una verifica sui consumi annui del 2009, e dunque con le portate effettive registrate nel corso dell'intero anno, e non più unicamente sulla portata di un singolo giorno campione. I risultati ottenuti hanno dimostrato ancora una volta la maggiore attendibilità delle nuove relazioni. Difatti, con il modello matematico si ottiene:

	Modello Matematico 2009		
	Giorni	Portate	Consumi
Topping	349	3580974	21343
Vacuum	360	450662	3790
Platforming	365	485769	21559
HDS	337	1104449	15517
Vibreaker	342	1396252	14117
Unifiner	365	754765	8961
TIP	342	27832	11128
Merox	350	47764	629
SRU	361	9355	1212
BENSAT	365	56235	788

Tab.10

Mentre con le nuove relazioni:

	Modello con Relazioni Reali		
	Giorni	Portate	Consumi
Topping	349	3580974	21294
Vacuum	360	450662	1576
Platforming	365	485769	22251
HDS	337	1104449	16877
Vibreaker	342	1396252	14966
Unifiner	365	754765	9391
TIP	342	278320	11099
Merox	350	477640	774
SRU	361	9355	6954

Tab.11

Aggiungendo un fattore correttivo per la parte Off-sites (ovvero la parte che comprende l'impianto antincendio, la centrale termoelettrica, la mensa, gli uffici, e le pompe che dai serbatoi tramite oleodotti inviano i prodotti alle navi e ai depositi di Fiumicino) assente nella modellizzazione, e moltiplicando tale fattore pari a 64,8 MW/d per 365 giorni di funzionamento si ottengono i seguenti risultati:

Energia acquistata 2009	Autoproduzione TG	Energia acquistata da modello	Energia acquistata con relazioni reali
97560	31784,4	90978,04	
Energia tot. Consumata 2009	129344,4	122697	125660

Tab.12

L' energia acquistata fa riferimento alla quantità di energia elettrica importata dalla rete esterna , mentre l'autoproduzione è la parte di consumo energetico soddisfatta dal turboalternatore presente in Raffineria.

Per convalidare i risultati fin qui ottenuti, conoscendo i consumi, le portate e i giorni di funzionamento effettivi degli anni 2008,2007 e 2006, si sono applicati nuovamente i due modelli e si sono poi confrontati i risultati.

Sotto è possibile analizzare i risultati rispettivamente degli anni 2008,2007 e 2006:

	CONSUMI 2008 con MODELLO MATEMATICO				
	PARTE FISSA	PARTE VARIABILE			
	MW/d	MW/Tfeed	Giorni	Portate	Consumi
Topping	38,4	0,002215	363	4202611	23230
Vacuum	7,2	0,002667	337	464394	3668
Platforming	48	0,008315	365	502442	21674
HDS	37,2	0,002716	348	1333993	16583
Vibreaker	24	0,004235	364	1740730	16099
Unifiner	14,4	0,004909	364	756602	8952
TIP	21,6	0,013463	354	290149	11546
Merox	1,8		343	548267	617
SRU	3,36		360	10657	1210
BENSAT	2,16		361	60630	779
Tot consumo unità					104358
Off-sites			365	64,8	23652
				64,8	128009,825
Consumo Reale 2008					132000

Tab.13

	CONSUMI 2008 con le NUOVE RELAZIONI				
	PARTE FISSA	PARTE VARIABILE			
	MW/d	MW/Tfeed	Giorni	Portate	Consumi
Topping	34,8672	0,002546	363	4202611	23341
Vacuum	1,118544	0,002604	337	464394	1587
Platforming	54,4512	0,004891	365	502442	22305
HDS	25,5576	0,004620	348	1333993	15067
Vibreaker	39,648	0,001013	364	1740730	16179
Unifiner	16,35984	0,004531	364	756602	9378
TIP	26,6496	0,007162	354	290149	11504
Merox	0,846504	0,001001	343	548267	839
SRU	2,37204	0,651840	360	10657	7801
Tot consumo unità					108001
Off-sites			365	64,8	23652
				64,8	131652,9148
Consumo Reale 2008					132000

Tab.14

Per il calcolo del consumo delle Off-sites i coefficienti sono rimasti gli stessi in modo tale da avere alla fine risultati comparabili nei diversi anni.

Nel 2008 dunque è stata confermata ulteriormente la maggiore precisione del nuovo modello con 131653 MWh/anno, più vicino al consumo reale di 132000 MWh/anno, rispetto ai 128010 MWh/anno del modello matematico.

Per il 2007, seguendo sempre la medesima procedura, i risultati ottenuti con il modello matematico sinora utilizzato dall'azienda, sono stati i seguenti:

	CONSUMI 2007 con MODELLO MATEMATICO		Giorni	Portate	Consumi
	PARTE FISSA	PARTE VARIABILE			
	MW/d	MW/Tfeed			
Topping	38,4	0,002215	316	3590655	20096,76185
Vacuum	7,2	0,002667	319	485526	3590,096
Platforming	48	0,008315	411	428134	23283,34526
HDS	37,2	0,002716	295	1095426	13930,3464
Visbreaker	24	0,004235	301	1440788	13328,56094
Unifiner	14,4	0,004909	354	632266	8197,131273
TIP	21,6	0,013463	263	205095	8433,439024
Merox	1,8		311	410654	559,8
SRU	3,36		289	11267	971,712
BENSAT	2,16		305	48753	659,016
Tot consumo unità					93050,20875
Off-sites			365	64,8	23652
				64,8	116702
Consumo Reale 2007					114263

Tab.15

Mentre con le nuove relazioni i risultati sono:

	CONSUMI 2007 con le NUOVE RELAZIONI		Giorni	Portate	Consumi
	PARTE FISSA	PARTE VARIABILE			
	MW/d	MW/Tfeed			
Topping	34,8672	0,002546	316,2	3590655	20168
Vacuum	1,118544	0,002604	318,8	485526	1621
Platforming	54,4512	0,004891	410,9	428134	24468
HDS	25,5576	0,004620	294,5	1095426	12588
Visbreaker	39,648	0,001013	301,1	1440788	13397
Unifiner	16,35984	0,004531	353,7	632266	8651
TIP	26,6496	0,007162	262,6	205095	8467
Merox	0,846504	0,001001	311	410654	674
SRU	2,37204	0,651840	289,2	11267	8030
Tot consumo unità					98065
Off-sites			365	64,8	23652
				64,8	121717
Consumo Reale 2007					114263

Tab.16

In tale caso, il modello matematico ha fornito un risultato più attinente alla realtà con 112296 Mwh/anno, dal momento che l'energia consumata realmente nel 2007 è stata di 114263 MWh/anno, rispetto ai 116718 MWh/anno risultanti con le nuove relazioni. Tuttavia è da tenere in considerazione che nel 2007 è avvenuta la fermata programmata, con scadenza triennale, in cui tutti gli impianti di raffineria vengono arrestati per dare luogo alle procedure di manutenzione, rigenerazione catalizzatori e sostituzione parti guaste. Pertanto i consumi registrati in questi anni sono fuorvianti rispetto ai valori medi dell'azienda.

Infine sono stati esaminati i consumi del 2006, e anche in questo caso il nuovo modello ha ottenuto un risultato più preciso, di 131484 MWh/anno rispetto ai 129424 Mwh/annui reali e rispetto ai 126300 MWh/anno del modello matematico.

CONSUMI 2006 con MODELLO MATEMATICO					
	PARTE FISSA	PARTE VARIABILE			
	MW/d	MW/Tfeed	Giorni	Portate	Consumi
Topping	38,4	0,002215	351	4144625	22641
Vacuum	7,2	0,002667	337	475429	3691
Platforming	48	0,008315	355	561479	21695
HDS	37,2	0,002716	343	1276205	16211
Visbreaker	24	0,004235	340	1683026	15276
Unifiner	14,4	0,004909	354	825958	9148
TIP	21,6	0,013463	347	303561	11589
Merox	1,8		333	442056	599
SRU	3,36		339	13926	1140
BENSAT	2,16		305	82150	659
Tot consumo unità					102648
Off-sites			365	64,8	23652
					126300
Consumo Reale 2006					129424

Tab.17

CONSUMI 2006 con le NUOVE RELAZIONI					
	PARTE FISSA	PARTE VARIABILE			
	MW/d	MW/Tfeed	Giorni	Portate	Consumi
Topping	34,8672	0,002546	350,5	4144625	22775
Vacuum	1,118544	0,002604	336,6	475429	1615
Platforming	54,4512	0,004891	354,7	561479	22060
HDS	25,5576	0,004620	342,6	1276205	14652
Visbreaker	39,648	0,001013	339,5	1683026	15165
Unifiner	16,35984	0,004531	353,7	825958	9529
TIP	26,6496	0,007162	347,3	303561	11429
Mercox	0,846504	0,001001	332,5	442056	724
SRU	2,37204	0,651840	339,4	13926	9883
Tot consumo unità					107832
Off-sites			365	64,8	23652
					131484
Consumo Reale 2006					129424

Tab.18

Per completare l'analisi, si sono calcolate le escursioni di valori dei due modelli rispetto ai consumi effettivi, in modo da decretare in ultimo quale modello sia più affidabile, e dunque consigliato per calcolare il budget 2010 e degli anni seguenti.

Volendo riassumere i risultati fino a qui ottenuti, si può notare nella tabella sottostante, che il nuovo modello nelle sue previsioni commette un errore che oscilla in un intervallo del [+2%,-2%]; pertanto si può affermare che la stima con le nuove relazioni ha un'affidabilità del 98%.

Per il modello matematico invece non è consentito applicare lo stesso ragionamento, in quanto non è possibile determinare un range fisso d'inaffidabilità, fornendo ad esempio nel 2009 un sottodimensionamento dei consumi annui di circa il 5%.

	CONSUMI NM	CONSUMI MM	CONSUMI REALI	Escursioni NuovoModello	Escursioni ModelloMatematico
2009	125659,5101	122697,113	129344,4	2,84889788	5,417639159
2008	131652,9148	128009,825	132000	0,262943345	3,117085251
2007	116718	112296	114263	-2,148865464	1,751794012
2006	131484	126300	129424	-1,59133493	2,473225518

Tab.19

Per avere un ulteriore riscontro grafico, di seguito è inserito un istogramma dove sono riassunti i risultati ottenuti con i diversi metodi e raggruppati per ciascun anno.

CONFRONTO CONSUMI

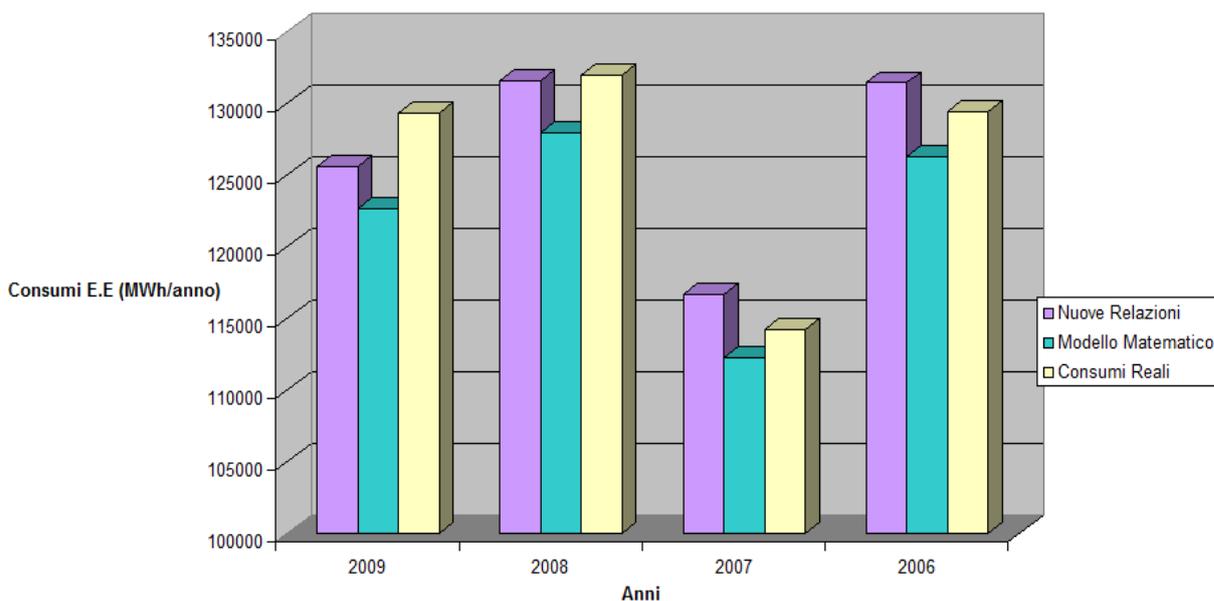


Figura 3.11: istogramma dei consumi annui di energia elettrica.

3.4 I CONTRATTI di FORNITURA dell' ENERGIA

L'approvvigionamento delle fonti energetiche costituisce un dato rilevante nella stesura del budget annuale che la raffineria di Roma deve presentare ai soci.

Il bilancio iniziale dei consumi energetici, e dunque dei costi che RdR deve sostenere mediamente nell'arco di un anno, è stato finora preparato grazie al modello matematico precedentemente discusso. Questo prende in ingresso, come dato iniziale, le portate annue che ciascun impianto deve lavorare, dati che vengono forniti dal planning di sede e che non sono modificabili dalla Raffineria. I giorni di funzionamento invece, vengono stabiliti dall'azienda, rispettando i vincoli di fermata programmata delle unità, e considerando poi dei giorni di fermata ulteriori, per guasti imprevisti.

A questo punto, applicando le relazioni dell' LP-model, si ricavano i consumi annui. Il budget deve quindi fornire ai soci un quadro prospettico dei costi che si prevedono di affrontare nell' anno seguente. Costi che variano innanzitutto dal contratto di fornitura dell' energia elettrica che la raffineria di Roma ha pattuito con la rete nazionale, e in secondo luogo dalla strategia di funzionamento del turboalternatore adottata dall' azienda e che può essere modificata nel corso dell'anno. La raffineria di Roma ha a disposizione due alimentatori da 150 kV, messi in funzione nel maggio 1985 al

fine di rendere più affidabile il rifornimento di energia elettrica dall'esterno; questi sono collegati a due linee principali differenti, ed entrambi sono in grado di sostenere il normale pieno carico della raffineria di 11 MW (massimo 13 MW).

Inoltre dispone di una propria produzione per mezzo di un turboalternatore Siemens, al quale sono collegati tutti i macchinari critici, la cui potenzialità massima è pari a 5,5 MW ricevendo vapore a 63 ATE e 445 °C e scaricandole alla contropressione di 2,5 ATE. Il turboalternatore lavora mediamente in un range compreso dai 3,2 MW ai 4,4 MW. Il limite inferiore di suddetto intervallo è imposto dal "distacco carichi". Ovvero la raffineria deve garantire il funzionamento di una serie di installazioni (quali ad esempio il compressore K2301 del reforming, le pompe di refrigerazione delle colonne, ecc.) nell'ipotesi che la rete esterna interrompa la normale fornitura di energia elettrica, essenzialmente per motivi di sicurezza.

Il limite inferiore di autoproduzione di energia elettrica vincola in qualche modo l'acquisto della stessa; questo genera una inefficienza dal punto di vista economico quando il prezzo del Fuel Oil è alto sul mercato. Per questo motivo è ora in corso un'analisi delle unità facenti parte del "distacco carichi", in modo da verificare per quali sia davvero necessaria una continua alimentazione di energia elettrica, nel tentativo di abbassare il limite di autoproduzione.

Di seguito verrà sintetizzato il metodo di calcolo proposto per le consegne d'energia sui combustibili e sulla gestione del TG.

La valutazione dei combustibili è fatta calcolando il costo del combustibile in € per fornire una Mcal. I combustibili utilizzati in raffineria sono il Metano e il Fuel Oil.

3.4.1 Metano

Il prezzo del metano (IVA inclusa) è fornito all'inizio di ogni mese. Il calcolo del prezzo prende in considerazione i prezzi di diversi tipi di grezzo (ATZ e BTZ), del Brent e del Gasolio.

Il PCI del metano viene considerato 8400 kcal/Smc (il contratto prevede un PCS di 38.100 kJ/Smc).

3.4.2 Fuel Oil

Anche il prezzo del Fuel Oil è valorizzato dalla TOTAL e si adatta ai mutamenti di prezzo del combustibile sul mercato internazionale. Il PCI del Fuel Oil è considerato 9.800 kcal/kg.

Il calcolo da eseguire è: Prezzo (€/Smc o €/t) diviso il PCI (kcal/Smc o Kcal/kg) moltiplicato per 1000.

Il risultato viene poi fornito al planning che definisce i combustibili da utilizzare in funzione dello stock di questi.

Come è possibile notare il potere calorifico inferiore dei vari combustibili non è cambiato nel corso dell'anno.

	gen-09	feb-09	mar-09	apr-09	mag-09	giu-09	lug-09	ago-09	set-09	ott-09	nov-09	dic-09
PCI												
<i>Metano (kcal/Smc)</i>	8400	8400	8400	8400	8400	8400	8400	8400	8400	8400	8400	8400
<i>Fuel Oil (kcal/kg)</i>	9800	9800	9800	9800	9800	9800	9800	9800	9800	9800	9800	9800
<i>LPG (kcal/kg)</i>	10800	10800	10800	10800	10800	10800	10800	10800	10800	10800	10800	10800

Tab.20

3.5 GESTIONE TURBOGENERATORE

La convenienza economica dell' autoprodotzione di energia elettrica rispetto all' importazione della stessa, viene valutata utilizzando come parametro il costo in €/MWh. Il contratto siglato per tutto il 2009 prevede un costo fisso secondo le fasce *Peak* (dal lunedì al venerdì dalle 8.00 alle 20.00) e *Off-Peak* (dal lunedì al venerdì dalle 20.00 alle 8.00 e durante il week-end) rispettivamente di 130 €/MWh e 86 €/MWh.

A partire dal mese di giugno dell' anno scorso in fase di contrattazione per il rinnovo del contratto del 2011 si è ottenuto uno sconto di 1,3 €/MWh.

Al costo della fornitura deve essere aggiunto il costo di trasporto e la tassazione che equivale in media al 35% del costo dell' elettricità.

Considerando tale adeguamenti, si prende come parametro di confronto un prezzo dell' elettricità (IVA compresa) di 172,37 €/MWh per la fase *Peak* e 124,04 €/MWh per la fascia *Off-Peak*.

Per quanto riguarda la valutazione economica si definiscono tre casi:

- A) produzione energia elettrica con recupero del calore latente del vapore di bassa pressione;
- B) utilizzo dello scambiatore di calore S2011 ;
- C) utilizzo scarico all'atmosfera .

Di seguito sono rappresentati schematicamente i tre differenti casi, in arancio il caso A, in blu il caso B e in verde il caso C.

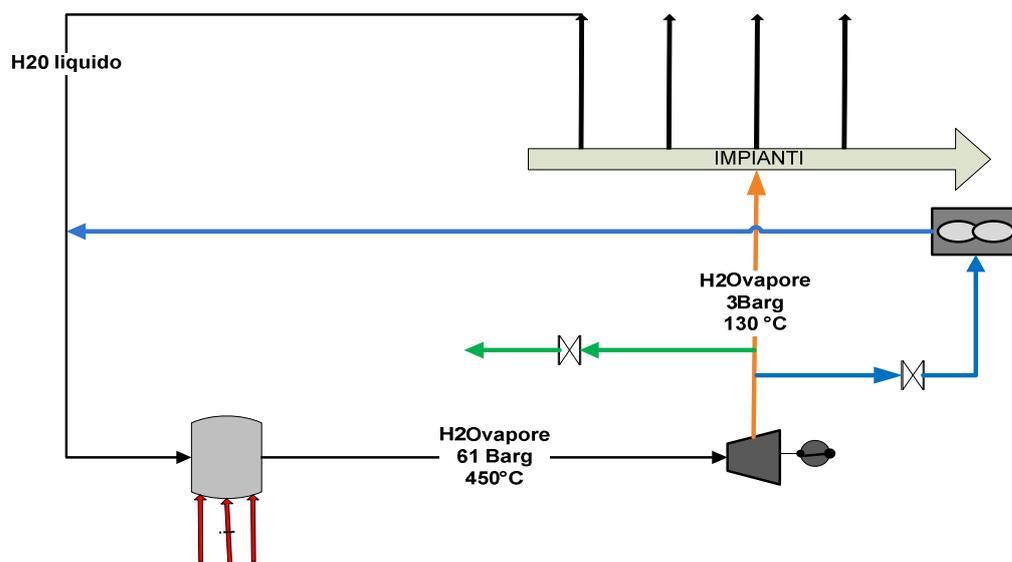


Figura 3.12: schematizzazione del funzionamento del turbogeneratore.

L'impianto termoelettrico, di cui fa parte il turbogeneratore, fornisce vapore ed energia elettrica per le necessità della Raffineria.

La produzione di vapore viene regolata dalla quantità richiesta degli impianti utilizzatori mentre la produzione di energia elettrica, essendo condizionata dalla produzione di vapore richiesta, viene utilizzata in parallelo con la fornitura di energia dall'esterno, sopperendo solo in parte le necessità degli impianti utilizzatori.

La velocità della turbina viene mantenuta costante con due sistemi di regolazione a seconda che il gruppo funzioni in parallelo con la rete esterna o in modo indipendente.

Nel primo caso, che è quello di normale funzionamento, la velocità della turbina è mantenuta costante dalla frequenza della rete esterna e la maggiore o minore portata di vapore che passa nella turbina dipende esclusivamente dal consumo di vapore nella rete di distribuzione (caso A). La quantità di energia elettrica prodotta è quindi funzione solo della portata di vapore. Nel caso di fuori servizio della rete esterna il gruppo passa in marcia isolata e la turbina autoregola la propria velocità, in modo da mantenere costante la frequenza; la potenza prodotta corrisponde alla richiesta dei carichi elettrici della rete. La compensazione in più o meno della quantità di vapore richiesta dalla turbina è assicurata dalle valvole di by-pass e di sfioro all'atmosfera (caso C).

Onde evitare di considerare i misuratori di portata, e dunque di servirsi di dati empirici, si utilizza un calcolo teorico; ovvero si calcola la quantità di calore necessaria per portare 1 kg d'acqua da 61 barg – 140°C a vapore di alta pressione da 61 barg – 450°C, che corrisponde a 596.5 kcal.

Per definire quante tonnellate di vapore in ingresso al turbogeneratore sono necessarie per produrre un MWh (Rv: rapporto vapore), si parte dal valore di design di 7.1 tonnellate di vap/MWh a 4.2 MWh, e considerando una perdita di performance dell'ordine del 10% , si arriva ad un rapporto di 7.9 t vap/MWh a giugno 2009.

3.5.1 Caso A: Utilizzazione calore latente per riscaldamento e/o processo

Al calore fornito alla caldaia per avere una tonnellata di vapore ad alta pressione dobbiamo sottrarre il calore restituito durante la condensazione del vapore di bassa pressione pari a 539 kcal. Il fabbisogno energetico è dunque di 57.5 kcal.

Questo valore moltiplicato per il rendimento standard della caldaia del 98% ci fornisce il quantitativo di energia necessario per produrre una tonnellata di vapore.

Il tutto, moltiplicato per Rv (rapporto tonnellate di vapore/MWh), ci fornisce l'energia necessaria per produrre un MWh. Il risultato diviso per il Potere Calorifico Inferiore del Fuel Oil e moltiplicato per il prezzo del Fuel Oil ci da il costo in €/MWh. Riassumendo:

$$\frac{\text{Energia necessaria}}{\text{per produrre un MWh}} = (\text{fabbisogno energetico} / R_c) * R_v$$

dove R_c è il rendimento della caldaia e R_v è il rapporto di tonnellate di vapore necessarie per produrre un Mwh.

$$\text{Costo €/MWh} = (\text{Energia necessaria} / \text{PCI Fuel Oil}) * \text{Prezzo Fuel Oil}$$

Il Fuel Oil in ingresso è prodotto dalla raffineria, che può decidere di destinarne una parte ad utilizzo interno. Il suo prezzo non è determinabile dunque da fatture con enti esterni, come nel caso dell' energia elettrica, ma è valutato come mancato realizzo considerando il prezzo di mercato dalle quotazioni correnti.

Motivo per cui l'autoproduzione è consigliata quando il prezzo del Fuel Oil è basso sul mercato.

3.5.2 Caso B: Condensazione del vapore di bassa pressione nello scambiatore S2011

Per il calcolo del prezzo €/MWh per il caso scambiatore di calore S2011, tutto il calore latente è perduto, mentre viene recuperata unicamente l'acqua demineralizzata, inviata nuovamente in ingresso alla caldaia.

Dunque il fabbisogno energetico è di 596.5 kcal.

Il procedimento per calcolare il costo in €/MWh del caso B è uguale a quello appena descritto, con la differenza che il fabbisogno energetico è notevolmente superiore, rispetto al caso precedente, trattandosi di 596,5 kCal contro le 57,5 Kcal necessarie se si utilizza il calore latente.

3.5.3 Caso C: Torcia bianca

Per il calcolo del prezzo €/MWh per il caso di emissioni in aria il fabbisogno energetico è di 596.5 kcal. In questo caso il vapore prodotto in eccesso viene interamente scaricato

in aria mediante torcia bianca senza alcun recupero né di calore latente né di acqua demineralizzata (*demi*). Pertanto nel costo in €/MWh, calcolato sempre con la medesima procedura, va aggiunta il costo di produzione dell'acqua *demi*, che si trova moltiplicando Rv per 0,176 €/t. Per ogni mese si è calcolato il costo in €/MWh per i tre casi precedenti.

Autoproduzione	gen-09	feb-09	mar-09	apr-09	mag-09	giu-09	lug-09	ago-09	set-09	ott-09	nov-09	dic-09
Rendimento caldaia (%)	98	98	98	98	98	98	98	98	98	98	98	98
Rendimento TG (t vap / MWh)	7,3	7,4	7,5	7,6	7,7	7,8	7,9	8	8,1	8,2	8,1	8,2
Entalpia caso A (kcal / t vap)	57,5	57,5	57,5	57,5	57,5	57,5	57,5	57,5	57,5	57,5	57,5	57,5
Entalpia caso B (kcal / t vap)	596,5	596,5	596,5	596,5	596,5	596,5	596,5	596,5	596,5	596,5	596,5	596,5
Entalpia caso C (kcal / t vap)	596,5	596,5	596,5	596,5	596,5	596,5	596,5	596,5	596,5	596,5	596,5	596,5
Caso A (€/MWh)	7,89	7,99	8,09	9,67	10,78	11,72	13,31	14,70	13,95	13,94	15,55	15,50
Caso B (€/MWh)	81,81	82,91	83,88	100,34	111,83	121,62	138,07	152,48	144,70	144,62	161,31	160,75
Caso C (€/MWh)	83,10	84,21	85,20	101,67	113,18	122,99	139,46	153,89	146,12	146,06	162,74	162,19

Tab.23

Si può notare facilmente che la politica d'acquisto dell'energia elettrica adottata dalla Raffineria di Roma è mutata nei diversi mesi, a seconda degli andamenti del mercato.

Difatti nei mesi che vanno da gennaio a giugno 2009 il turbogeneratore ha lavorato alla sua potenzialità massima dato il prezzo del Fuel Oil molto basso, mentre il contratto d'acquisto dell'energia elettrica con la rete esterna, essendo fisso, non consentiva un a gestione efficace dell' importazione di energia.

Invece nel periodo compreso da luglio a ottobre RdR ha ritenuto che la migliore strategia da adottare fosse quella di acquistare energia elettrica durante la fascia notturna di *Off-Peak* e nei week-end, e per il resto di massimizzare l'autoproduzione.

Infine negli ultimi mesi del 2009 la Raffineria ha fruito del contratto stabilito con l'ente terzo comprando esternamente la quantità d' energia elettrica necessaria per il funzionamento degli impianti, essendo il prezzo del Fuel Oil aumentato vistosamente.

3.6 COSTO CO₂

Dal Protocollo di Kyoto, la convenzione sui cambiamenti climatici del 1992, si è regolamentato il commercio delle quote di emissione del gas ad effetto serra. Ovvero, a livello internazionale, sono stati assegnati dei limiti di emissione.

Dopodiché ogni paese ha suddiviso, per settore industriale, la quota di anidride carbonica relativa da rilasciare in aria. Per ultimo, distinte le diverse categorie, è stato

imposto ad ogni singola realtà industriale, facente parte di un specifico settore, una determinata quota di CO₂ da potere rilasciare in atmosfera.

La normativa prevede sia una sanzione, di circa 13 €/ton, per ogni quantitativo di anidride carbonica emesso, eccedente la quota assegnata; ma anche la possibilità di vendere a prezzo di mercato le quote di CO₂ non utilizzate.

Durante l'esercizio del 2009 non si è sfruttata interamente la quota assegnata alla Raffineria di Roma, pertanto non vi sono nel bilancio voci inerenti all'emissione di CO₂. Ai fini di avere un quadro generale più ampio, e che tenga conto di tutte le diverse possibilità, nella tabella qui sotto si riporta anche il costo della CO₂, nel caso in cui si dovesse superare la quota assegnata. La diminuzione del 19% della quota per la raffineria relativa al periodo 2009-2014 sembrerebbe portare ad un conguaglio.

Ad oggi la situazione non è molto chiara considerando una riduzione di portata impianti tra il 15% e il 20% in funzione del minore margine di raffineria imposto dai soci. Per questa ragione nel calcolo delle consegne per il TG non viene presa in conto. A titolo esplicativo l'eccedenza della produzione di CO₂ sarà calcolata considerando un fattore di emissione di 3.152 t CO₂/t FO ed un costo secondo le quotazioni mensili.

Calcolo costo CO2												
	gen-09	feb-09	mar-09	apr-09	mag-09	giu-09	lug-09	ago-09	set-09	ott-09	nov-09	dic-09
<i>FOE (t/MWh)</i>	0,4	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5
<i>Fattore emissione (t CO2/ t FO)</i>	3,152	3,152	3,152	3,152	3,152	3,152	3,152	3,152	3,152	3,152	3,152	3,152
<i>Emissione CO2 (tonnellate)</i>	1,4	1,4	1,4	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,6	1,6	1,6	1,6
<i>Costo CO2 (€/ t CO2)[BlueNext]</i>	13,1	9,7	11,6	13,3	14,9	13,5	13,5	13,8	14,5	13,5	13,5	13,8
<i>Costo CO2 (€)</i>	18,3	13,8	16,6	19,4	22,0	20,2	20,5	21,1	22,5	21,2	21,0	21,7

Tab.24

3.7 BILANCIO CONSUMO di FUEL GAS

Dopo avere analizzato i consumi energetici e i relativi contratti di fornitura, si è posta l'attenzione sul consumo dei combustibili, quali Fuel Gas e Fuel Oil, per cui sussisteva il medesimo problema.

Gli utilizzatori di combustibile sono i forni, presenti in ciascun impianto.

La Raffineria di Roma dispone di una banca dati dove vengono registrati quotidianamente il consumo di Fuel gas e Fuel Oil di ogni singolo forno, il potere calorifico inferiore giornaliero di tutti i combustibili in Kcal/kg, le emissioni di SO₂,NO_x e di CO₂, e altri dati essenziali al fine di calcolare tanto il quantitativo

mensile dei prodotti destinati ad uso interno quanto il quantitativo di idrogeno solforato, ossido d'azoto e di anidride carbonica emessi complessivamente dalla raffineria.

Partendo dunque da questi dati già disponibili in azienda si sono calcolate per ogni mese la quantità di Fuel Gas consumata dai diversi impianti.

Innanzitutto, si sono raggruppati i forni appartenenti alla stessa unità, (ad esempio l'acronimo H2201 indica l'Heater, il forno per l'appunto, facente parte dell' isola 22 ovvero l'Unifining numero 01). Poi, una volta ottenuta tale suddivisione, ho trasformato il Fuel Gas consumato in Fuel Oil equivalente tramite una semplice operazione:

$$\text{TFOE} = \text{quantità FuelGas} * \text{PCI FuelGas} / \text{PCI FuelOil}$$

Ciò è stato necessario in quanto il calcolo nel budget annuale dei combustibili utilizzati e il relativo costo utilizza come unità di misura il TFOE (Tonnellate Fuel Oil Equivalente); inoltre nello stesso modello matematico visto in precedenza e che verrà utilizzato anche in seguito, l'unità utilizzata è sempre il TFOE.

Questa procedura è stata eseguita per gli anni 2007,2008,2009 e le tabelle sottostanti mostrano quanto appena descritto rispettivamente per gli anni 2007, 2008 e infine 2009.

Consumi 2007:

		Dic. (Kg/h)		Nov.		Ott.		Sett.		Agosto		Luglio	
		consumo	media	consumo	media	consumo	media	consumo	media	consumo	media	consumo	media
Topping+LPG	H_2701	143.455	4782	131.830	4546	125.446	4182	117.997	4069	121.493	4050	123.759	4125
	FO- H2701	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Vacuum	H_2101	7.956	265	11.399	393	11.085	369	10.942	377	9.918	331	10.287	343
	H_2102	5.024	167	5.526	191	8.171	272	8.551	295	9.128	304	1.126	38
Bitumen	H_2603	6.498	217	5.797	200	5.614	187	5.394	186	5.389	180	5.737	191
TIP + Ads TIP	H_2901	8.324	277	17.915	618	18.135	604	7.707	266	10.278	343	15.602	520
Bensat	H_2902	10.250	342	19.698	679	19.646	655	13.145	453	12.817	427	18.583	619
Platforming Rerun	H_2301A	45.193	1506	41.245	1422	43.127	1438	37.870	1306	36.724	1224	42.892	1430
	H_2301B	5.745	191	5.685	196	6.399	213	4.894	169	5.316	177	4.231	141
	H_2303	28.046	935	25.618	883	27.360	912	21.976	758	18.403	613	21.385	713
	H_2351	24.074	802	21.677	747	23.665	789	22.771	785	21.860	729	25.116	837
	FO- H2301A	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	FO- H2303	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Unifining	H_2201	20.453	682	18.232	629	18.632	621	14.896	514	14.262	475	17.088	570
	H_2251	90.739	3025	87.651	3022	92.552	3085	92.452	3188	96.675	3223	102.197	3407
	FO-H_2251	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
HDS+membrane	H_2451	31.364	1045	27.472	947	27.022	901	27.633	953	20.651	688	23.133	771
Visbreaker	H_2051	20.200	673	19.025	656	21.807	727	16.728	577	19.062	635	19.774	659
	IFP	20.200	673	19.025	656	21.807	727	16.728	577	19.062	635	19.774	659
SRU	H_3102	2.308	77	2.273	78	2.194	73	2.146	74	2.005	67	2.155	72
CTE	X_0501	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	X_0502	11.574	386	10.485	362	11.441	381	11.141	384	9.664	322	12.960	432
	FO-X_0501	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	FO-X_0502	0	0	44.924	1497	24.033	801	19.234	641	27.701	923	27.778	926
tot			16047	515.476	16.226	508.136	16.137	452.206	14.930	460.409	14.424	493.578	15.527

Tab.24

	Giugno		Maggio		Aprile		Marzo		Febbraio		Gennaio		
	consumo	media	consumo	media	consumo	media	consumo	media	consumo	media	consumo	media	
Topping+LP	H_2701	123.759	4125	120.070	4140	21.645	722	132.263	4561	119.230	3974	137.816	4922
	FO- H2701	0	0	0	0	0	0	50.500	1741,37931	70.266	2342	55161	1970
Vacuum	H_2101	10.287	343	4.332	149	2.196	73	11.974	413	11.721	391	6.958	249
	H_2102	1.126	38	884	30	1.506	50	9.208	318	10.562	352	4.213	150
Bitumen	H_2603	5.737	191	2.139	74	1.426	48	5.980	206	6.280	209	4.772	170
TIP + Ads TI	H_2901	15.602	520	353	12	3.849	128	19.538	674	19.290	643	12.849	459
Bensat	H_2902	18.583	619	500	17	4.271	142	19.715	680	22.044	735	16.358	584
Platforming	H_2301A	42.892	1430	11.152	385	9.555	318	43.836	1512	45.383	1513	35.512	1268
Rerun	H_2301B	4.231	141	1.582	55	2.304	77	10.411	359	12.244	408	10.711	383
	H_2303	21.385	713	4.469	154	3.474	116	19.535	674	25.814	860	21.445	766
	H_2351	25.116	837	3.787	131	5.244	175	27.786	958	31.556	1052	24.133	862
	FO- H2301A	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	FO- H2303	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Unifining	H_2201	17.088	570	3.313	114	4.117	137	19.953	688	20.582	686	15.511	554
	H_2251	102.197	3407	37.500	1293	13.212	440	46.775	1613	35.321	1177	31.170	1113
	FO-H_2251	0	0	0	0	0	0	22.175	765	34.309	1144	30.299	1082
HDS+memb	H_2451	23.133	771	3.188	110	3.953	132	21.937	756	36.500	1217	34.321	1226
Visbreaker	H_2051	19.774	659	4.642	160	5.343	178	23.792	820	26.072	869	23.521	840
IFP	H_2051	19.774	659	4.642	160	5.343	178	23.792	820	26.072	869	23.521	840
SRU	H_3102	2.155	72	507	17	452	15	3.139	108	3.302	110	2.169	77
CTE	X_0501	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	X_0502	12.960	432	4.797	165	2.648	88	12.027	415	13.673	456	10.439	373
	FO-X_0501	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	FO-X_0502	27.778	926	34.300	1143	37.975	1266	37.625	1254	42.000	1400	36050	1202
tot		493.575	15.527	242.157	7.167	128.511	3.018	561.961	18.081	612.218	19.007	536.929	17.889

Tab.25

La portata lavorata da ogni singola unità è stata invece:

	Dic.	Nov.	Ott.	Sett.	Agosto	Luglio	Giugno	Maggio	Aprile	Marzo	Febbraio	Gennaio
	(Ton/mese)											
Topping+LPG	383936	356804	373718	322819	353612	291710	112064	40347	343882	368798	319477	322488
Vacuum	43710	49295	50170	51024	50740	46848	41975	10576	48502	49745	33721	9220
Bitumen												
TIP + Ads TIP	9442	21762	24778	10110	13948	20415	0	3684	21296	22122	18578	20174
Bensat	4545	4502	5519	3989	3904	4555	454	686	3710	3481	2724	3299
Platforming	42220	41955	46619	37462	39303	42056	9461	7934	42152	44000	37778	37194
Rerun												
Unifining	57889	56946	61909	50035	51406	58454	13532	10709	60882	63740	52376	53029
HDS+membrane	125235	110146	118636	111647	108742	101736	8559	8998	102868	114261	86595	80382
Visbreaker	145673	144153	153098	134647	156290	150171	11264	4896	142407	151746	124567	111207
IFP												
SRU	612	787	733	824	827	753	0	50	705	778	438	508
CTE	23316	21701	21502	20909	20839	20386	21989	10669	17280	20668	17534	18792
tot	836578	808051	856682	743466	799611	737084	219298	98549	783684	839339	693788	656293

Tab.26

Consumi2008:

		Dic. (Kg/h)		Nov.		Ott.		Sett.		Agosto		Luglio	
		consumo	media	consumo	media	consumo	media	consumo	media	consumo	media	consumo	media
Topping+LPG	H_2701	139.920	4664	151111	5211	126846	4228	128908	4445	142288	4743	150503	5017
	FO- H2701	43.767	1459	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Vacuum	H_2101	9.754	325	11542	398	11032	368	10808	373	6950	232	9510	317
	H_2102	3.618	121	2627	91	2184	73	7324	253	6033	201	7361	245
Bitumen	H_2603	6.024	201	5741	198	5551	185	5628	194	5911	197	5782	193
TIP + Ads TIP	H_2901	17.901	597	17971	620	17659	589	17054	588	17081	569	18030	601
Bensat	H_2902	17.347	578	18934	653	18363	612	16381	565	16353	545	16639	555
Platforming	H_2301A	42.731	1424	46351	1598	42121	1404	39559	1364	39229	1308	39044	1301
	H_2301B	7.432	248	8271	285	5948	198	5168	178	4953	165	5207	174
Rerun	H_2303	24.496	817	28124	970	26743	891	25986	896	25737	858	26264	875
	H_2351	24.382	813	26144	902	25814	860	25920	894	27417	914	27181	906
	FO- H2301A	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	FO- H2303	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Unifining	H_2201	18.179	606	21318	735	17634	588	18029	622	17148	572	16975	566
	H_2251	64.300	2143	53248	1836	40940	1365	45475	1568	52713	1757	56084	1869
	FO-H_2251	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
HDS+membrane	H_2451	32.257	1075	33437	1153	19579	653	32766	1130	32673	1089	28229	941
Visbreaker	H_2051	25.106	837	25389	875	23821	794	25246	871	25623	854	25316	844
IFP	H_2051	25.106	837	25389	875	23821	794	25246	871	25623	854	25316	844
SRU	H_3102	2.221	74	2228	77	1869	62	1826	63	1859	62	1806	60
CTE	X_0501	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	X_0502	4.888	163	0	0	0	0	0	0	1469	49	13244	441
tot		509.429	16981	477.827	16.477	409.926	13.664	431.323	14.873	449.059	14.969	472.491	15.750

Tab.27

		Giugno		Maggio		Aprile		Marzo		Febbraio		Gennaio	
		consumo	media	consumo	media	consumo	media	consumo	media	consumo	media	consumo	media
Topping+LPG	H_2701	144424	4980	150945	5031	145523	5018	150603	5020	129159	4613	154692	5156
	FO- H2701	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Vacuum	H_2101	8700	300	10655	355	12478	430	11035	368	3132	112	7399	247
	H_2102	7119	245	10655	355	6143	212	4645	155	3953	141	8092	270
Bitumen	H_2603	5462	188	5612	187	6097	210	6342	211	5496	196	6041	201
TIP + Ads TIP	H_2901	17152	591	17028	568	17982	620	18498	617	20114	718	21325	711
Bensat	H_2902	16489	569	17624	587	18820	649	18566	619	17128	612	20170	672
Platforming	H_2301A	39763	1371	40144	1338	44227	1525	46931	1564	43073	1538	46757	1559
	H_2301B	5236	181	5077	169	5350	184	6347	212	5407	193	6368	212
Rerun	H_2303	24736	853	24870	829	25874	892	29573	986	26553	948	31019	1034
	H_2351	27302	941	24043	801	26219	904	26512	884	27425	979	27429	914
	FO- H2301A	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	FO- H2303	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Unifining	H_2201	17695	610	18374	612	19645	677	21231	708	20480	731	22794	760
	H_2251	57376	1978	61762	2059	64248	2215	69171	2306	46646	1666	54840	1828
	FO-H_2251	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
HDS+membrane	H_2451	27657	954	26321	877	29932	1032	29533	984	27839	994	30208	1007
Visbreaker	H_2051	20283	699	19534	651	18324	632	21905	730	20271	724	22656	755
IFP	H_2051	20283	699	19534	651	18324	632	21905	730	20271	724	22656	755
SRU	H_3102	2042	70	2003	67	2706	93	2283	76	2070	74	2190	73
CTE	X_0501	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	X_0502	10995	379	11121	371	11876	410	11840	395	11340	405	12075	402
tot		452.714	15.611	465.302	15.510	473.768	16.337	496.921	16.564	430.358	15.370	496.711	16.557

Tab.28

Le portate nel 2008 sono state le seguenti:

	Dic.	Nov.	Ott.	Sett.	Agosto	Luglio	Giugno	Maggio	Aprile	Marzo	Febbraio	Gennaio
	(Ton/mese)											
Topping+LPG	333629	358194	321334	345408	347940	377542	358892	384007	346483	336310	341532	352735
Vacuum	46410	48638	44448	44732	24337	36802	31788	38448	45325	44002	15451	44013
Bitumen												
TIP + Ads TIP	19240	24108	21214	22529	21364	25247	24408	24022	20003	23635	22909	24594
Bensat	4064	5562	5562	4318	4892	4273	4889	4837	3285	3883	4344	5159
Platforming	39662	48915	39736	41165	38256	40816	42587	42517	38711	40930	43345	46144
Rerun												
Unifining	56637	65981	57976	60444	55761	57481	59412	61253	57016	53812	60494	64013
HDS+membrane	102719	109972	65745	113287	115511	117408	112845	117167	112330	113414	113718	115824
Visbreaker	136799	141240	135925	147236	148983	141240	141679	155404	141132	141841	130841	144719
IFP												
SRU	487	564	401	565	611	656	689	664	786	448	475	478
CTE	24653	20592	20787	19354	18347	14880	19046	22262	23112	22632	22223	22939
tot	764300	823766	713128	799038	776002	816345	796235	850581	788183	780907	755332	820618

Tab.29

Infine i risultati ottenuti per il 2009 rispettivamente per i consumi di Fuel Oil equivalente e le portate mensili relative a ciascuna unità sono stati:

		Dic. (Kg/h)		Nov.		Ott.		Sett.		Agosto		Luglio	
		consumo	media	consumo	media	consumo	media	consumo	media	consumo	media	consumo	media
Topping+LPG	H_2701	114.841	3828	100.837	3477	30.896	1030	127.233	4387	134.725	4491	124.650	4155
	FO- H2701	62.578	2086	62.303	2148	18.469	616	53.719	1852	32.827	1094	52.738	1758
Vacuum	H_2101	9.086	303	9.110	314	13.752	458	11.214	387	11.747	392	10.723	357
	H_2102	8.187	273	7.176	247	8.280	276	6.356	219	6.873	229	6.562	219
Bitumen	H_2603	6.415	214	6.416	221	7.641	255	5.851	202	6.330	211	5.894	196
TIP + Ads TIP	H_2901	15.158	505	16.916	583	25.293	843	18.364	633	20.410	680	20.188	673
	H_2902	17.539	585	16.606	573	25.293	843	18.364	633	20.079	669	19.536	651
Platforming	H_2301A	43.968	1466	41.835	1443	52.586	1753	37.978	1310	40.197	1340	40.003	1333
Rerun	H_2301B	7.911	264	8.243	284	10.716	357	8.275	285	8.766	292	9.397	313
	H_2303	26.399	880	25.005	862	32.316	1077	22.818	787	23.361	779	23.686	790
	H_2351	28.046	935	25.333	874	30.831	1028	25.207	869	23.581	786	25.324	844
	FO- H2301A	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	FO- H2303	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Unifining	H_2201	19.643	655	18.952	654	26.454	882	19.070	658	20.235	674	19.590	653
	H_2251	58.875	1962	45.245	1560	69.428	2314	50.455	1740	60.457	2015	39.284	1309
	FO-H_2251	16.048	535	25.184	868	18.469	616	17.810	614	8.900	0	30.612	0
HDS+membrane	H_2451	31.265	1042	19.742	681	46.102	1537	32.117	1107	31.944	1065	28.754	958
Visbreaker	H_2051	19.358	645	23.309	804	29.741	991	11.214	387	25.216	841	23.306	777
IFP	H_2051	19.358	645	23.309	804	29.741	991	11.214	387	25.216	841	23.306	777
SRU	H_3102	2.677	89	2.567	89	2.961	99	2.364	82	2.333	78	2.620	87
CTE	X_0501	18.809	627	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	X_0502	0	0	18.543	639	41.898	1397	34.825	1201	33.269	1109	35.364	1179
	FO-X_0501	49.070	1636	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	FO-X_0502	0	0	44.924	1497	24.033	801	19.234	641	27.701	923	27.778	926
tot		575.231	17539	541.556	17.125	544.898	17.362	533.679	17.739	564.165	17.585	569.313	17.031

Tab.30

		Giugno		Maggio		Aprile		Marzo		Febbraio		Gennaio	
		consumo	media	consumo	media	consumo	media	consumo	media	consumo	media	consumo	media
Topping+LPG	H_2701	153.694	5300	148.054	4935	137.634	4746	106.837	3561	115.967	4142	135.814	4527
	FO- H2701	9.349	322	23.905	796,8335	13.275	457,7537	71.760	2392	78880	2817	64915	2163,8
Vacuum	H_2101	10.427	360	11.462	382	12.053	416	6.343	211	4.234	151	7.829	261
	H_2102	10.427	360	11.462	382	12.053	416	465	16	2.322	83	5.324	177
Bitumen	H_2603	6.374	220	6.580	219	6.240	215	6.152	205	5.503	197	6.037	201
TIP + Ads TIP	H_2901	23.138	798	22.883	763	20.629	711	19.702	657	15.997	571	19.641	655
Bensat	H_2902	19.825	684	19.690	656	19.192	662	19.429	648	15.588	557	19.641	655
Platforming	H_2301A	42.251	1457	44.184	1473	41.224	1422	42.230	1408	39.826	1422	44.967	1499
Rerun	H_2301B	9.540	329	9.084	303	8.078	279	8.911	297	7.499	268	8.600	287
	H_2303	26.379	910	25.659	855	23.349	805	25.024	834	23.655	845	27.574	919
	H_2351	30.010	1035	29.007	967	26.780	923	27.355	912	78880	2817	27867	929
	FO- H2301A	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	FO- H2303	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Unifining	H_2201	20.626	711	21.397	713	19.171	661	19.804	660	18.056	645	21.021	701
	H_2251	40.989	1413	54.132	1804	63.594	2193	42.192	1406	66.677	2381	74.644	2488
	FO-H_2251	39.760	1371	27.813	927	15.682	541	32.222	1074,055	0	0	0	0
HDS+membrane	H_2451	26.358	909	22.265	742	21.937	756	36.500	1217	34.321	1226	36.400	1213
Visbreaker	H_2051	24.630	849	23.471	782	23.153	798	19.550	652	20.032	715	14.790	493
IFP	H_2051	24.630	849	23.471	782	23.153	798	19.550	652	20.032	715	14.790	493
SRU	H_3102	2.805	97	3.159	105	2.376	82	2.635	88	2.142	77	2.427	81
CTE	X_0501	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	X_0502	12.645	436	14.175	472	13.776	475	12.793	426	11.688	417	15.506	517
	FO-X_0501	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	FO-X_0502	34.300	1143	37.975	1266	37.625	1254	42.000	1400	36050	1202	40775	1359
tot		568.158	18.409	579.830	18.062	540.975	17.357	561.454	17.315	597.349	20.046	588.561	18.260

Tab.31

	Dic.	Nov.	Ott.	Sett.	Agosto	Luglio	Giugno	Maggio	Aprile	Marzo	Febbraio	Gennaio
	(Ton/mese)											
Topping+LPG	273101	276852	322254	310827	312674	310230	311674	318839	280243	295207	256917	312156
Vacuum	43426	31857	36330	41110	44524	42325	41333	47025	48487	24926	19901	29418
Bitumen												
TIP + Ads TIP	17857	15882	23409	21817	22947	23706	23020	22892	21094	20411	19338	23571
Bensat	3362	2940	4261	4333	4395	4155	4261	4977	3889	3409	3336	4443
Platforming	38961	34527	43515	40771	42240	43463	42069	45311	38262	38582	35984	42084
Rerun												
Unifining	55874	50286	64377	60530	63113	61517	61311	63994	55309	58118	52804	60607
HDS+membrane	84663	68909	99410	95590	96709	96618	94272	93818	62713	96538	93581	99526
Visbreaker	108743	115334	122765	115867	127584	126203	123033	134246	138770	102748	103866	60228
IFP												
SRU	322	339	401	463	340	536	490	543	242	379	226	417
CTE	30067	25258	25080	24358	25928	27707	21600	28406	26806	18912	22223	23760
tot	656376	622184	741802	715666	740454	736460	723063	760051	675815	659230	608176	656210

Tab.32

Una volta ricavati ed ordinati i dati necessari al bilancio dei consumi di combustibile, si è verificato, applicando il modello matematico presente in raffineria, quali indicazioni fornisce in merito ai consumi registrati effettivamente ogni anno.

Le relazioni del modello matematico per il consumo di TFOE presentano un unico coefficiente che varia in relazione alle tonnellate di carica in ingresso all'impianto, senza fornire un consumo fisso che si ha a prescindere dalle modalità di funzionamento (ad alta o a bassa portata) dell'impianto, ad eccezione dell'unità CTE, che descrive il comportamento della centrale termoelettrica, per cui la relazione presenta un coefficiente in funzione dei giorni di marcia. Quanto appena detto è riassunto nella tabella sottostante:

	TFOE/Tfeed
Topping+LPG	0,011
Vacuum	0,01
Bitumen	
TIP + Ads TIP	0,025
Bensat	0
Platforming	0,048
Rerun	
Unifining	0,00672
HDS+membrane	0,006
Visbreaker	0,01104
IFP	
SRU	0
CTE	86 TFOE/day

Tab.33

Applicando tali relazioni per le portate registrate negli anni 2007,2008 e 2009, e confrontando poi i risultati con i consumi reali avuti in quegli anni, è evidente che la modellizzazione non rispecchia pedissequamente la realtà, ma sottostima di circa un 15%-20% i consumi effettivi. Nel 2007 difatti la situazione che si è prospettata è stata:

	TFOE/Tfeed	PORTATA ANNUA 2007	CONSUMO MM 2007	CONSUMO REALE 2007
Topping+LPG	0,011	3590655	39497	40.002
Vacuum	0,01	485526	4855	5.522
Bitumen				
TIP + Ads TIP	0,025	186309	4658	7.766
Bensat	0			
Platforming	0,048	428134	20550	24.265
Rerun				
Unifining	0,00672	590837	3970	25.775
HDS+membrane	0,006	1072805	6437	7.046
Visbreaker	0,01104	1430119	15789	10.744
IFP				
SRU	0	7015	0	607
CTE	86	235615	30616	11.901

Tab.34

Nel 2008 la modellizzazione ha fornito tali risultati:

	TFOE/Tfeed	PORTATA ANNUA 2008	CONSUMO MM 2008	CONSUMO REALE 2008
Topping+LPG	0,011	4202611	46229	42209
Vacuum	0,01	464394	4644	5.775
Bitumen				
TIP + Ads TIP	0,025	270300	6758	10.335
Bensat	0			
Platforming	0,048	502442	24117	29.195
Rerun				
Unifining	0,00672	710280	4773	21.511
HDS+membrane	0,006	1289940	7740	8.410
Visbreaker	0,01104	1720869	18998	13.127
IFP				
SRU	0	6824	0	602
CTE	86		31390	2.132

Tab.35

Infine nel 2009:

	TFOE/Tfeed	PORTATA ANNUA 2009	CONSUMO MM 2009	CONSUMO REALE 2009
Topping+LPG	0,011	3580974	39391	47422
Vacuum	0,01	450662	4507	6694
Bitumen				
TIP + Ads TIP	0,025	256484	6412	11258
Bensat	0			
Platforming	0,048	485769	23317	22116
Rerun				
Unifining	0,00672	707840	4757	27420
HDS+membrane	0,006	1082347	6494	8825
Visbreaker	0,01104	1379387	15228	12373
IFP				
SRU	0	4712	0	746
CTE	86	104105	31304	16434

Tab.36

Il procedimento seguito per ricavare delle relazioni, e dunque delle previsioni più conformi ai consumi reali, è stato lo stesso adottato per i consumi dell'energia elettrica. Ovvero, per ogni unità si sono graficati sull'asse delle ascisse le portate in ton/d dei tre anni di cui disponevo i dati; mentre nell'asse delle ordinate ho inserito i consumi in TFOE precedentemente ricavati dalla banca dati. Successivamente, ho richiesto al

foglio di lavoro la funzione lineare che interpolasse i punti così ottenuti, per vedere se i coefficienti risultanti da tale procedimento mi descrivessero la realtà in modo più esatto. Per tutti gli impianti ho imposto, inserendo la coppia di punti [0,0], che la retta passasse per l'origine degli assi cartesiani, in modo da evitare che le relazioni presentassero coefficienti negativi (consumi maggiori a portate più basse).

Di seguito riporto i grafici e le relative funzioni lineari delle diverse unità di Raffineria.

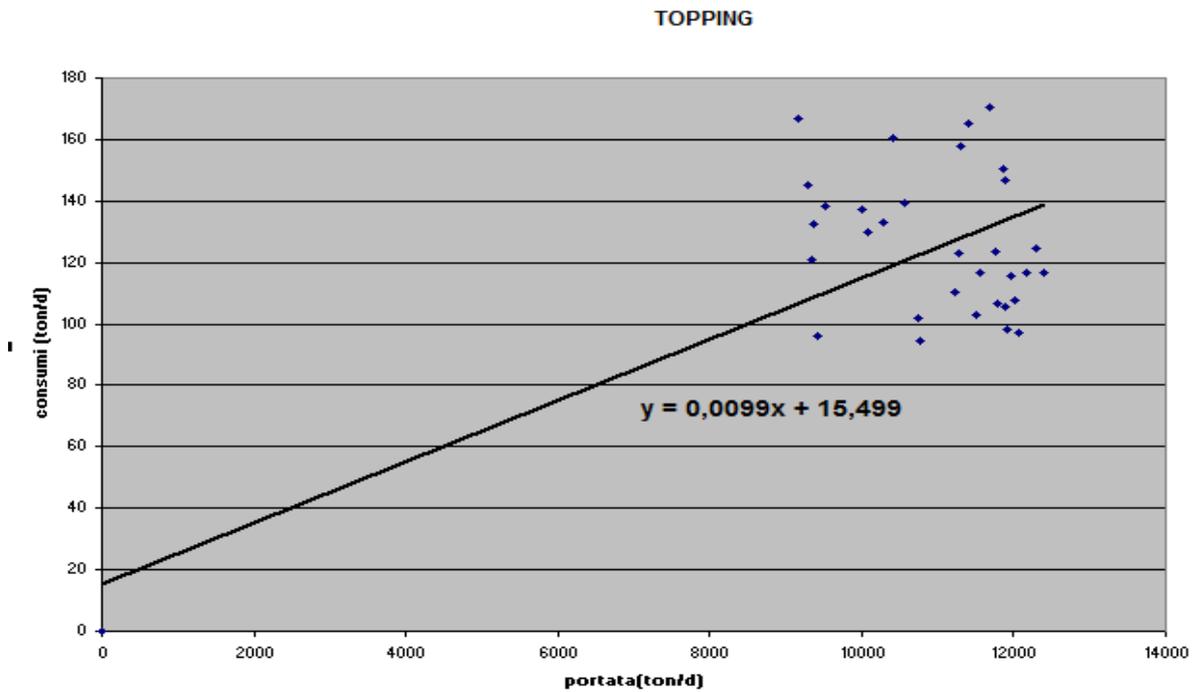


Figura 3.13: grafico dei consumi in relazione alla portata in ingresso per il Topping.

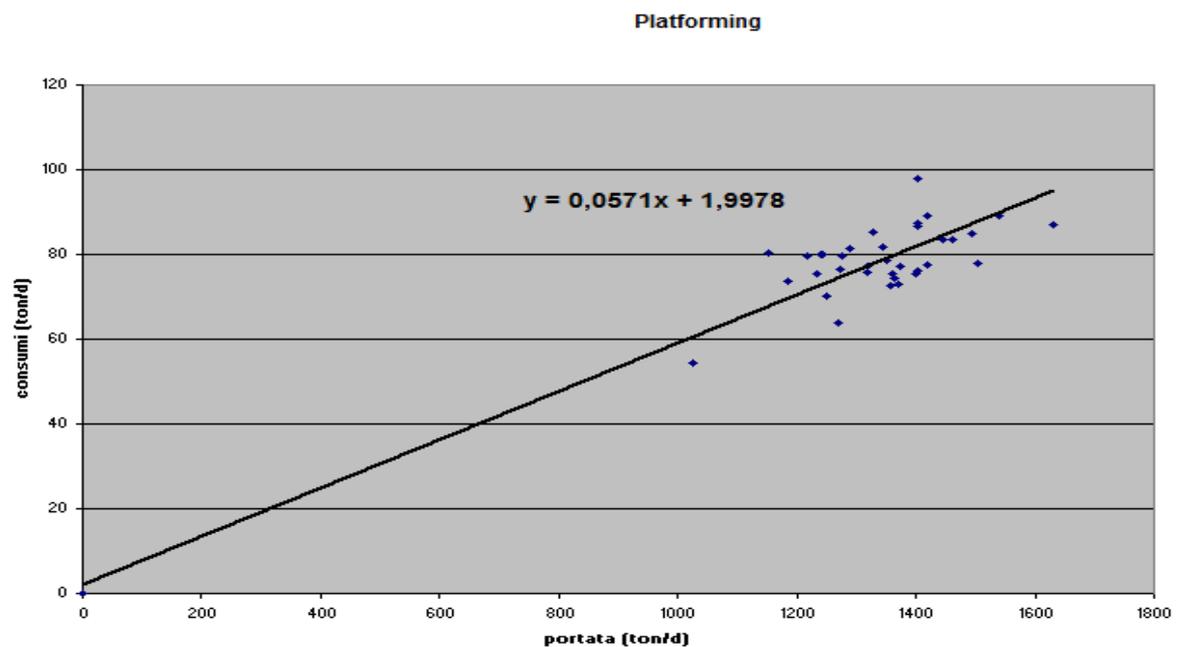


Figura 3.14: grafico dei consumi in relazione alla portata in ingresso per il Platforming.

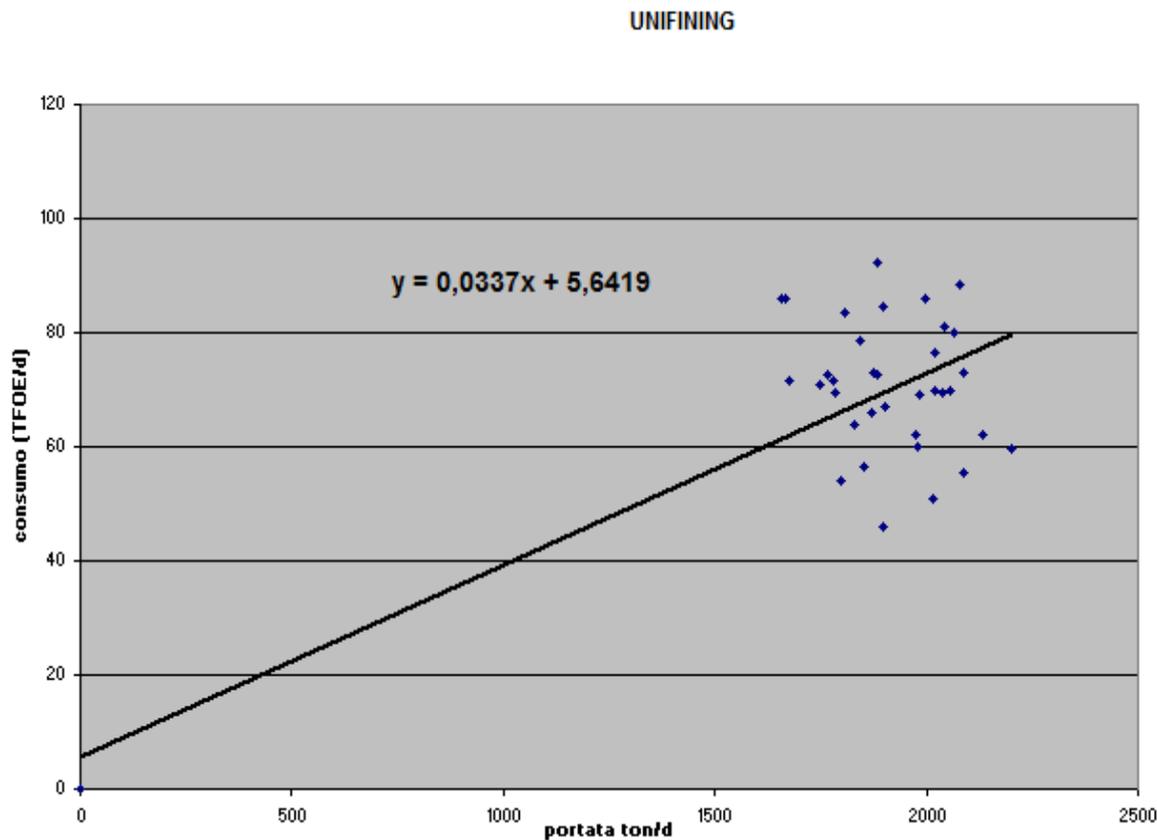


Figura 3.15: grafico dei consumi in relazione alla portata in ingresso per l'Unifing.

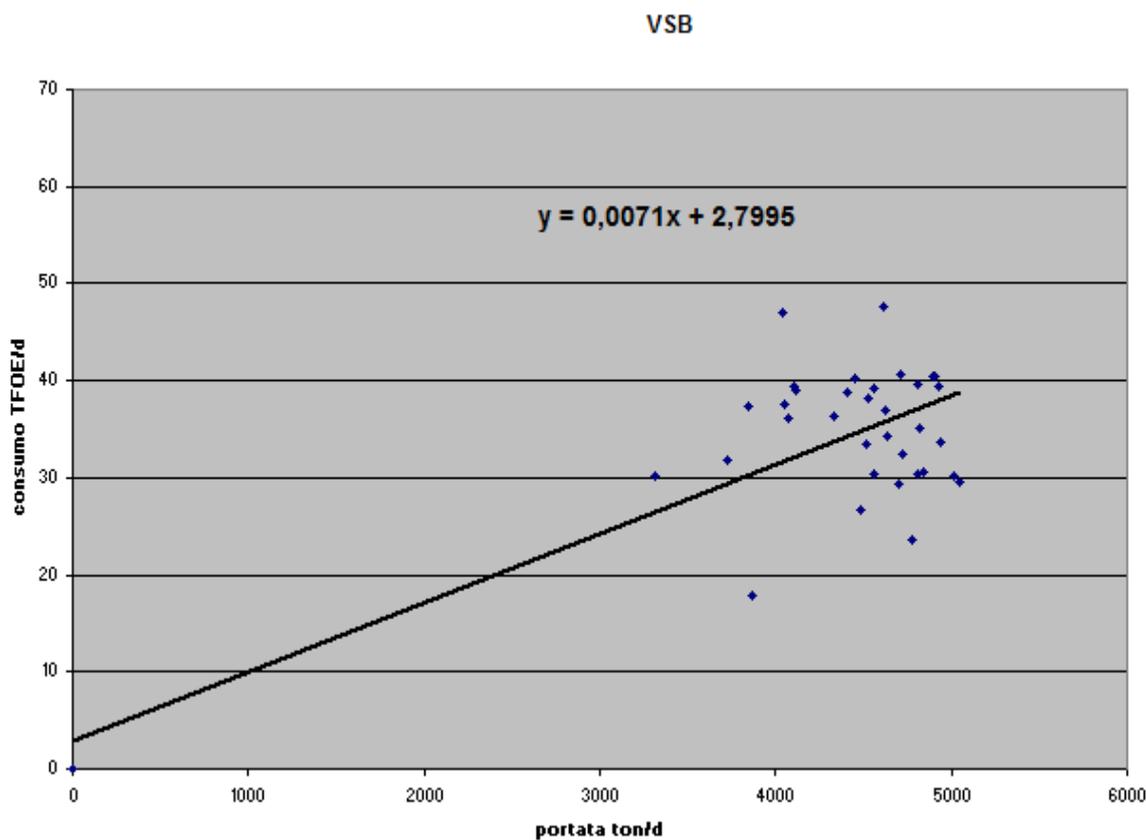


Figura 3.16: grafico dei consumi in relazione alla portata in ingresso per il VSB.

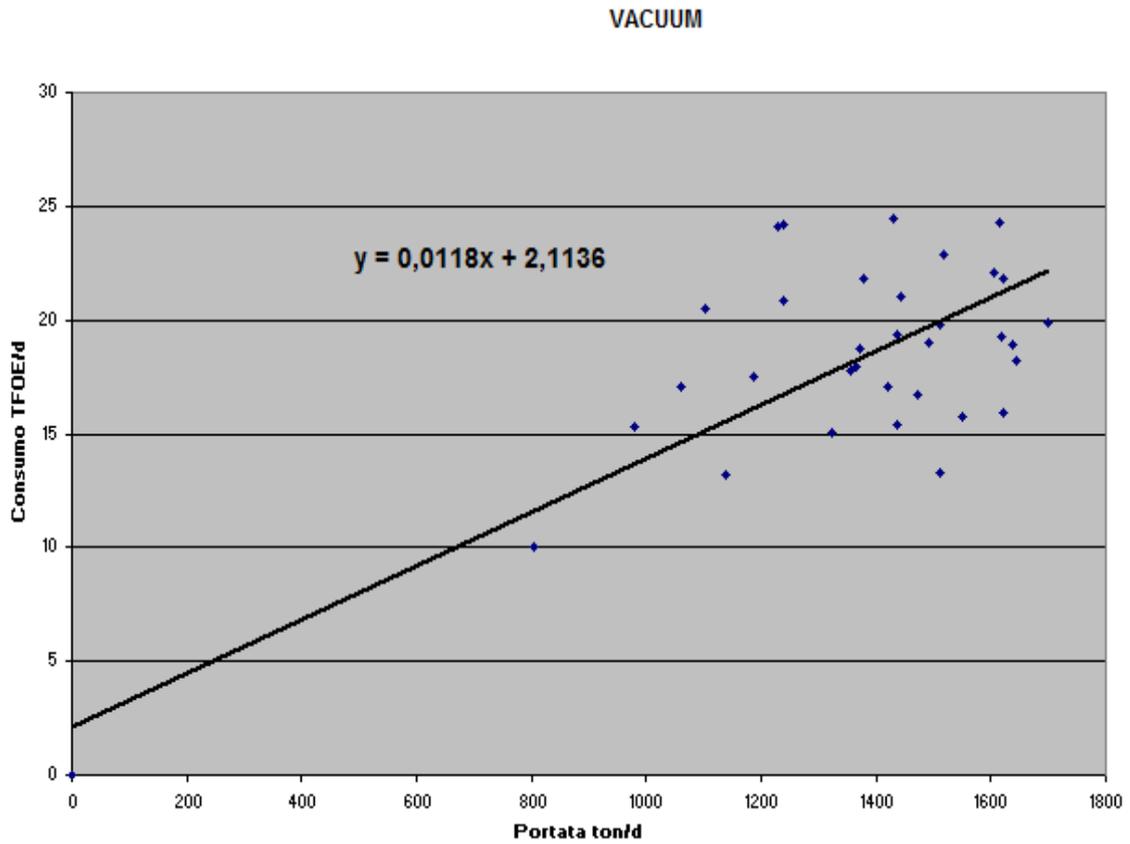


Figura 3.17: grafico dei consumi in relazione alla portata in ingresso per il Vacuum.

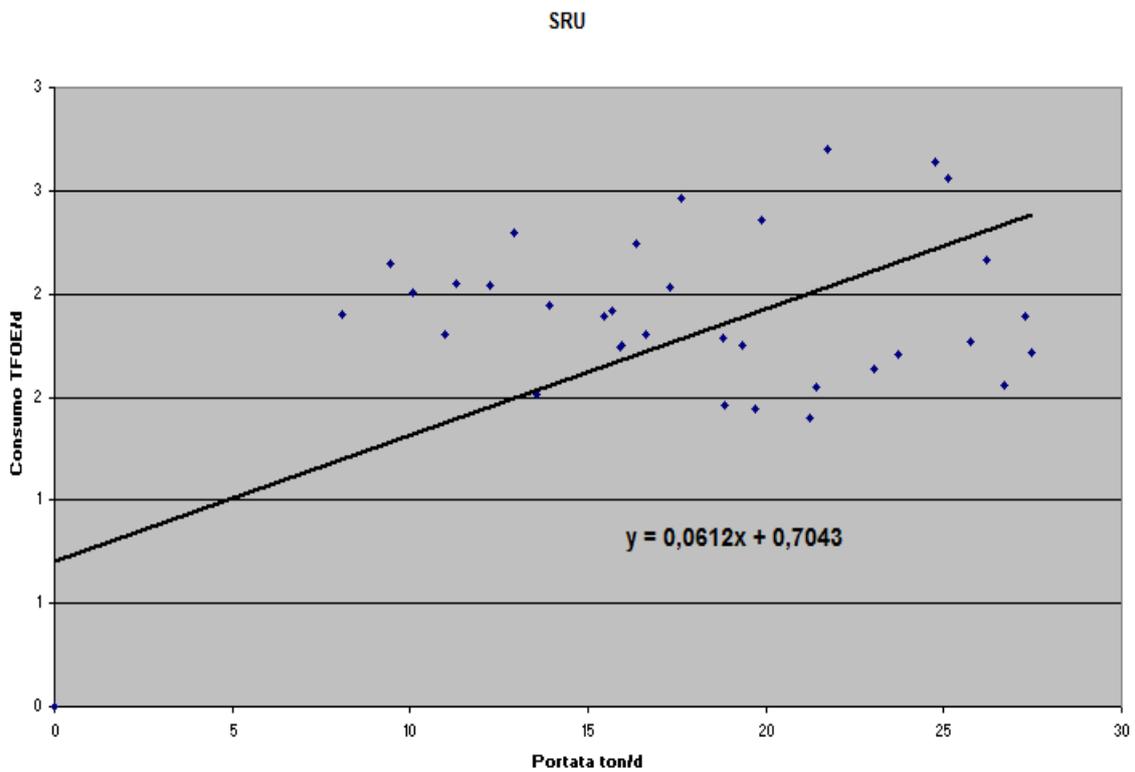


Figura 3.18: grafico dei consumi in relazione alla portata in ingresso per l'SRU.

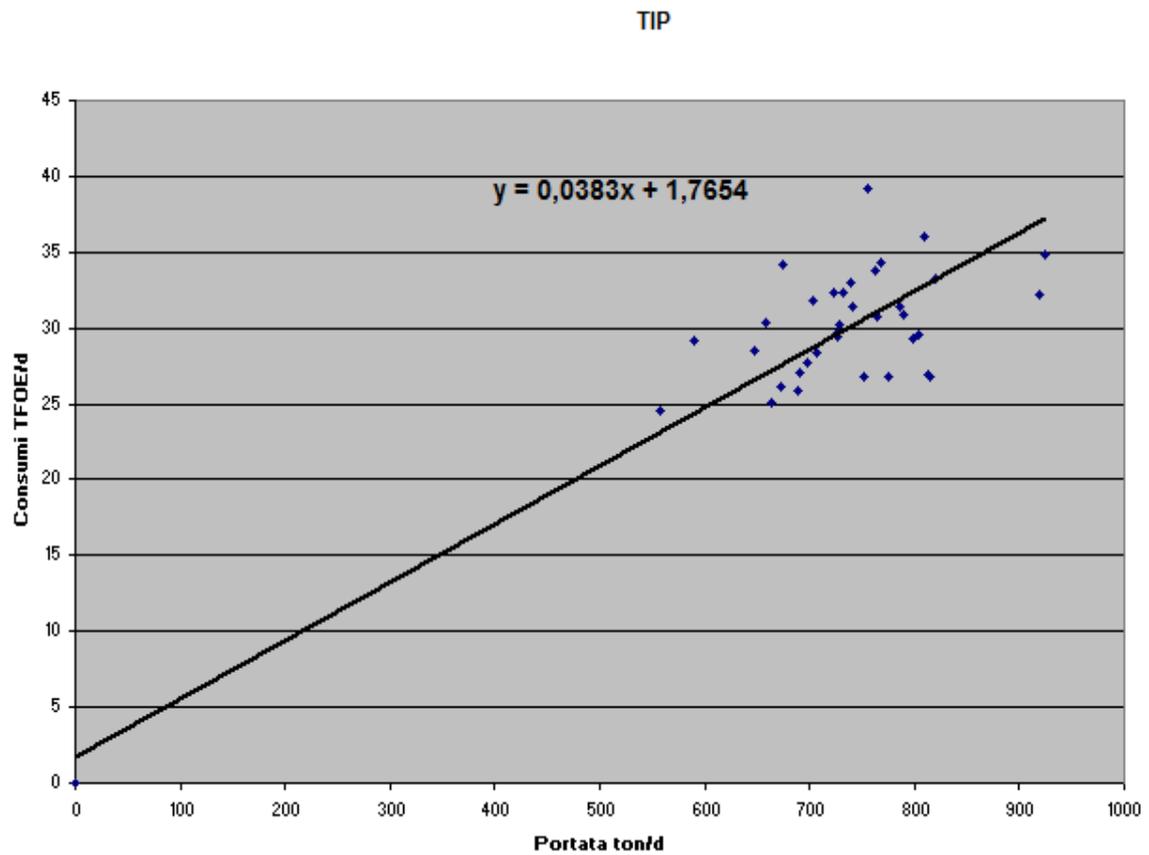


Figura 3.19: grafico dei consumi in relazione alla portata in ingresso per il TIP.

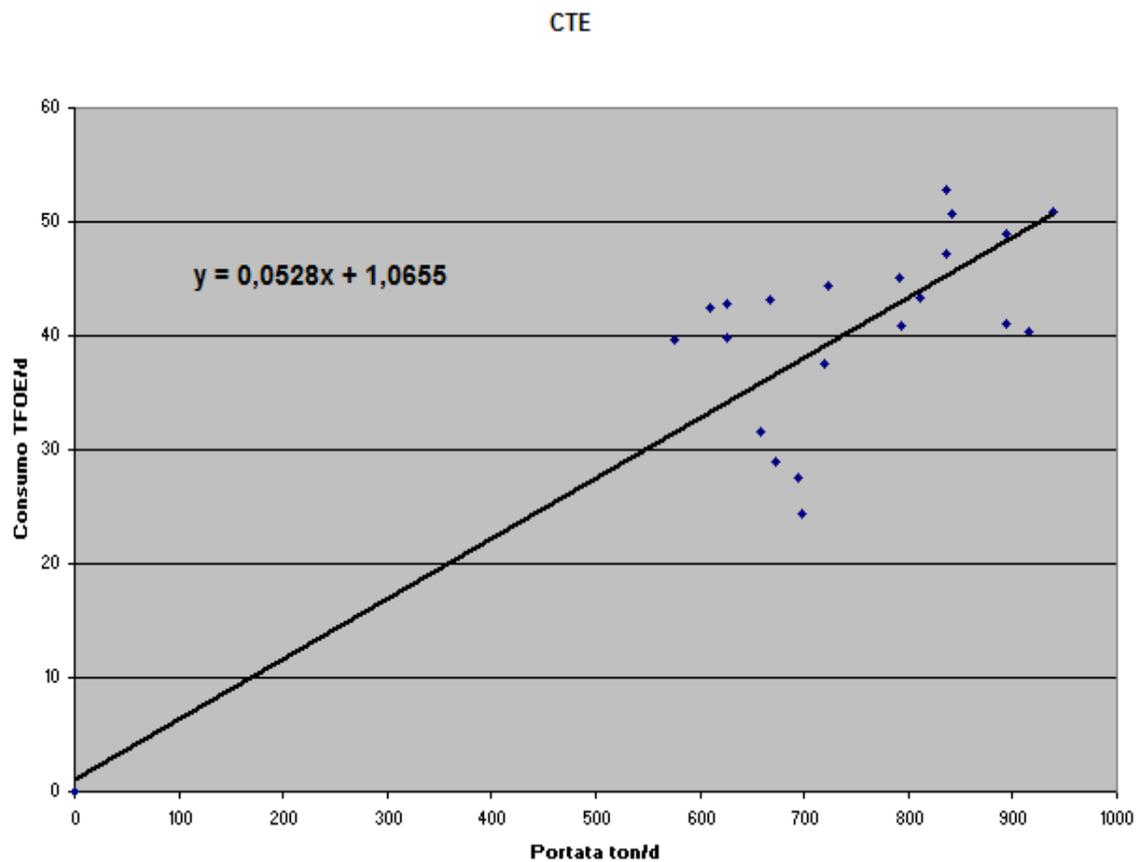


Figura 3.20: grafico dei consumi in relazione alla portata in ingresso per la CTE.

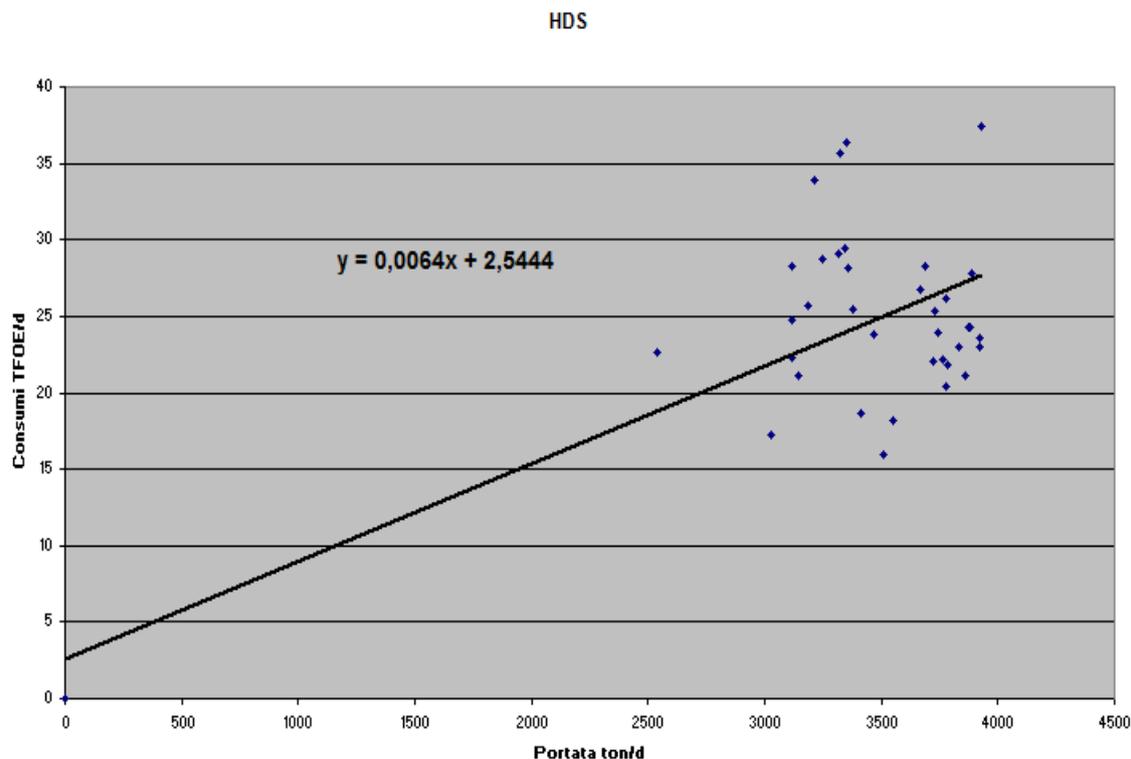


Figura 3.21: grafico dei consumi in relazione alla portata in ingresso per l'HDS.

Per l'unità di idrodesolforizzazione, accorgendomi che tale relazione non forniva risultati esatti per i tre diversi anni, ho suddiviso i dati raggruppando gli anni 2007 e 2008 in un unico grafico, mentre ho isolato i dati del 2009.

Questo è stato effettuato in quanto i consumi di combustibile sono strettamente correlati (correlazione negativa) alle specifica indicante la concentrazione di zolfo a cui deve raffinare l'HDS.

Pertanto essendo tale specifica pari a 50 ppm nel 2007 e nel 2008, e scendendo invece a 10 ppm nel 2009, la relazione andava distinta nei due differenti casi.

Di seguito si riporta il grafico relativo agli anni 2007-2008 e infine quello relativo all'anno 2009:

HDS07-08

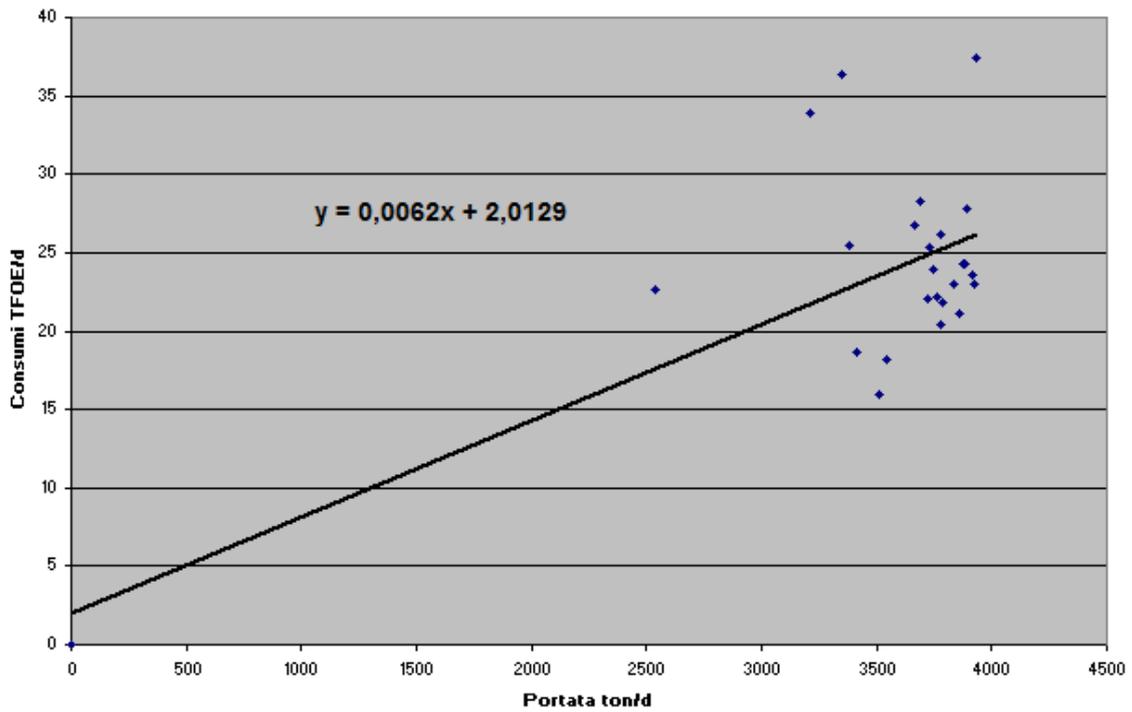


Figura 3.22: grafico dei consumi in relazione alla portata in ingresso per l'HDS con la specifica di zolfo pari a 50 ppm.

HDS09

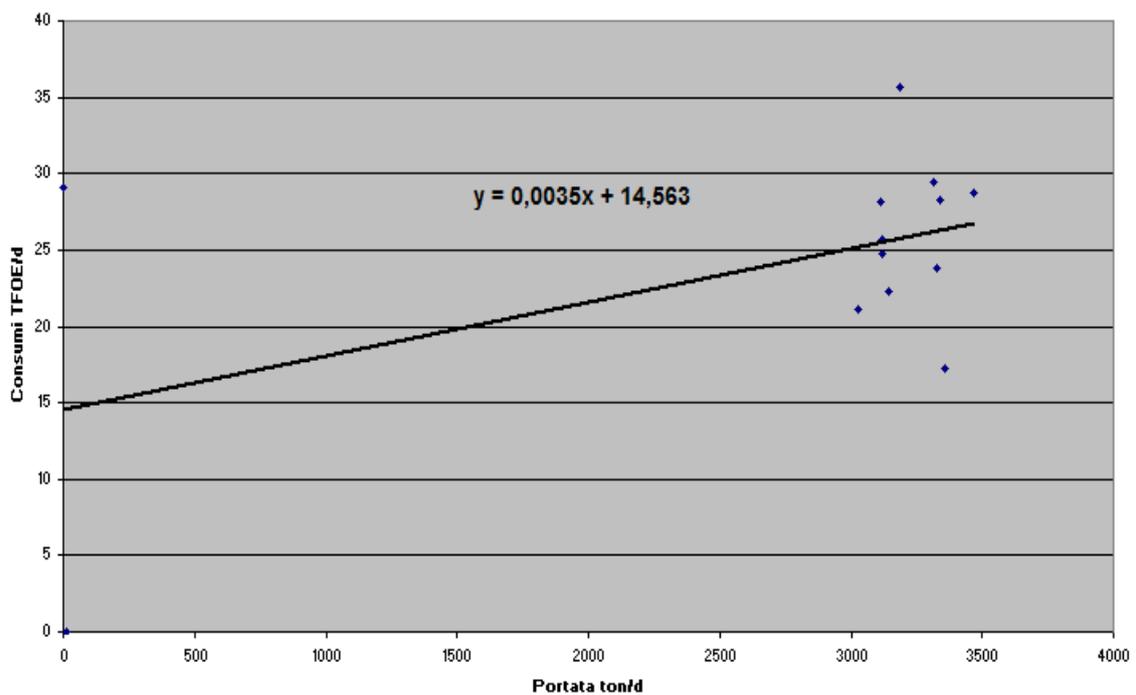


Figura 3.23: grafico dei consumi in relazione alla portata in ingresso per l'HDS con la specifica di zolfo pari a 10 ppm.

Come si può facilmente notare, le relazioni ottenute dai dati del passato presentano una parte variabile e dipendente dalla carica in ingresso, e una parte fissa legata ai giorni di marcia degli impianti.

Dunque, per verificare se le nuove relazioni siano in grado di fornire una previsione più esatta del consumo di combustibile annuale, si sono utilizzate sia le portate viste precedentemente, che i giorni di funzionamento delle unità presi dai dati del bilancio annuale di Raffineria in cui vengono registrati i giorni di fermata complessivi suddivisi per impianto.

I risultati sono stati i seguenti rispettivamente per gli anni 2007, 2008 e 2009:

	PARTE FISSA (TFOE/d)	PARTE VARIABILE (TFOE/Tfeed)	giorni 07	PORTATA ANNUA 2007	CONSUMO con NUOVE RELAZIONI	CONSUMO REALE 2007
Topping+LPG	15,499	0,0099	316,2	3590655	40448	40.002
Vacuum	2,07501	0,0118	318,8	485526	6391	5.522
Bitumen						
TIP + Ads TIP	5,1577	0,0296	262,6	186309	6869	7.766
Bensat						
Platforming	1,9978	0,0571	319,1	428134	25084	24.265
Rerun						
Unifining	5,6419	0,0337	353,7	590837	21907	25.775
HDS+membrane	2,5444	0,0064	294,5	1072805	7615	7.046
Visbreaker	2,7995	0,0071	301,1	1430119	10997	10.744
IFP						
SRU	0,7043	0,0612	289,2	7015	633	607
CTE	0,0528	1,0655	356,0	235615	251067	11.901
Tot					371010	145455

Tab.37

	PARTE FISSA (TFOE/d)	PARTE VARIABILE (TFOE/Tfeed)	giorni 08	PORTATA ANNUA 2008	CONSUMO con NUOVE RELAZIONI	CONSUMO REALE 2008
Topping+LPG	30,998	0,0099	362,5	4202611	52843	42209
Vacuum	4,2272	0,0118	337,4	464394	6906	5.775
Bitumen						
TIP + Ads TIP	3,5308	0,0384	353,7	270300	11628	10.335
Bensat						
Platforming	3,9956	0,0571	364,5	502442	30146	29.195
Rerun						
Unifining	11,2838	0,0337	363,7	710280	28040	21.511
HDS+membrane	4,0258	0,0062	336,5	1289940	9352	8.410
Visbreaker	5,599	0,0071	363,6	1720869	14254	13.127
IFP						
SRU	1,4086	0,0612	360,1	6824	925	602
CTE	2,131	0,0528	365,0	250829	14022	2.132
Tot					168116	133297

Tab.38

	PARTE FISSA (TFOE/d)	PARTE VARIABILE (TFOE/Tfeed)	giorni 09	PORTATA ANNUA 2009	CONSUMO con NUOVE RELAZIONI	CONSUMO REALE 2009
Topping+LPG	30,998	0,0099	349,2	3580974	46276	47422
Vacuum	4,2272	0,0118	359,5	450662	6837	6694
Bitumen						
TIP + Ads TIP	3,5308	0,0384	341,7	256484	11055	11258
Bensat						
Platforming	3,9956	0,0571	365	485769	29196	31193
Rerun						
Unifining	11,2838	0,0337	363,7	707840	27958	27420
HDS+membrane	29,126	0,0035	336,5	1082347	13589	8825
Visbreaker	5,599	0,0071	341,8	1379387	11707	12373
IFP						
SRU	1,4086	0,0612	360,8	4712	797	746
CTE	2,131	0,0528	364,0	300105	16621	16434
Tot					164037	162364

Tab.39

I coefficienti del nuovo modello sono stati tutti moltiplicati per un fattore correttivo P pari a 2, inoltre come prima spiegato le relazioni dell'unità HDS utilizzate per stimare i consumi degli anni 2007 e 2008 differiscono da quelle usate per il 2009. Perché sia più evidente il migliore risultato ottenuto con le nuove relazioni ho calcolato lo scarto tra i risultati ottenuti, sia con il modello matematico che con le nuove relazioni, rispetto ai consumi reali utilizzando tale formula:

$$[(\text{consumo reale} - \text{consumo previsto}) / \text{consumo reale}] * 100. \quad (2)$$

	NuoveRelazioni	Scarto	Consumo Reale	Modello Matematico	Scarto
2007	143844	-1,11	145455	126372	-13
2008	168116	3,17	162955	144648	-11
2009	164037	-3,43	169872	131410	-23

Tab.40

Ed in ultimo ho utilizzato un istogramma per riassumere quanto appena descritto.

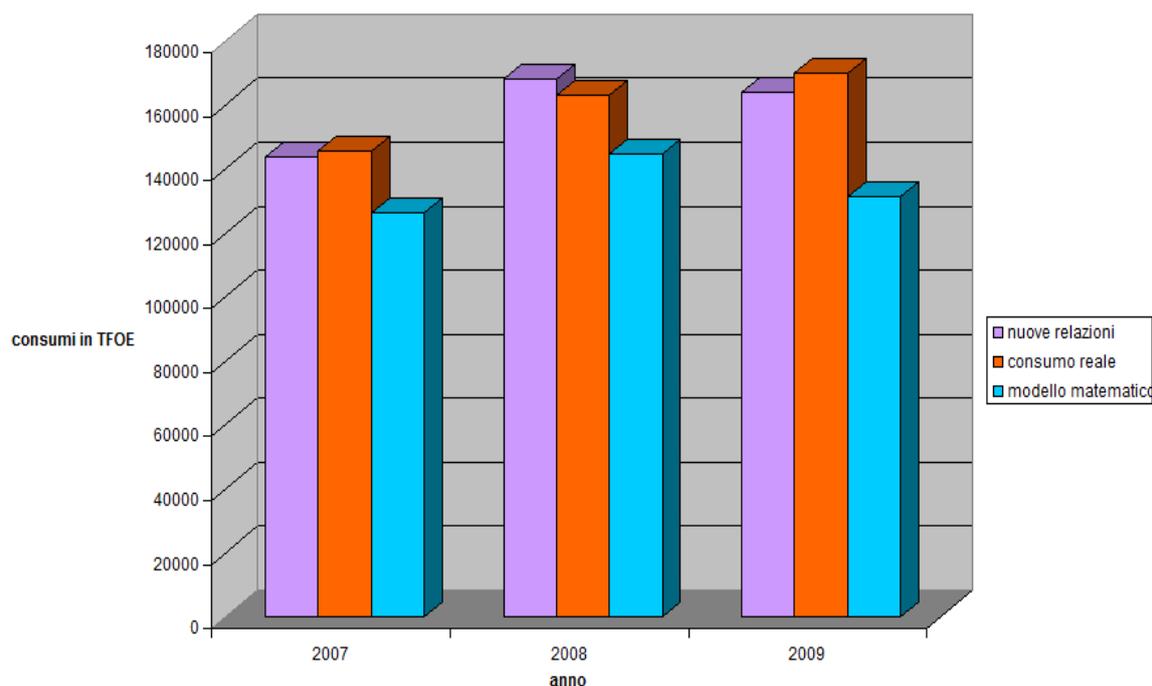


Figura 3.24: Istogramma dei consumi annui di FOE.

Le relazioni, sia del modello matematico che quelle del nuovo modello, sono state applicate come ulteriore verifica, sia per stimare i consumi di combustibile delle singole unità per ogni mese dei tre differenti anni, sia per stimare i consumi registrati nel 2006.

Di seguito vengono riportati per semplicità solamente le tabelle dei consumi totali di Raffineria, previsti dai diversi metodi nei mesi relativi all'anno 2007, 2008 e 2009, con gli scarti di valore calcolati con il metodo precedentemente descritto.

Inoltre per ogni anno è stato inserito il rispettivo istogramma riassuntivo.

	NUOVE RELAZIONI	CONSUMI REALI 2007	MODELLO MATEMATICO	Scarto NR	Scarto MM
GEN.	12085	13791	10576	12	23
FEB.	12407	12873	10784	4	16
MARZO	14752	14503	12674	-2	13
APR.	13819	13710	12002	-1	12
MAG.	2479	2729	3095	9	-13
GIUG.	0	0	0	0	0
LUGL.	13482	13358	11533	-1	14
AGO.	13549	12706	12022	-7	5
SETT.	12784	12302	11185	-4	9
OTT.	15074	14273	12954	-6	9
NOV.	14171	14273	12191	1	15
DIC.	14193	16577	12424	14	25

Tab.41

2007

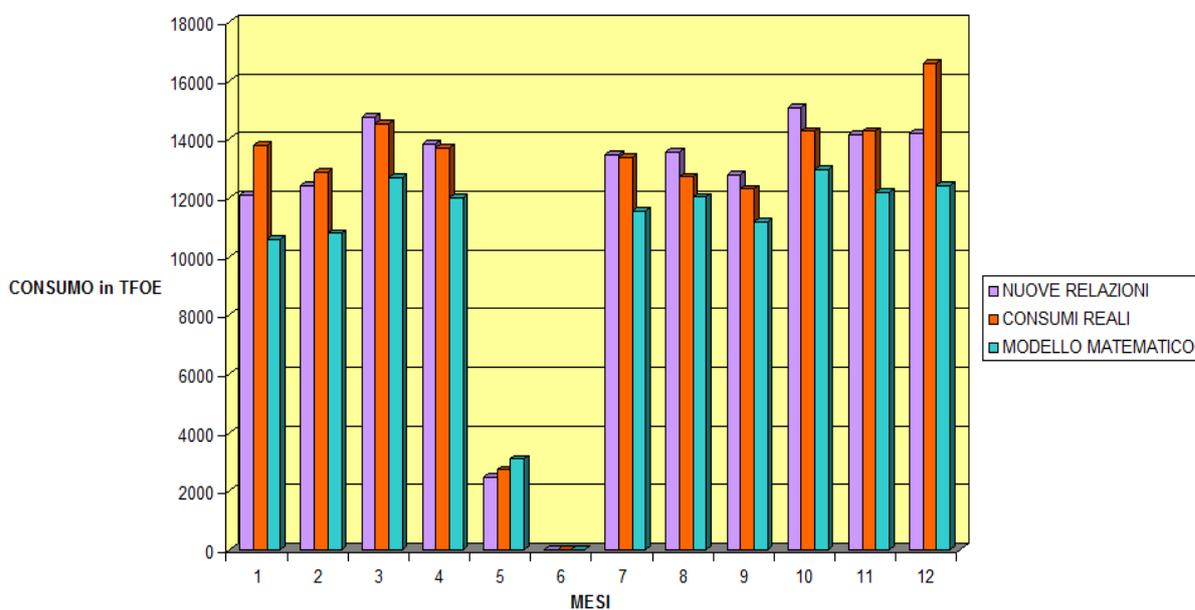


Figura 3.25: Istogramma dei consumi mensili di FOE del 2007.

Nel 2007 il mese di giugno manca in quanto è avvenuta la fermata programmata, mentre nel mese di maggio si sono registrati consumi esigui.

	NUOVE RELAZIONI	CONSUMI REALI 2008	MODELLO MATEMATICO	Scarto NR	Scarto MM
GEN.	14747	14326	12453	-3	13
FEB.	13670	12953	11592	-6	11
MARZO	13831	14801	11969	7	19
APR.	13836	13915	11818	1	15
MAG.	14796	14222	12746	-4	10
GIUG.	14066	12956	12141	-9	6
LUGL.	14046	12804	12427	-10	3
AGO.	13439	12728	11820	-6	7
SETT.	14018	13541	12077	-4	11
OTT.	13194	12304	11368	-7	8
NOV.	14855	14400	12620	-3	12
DIC.	13802	14004	11778	1	16

Tab.42

2008

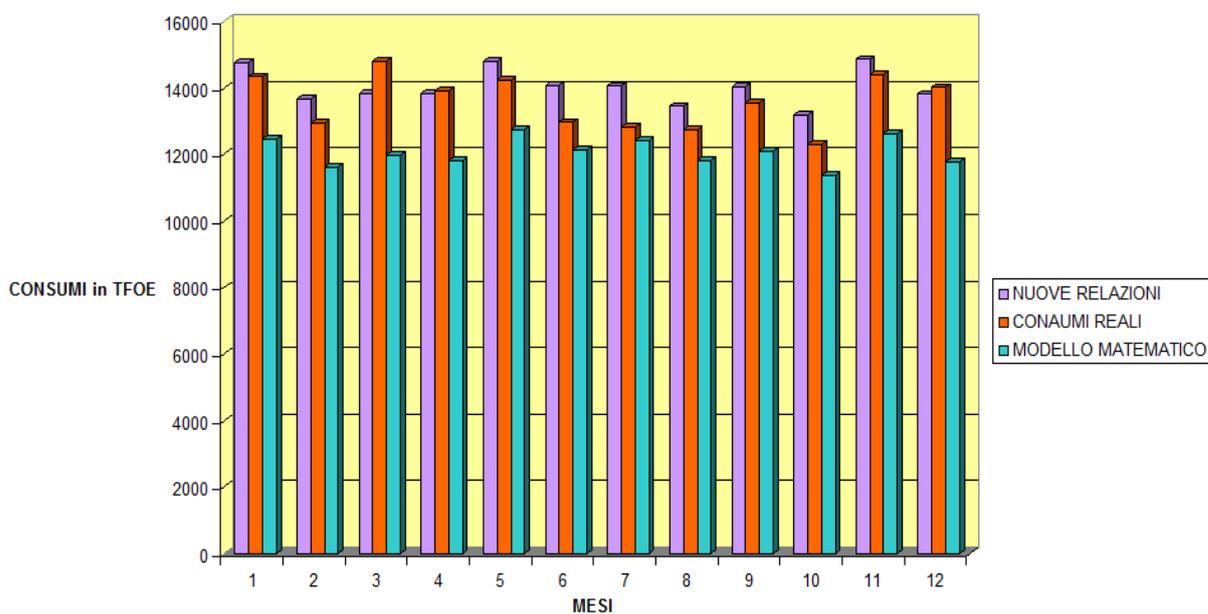


Figura 3.26: Istogramma dei consumi mensili di FOE del 2008.

	NUOVE RELAZIONI	CONSUMI REALI 2009	MODELLO MATEMATICO	Scarto NR	Scarto MM
GEN.	13513	14324	10587	6	26
FEB.	12122	13048	9707	7	26
MARZO	13110	13405	10629	2	21
APR.	13276	12942	10791	-3	17
MAG.	15008	15109	11866	1	21
GIUG.	14066	13587	11352	-4	16
LUGL.	14617	14417	11553	-1	20
AGO.	14534	15110	11565	4	23
SETT.	13929	13772	11172	-1	19
OTT.	14516	15124	11546	4	24
NOV.	12211	13739	10023	11	27
DIC.	13367	15295	10591	13	31

Tab.43

2009

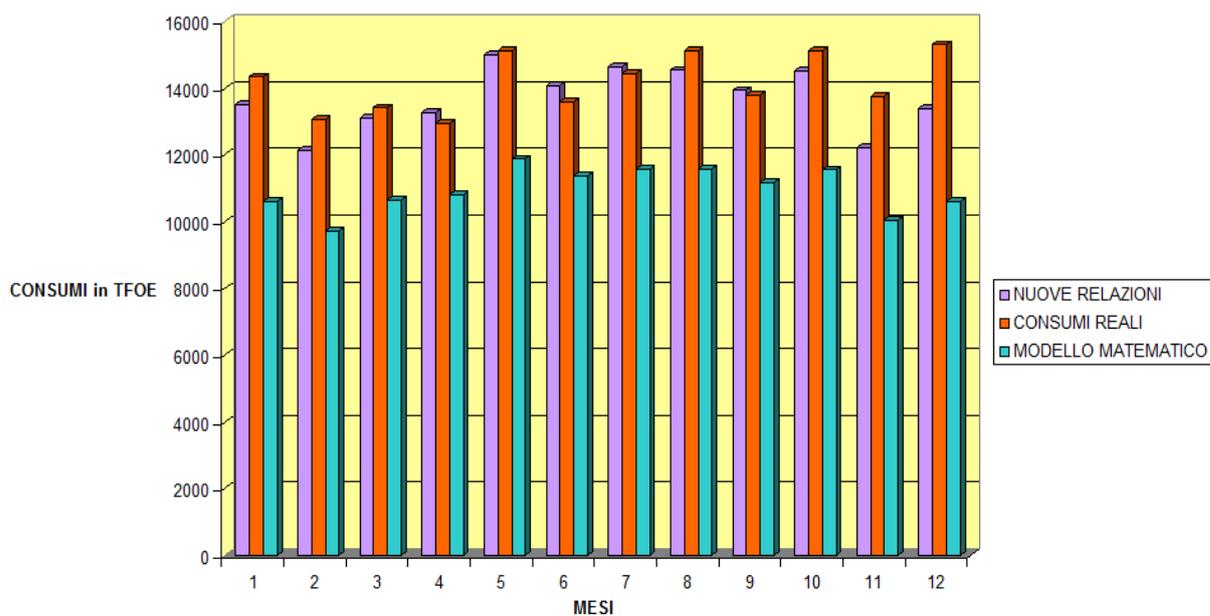


Figura 3.27: Istogramma dei consumi mensili di FOE del 2009.

Mentre i consumi previsti per il 2006 con i due diversi metodi sono visibili nella tabella sottostante, le portate e i giorni di marcia provengono dal planning annuale di Raffineria.

	PARTE FISSA (TFOE/d)	PARTE VARIABILE (TFOE/Tfeed)	giorni 06	PORTATA ANNUA 2006	CONSUMO con NUOVE RELAZIONI	CONSUMO REALE 2006	CONSUMO MM 2006
Topping	30,998	0,0099	350,5	4144626	51897		45591
Vacuum	4,2272	0,0118	336,3	475429	7032		4754
Bitumen							
TIP + Ads TIP	3,5308	0,0384	347,3	279299	11951		6982
Bensat							
Platforming	3,9956	0,0571	354,7	561479	33478		26951
Rerun							
Unifining	11,2838	0,0337	353,7	774874	30104		5207
HDS	4,0258	0,0062	342,6	1248959	9123		7494
Visbreaker	5,599	0,0071	339,5	1672230	13774		18461
IFP							
SRU	2,8948	0,024	339,4	8513	1187		0
CTE	2,131	0,0528	365,0	260089	14511		31390
Tot					173055	166448	146831

Tab.44

I risultati ottenuti sono dunque:

	NuoveRelazioni		Consumo Reale	Modello Matematico	
2006	173055	3,97	166448	146831	-12

Tab.45

In conclusione, si può parlare di una inaffidabilità del nuovo modello matematico del [+3%, - 3%]. Pertanto la situazione finale (per gli anni compresi dal 2006 al 2009), visibile nell' istogramma sottostante, suggerisce per le previsioni future di utilizzare il modello matematico costruito sui dati provenienti dalla banca dati SO₂, in quanto ha un'affidabilità superiore agli altri modelli.

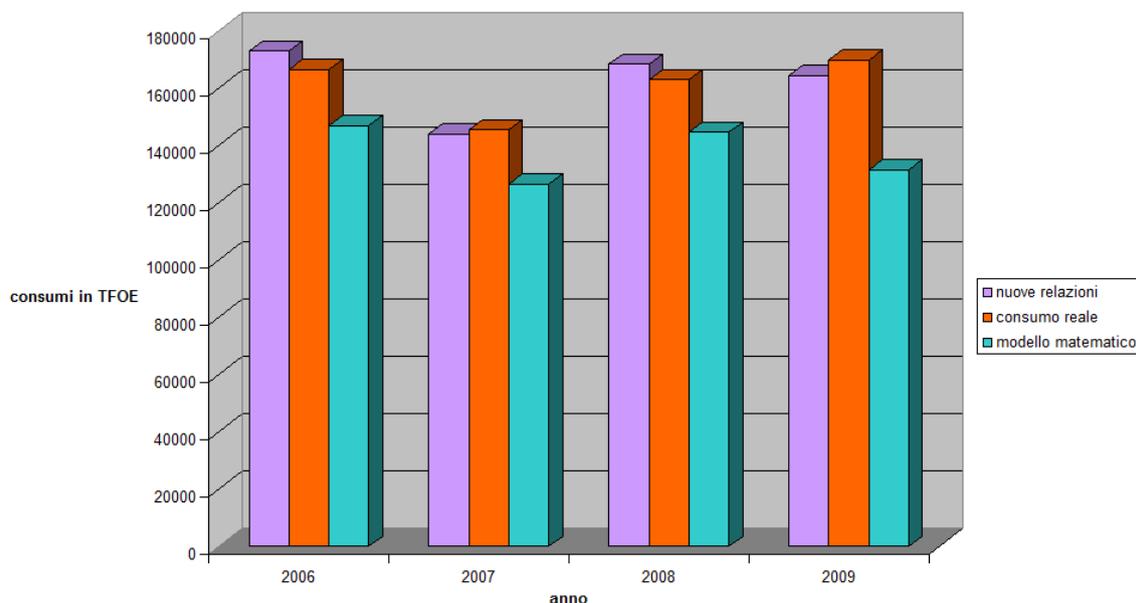


Figura 3.27: Istogramma dei consumi annuali di FOE dal 2006 al 2009.

3.8 ANALISI CONSUMI ENERGETICI 2009

Le portate in ingresso agli impianti di raffineria sono il dato di partenza per la stesura del budget annuale; queste sono fornite dai soci e in funzione di queste e dei giorni di marcia effettivi delle unità, si prevedono i consumi energetici per il periodo richiesto.

In base a queste nozioni, di cui si è già parlato precedentemente, poiché complessivamente gli impianti negli anni 2007 e 2009 hanno raffinato la stessa quantità di grezzo, ci si aspettava un consumo delle fonti energetiche simile.

Invece nel 2007 i consumi registrati sono stati pari a 145455 TFOE/anno con una carica in ingresso al Topping di 3.590.665 ton/anno; mentre nel 2009, con al Topping 3.580.974 ton/anno, i consumi di combustibile sono stati pari a 169872 TFOE/anno.

Per completare l'analisi dei combustibili utilizzati internamente dalla Raffineria si è cercato di trovare le cause di tale gap.

	Giorni	Portata ton/anno	Consumo TFOE/anno	Δ TFOE/anno
2007	316	3590665	145455	
2009	359	3580974	169872	24417

Tab. 46

I 24417 TFOE di differenza tra i due anni sono dovuti, in parte, alla gestione del turbogeneratore.

Difatti come appena visto nel paragrafo “I Contratti di Fornitura dell’Energia”, nei primi sei mesi del 2009 si è scelto di minimizzare l’importazione di energia elettrica dalla rete esterna in quanto il prezzo del Fuel Oil sul mercato era molto basso.

L’energia elettrica autoprodotta dal TG nel 2009 è stata pari a 31718 MW contro i 21922 MW del 2007, questo ha sicuramente comportato un maggiore consumo di combustibile da parte della centrale termoelettrica (CTE).

Nel 2007 infatti la CTE ha utilizzato un quantitativo di combustibile pari a 11901 TFOE/anno, la stessa unità nel 2009 ha consumato invece 16434 TFOE/anno.

Un’ altra motivazione alla base di tale divario di consumi risiede nelle modalità operative dell’ HDS. L’unità di idrodesolfurazione dei gasoli nel 2009 ha dovuto adeguarsi alle specifiche di produzione del gasolio carburante avente un contenuto massimo di 10 ppm di zolfo rispetto alla specifica precedente di 50 ppm.

Il minore contenuto di zolfo nel gasolio in uscita all'unità comporta un maggiore dispendio di combustibile, e infatti nel 2009 si sono consumati 8825 TFOE contro i 7046 TFOE del 2007.

Inoltre è da tenere in considerazione che il 2007 è stato l'anno in cui è avvenuta la fermata generale di turnaround, e dunque i giorni di marcia degli impianti sono stati notevolmente inferiori (basti pensare che durante i mesi di maggio e giugno 2007 le unità si sono arrestate), rispetto ai giorni di funzionamento del 2009; pertanto, nonostante le portate omogenee di grezzo in ingresso agli impianti, la componente fissa del consumo di combustibile strettamente correlata ai giorni di marcia ha causato nel 2009 un utilizzo maggiore di fuel gas e fuel oil pari a 32647 TFOE/anno rispetto ai 21809 TFOE/anno.

	TG MW/anno	CTE TFOE/anno	HDS TFOE/anno	Consumo fisso TFOE/anno	Δ TFOE/anno
2007	21922	11901	7046	21809	
2009	31718	16434	8825	32647	17150

Tab. 47

Queste motivazioni giustificano 17150 TFOE/anno dei 24417 TFOE/anno.

I restanti, sono dovuti al grado di apertura delle valvole regolatrici della portata d'aria ai forni". Ovvero, in ingresso ai forni affinché avvenga la combustione, è necessaria una determinata quantità d'aria.

Di questa viene utilizzata la percentuale di ossigeno presente, mentre la percentuale d'azoto di cui si compone viene emessa in atmosfera tramite i fumi di scarico.

Inoltre, affinché nei forni non si crei un'atmosfera esplosiva, nei fumi in uscita deve permanere una quantità di ossigeno non inferiore al 3%.

Per motivi di sicurezza, i forni vengono solitamente settati con una portata d'aria superiore a quella strettamente necessaria alla combustione, in modo tale da rientrare nelle specifiche e scongiurare percentuali di ossigeno inferiori ai limiti suddetti.

L'eccesso d'aria comporta un consumo maggiore di combustibile nonostante le portate di grezzo possano non raggiungere la capacità nominale dell'impianto.

Nel 2009, dunque, si è avuta una disottimizzazione dei forni, in quanto si è mantenuto, per motivi di sicurezza, il settaggio a portata elevata, nonostante gli impianti abbiano lavorato a portata minima a causa dei minori margini di raffineria.

In conclusione, per ridurre il consumo di combustibile in Raffineria una soluzione potrebbe essere quella di regolare la portata d'aria ai forni in modo tale da minimizzare gli eccessi di ossigeno nei fumi in uscita.

CAPITOLO 4

IMPATTO AMBIENTALE della RAFFINERIA

L'economia ambientale, che analizza i legami tra attività economica e sistemi ambientali, ha ipotizzato che tra le variabili di qualità ambientale/inquinamento e il reddito *pro capite* intercorra una relazione descrivibile con una curva 'a U rovesciata' (ipotesi di Kuznets; Kuznets, 1955).

Secondo tale ipotesi, allorché il reddito partendo da un basso livello comincia a crescere, l'impatto ambientale dapprima cresce fino a un massimo corrispondente a un certo valore di reddito, per poi iniziare a decrescere. In sostanza, la dicotomia tra crescita economica e tutela ambientale esisterebbe soltanto a bassi livelli di reddito e diverrebbe invece, a livelli più alti, una sinergia. Sembrerebbe, quindi, che aumentando i livelli di reddito si possa intravedere un futuro di sostenibilità. L'ipotesi è, peraltro, plausibile, in quanto con la crescita economica le esternalità ambientali diventano sempre più evidenti e inducono le autorità competenti, che tutelano i beni pubblici ambientali, a intervenire con norme e provvedimenti sempre più restrittivi.

Anche se gli investimenti aggiuntivi da effettuare e i costi operativi addizionali penalizzano, in una certa misura, il settore che li sostiene, si genera nello stesso tempo una nuova domanda di beni e servizi che contribuisce a sostenere la crescita economica. L'evoluzione storica delle raffinerie e più in generale del settore energetico si presta bene a supportare tale teoria. Infatti, le raffinerie nascono nella prima fase di sviluppo di un paese, ne alimentano la crescita economica e sociale e continuano a sostenerla nelle fasi di sviluppo postindustriale. Molte raffinerie attualmente in esercizio hanno un'età che supera i 50 anni ed è previsto che operino ancora per lungo tempo.

Benché una contabilità ambientale accurata sia stata introdotta soltanto negli ultimi decenni, l'esperienza storica permette di affermare che l'impatto ambientale delle raffinerie, a parità di output, è diminuito sistematicamente, grazie a una gestione orientata al miglioramento continuo.

Gli impatti ambientali di una raffineria sono sia diretti sia indiretti, ma in questo capitolo vengono considerati solo i primi. Gli impatti indiretti sono infatti connessi all'uso finale dei prodotti petroliferi e sono attinenti, più che alla gestione ambientale della raffineria, alla sua configurazione complessiva e all'integrazione dei vari processi che determinano la qualità ecologica dei prodotti. Gli impatti diretti, invece, sono generati dalle unità di processo e dalle attività che si svolgono all'interno della stessa raffineria. Le raffinerie sono realtà industriali molto complesse che presentano al proprio interno numerose unità di processo integrate, con una vasta gamma di possibili configurazioni. Esse si differenziano per dimensione, complessità dei processi utilizzati, flessibilità delle cariche trattabili, tipologia e qualità dei prodotti in uscita.

Inoltre, si diversificano per strategia di produzione, legata al mercato di riferimento, per età ed evoluzione storica e infine per disponibilità di infrastrutture e di servizi rivolti all'ambiente locale.

Considerata la complessità delle lavorazioni a cui il petrolio è sottoposto per giungere alla formulazione e alla distribuzione dei prodotti derivati, è comprensibile che in una raffineria si ritrovi una larga parte dello spettro dei possibili impatti ambientali.

La mappa di questi ultimi relativi a una raffineria è rappresentata nella tab. 48 che è articolata secondo le fondamentali matrici ambientali: aria, acqua, suolo.

Matrice Ambientale	INQUINANTE
Aria	SO ₂ , NO _x , CO, CO ₂ , VOC, H ₂ S, BTEX, NH ₃ , CS ₂ , HF, metalli (Ni, V e altri), polveri provenienti da impianti di produzione di energia (60% emissioni), forni, cracking catalitico.
Acqua	Idrocarburi, NH ₃ , fenoli, H ₂ S (CONCAWE, 2004).
Suolo	Idrocarburi, rifiuti pericolosi, catalizzatori esausti, polveri di carbone, fondami di serbatoi, fanghi da processi di trattamento (IPPC, 2003).

Tab.48

Tali impatti si manifestano su scala: locale, con effetti sul luogo di lavoro, sul territorio e sulla comunità circostanti; regionale, per esempio con le piogge acide, lo smog fotochimico, lo smaltimento dei rifiuti; globale, con particolare riferimento alle emissioni di gas serra.

Per mitigare questi impatti, sono state sviluppate normative sempre più severe e maggiormente mirate alla scala globale.

Nella tab. 49 sono riportate le principali normative ambientali europee, con le quali la normativa statunitense è sostanzialmente in linea.

Matrice ambientale	Direttive Europee
Aria	IPPC 96/61/CE, 2001/80/CE, 2002/3/CE, 2003/87/CE.
Acqua	IPPC 96/61/CE, 2000/60/CE.
Suolo	IPPC 96/61/CE

Tab.49

Di particolare rilievo è la direttiva europea Integrated Pollution Prevention and Control (EIPPCB, 2003), che introduce l'autorizzazione integrata ambientale (AIA) per le principali installazioni industriali, tra cui le raffinerie.

La tutela ambientale costituisce per le raffinerie un tema centrale in quanto, essendo grandi insediamenti industriali, generalmente costituiscono la maggior fonte di inquinamento nelle aree ove sono ubicate. Peraltro, all'epoca dell'iniziale insediamento esse avevano occupato aree non densamente popolate, mentre la successiva urbanizzazione ne ha progressivamente modificato l'hinterland, con conseguente ulteriore aggravio delle problematiche ambientali e delle relazioni con il territorio e la comunità locale. In generale leggi e regolamenti disciplinano le risposte alle problematiche ambientali, ma sempre più spesso le pressioni da parte della comunità gruppi di interesse, organizzazioni ambientaliste, opinione pubblica, azionisti e finanziatori nonché l'introduzione di nuovi standard tecnologici e gestionali e di strumenti di mercato (tasse che permettono di internalizzare le esternalità ambientali) inducono ad anticipare l'evoluzione degli standard ambientali.

In tal caso la variabile ambientale diventa una componente strategica, un vantaggio competitivo e un importante fattore di sviluppo e innovazione tecnologica.

Sulla base di questo comportamento proattivo, i più importanti obiettivi per le raffinerie relativamente alla gestione ambientale sono:

- a) attuazione di sistemi di monitoraggio e gestione ambientale, orientati al miglioramento continuo;
- b) aumento dell'efficienza energetica e concomitante riduzione delle emissioni di gas serra;

c) riduzione delle emissioni in atmosfera (ossidi di azoto e di zolfo,metalli pesanti e particolato, composti organici volatili);

d) recupero di suoli contaminati e prevenzione della contaminazione di acque e suoli.

Gli obiettivi di miglioramento ambientale possono essere conseguiti adottando negli impianti esistenti le migliori tecniche disponibili (BAT, Best Available Technologies).

Nella scelta delle BAT si deve tener presente che alcune di esse possono essere impiegate solo in nuovi impianti, poiché non tutte sono idonee all'ammodernamento di impianti esistenti.

La sostituzione di una tecnologia in uso con una più rispettosa dell'ambiente può infatti comportare costi economici insostenibili (per esempio, la dismissione dell'impianto esistente e una lunga interruzione della produzione). È anche vero che,stanti le notevoli differenze tra raffinerie, l'insieme delle misure che minimizzano le emissioni a costi accettabili può variare, anche significativamente, da una raffineria all'altra.

In generale i principali aspetti di gestione ambientale nelle raffinerie riguardano:

a) il sistema di gestione ambientale integrato;

b) la gestione delle emissioni in atmosfera;

c) la gestione degli scarichi idrici e la tutela delle acque;

d) la gestione dei rifiuti e la prevenzione della contaminazione dei suoli;

e) il sistema di monitoraggio ambientale.

4.1 IL SISTEMA di GESTIONE AMBIENTALE (SGA)

Il Sistema di Gestione Ambientale (SGA) è lo strumento di base per gestire gli aspetti ambientali connessi ad una installazione e per puntare al miglioramento continuo degli indici di performance. Esso prevede la definizione e l'attuazione di una formale politica ambientale che riguarda le implicazioni ambientali di tutte le attività, al fine di assicurare:

a) l'identificazione degli aspetti e degli impatti ambientali significativi e l'individuazione di obiettivi quantitativi di miglioramento;

b) la definizione dei relativi programmi di azione e degli indicatori per appurarne l'efficacia;

c) l'attuazione dei programmi e il controllo operativo;

d) il monitoraggio dei risultati e le eventuali azioni correttive;

- e) l'addestramento e la sensibilizzazione del personale;
- f) gli audit e il riesame del programma complessivo, con la definizione dei nuovi obiettivi e l'avvio del nuovo ciclo di miglioramento;
- g) la comunicazione verso l'esterno.

Il sistema di gestione ambientale si avvale di due strumenti principali: il manuale di SGA e le procedure ambientali a esso allegate che descrivono come, da chi, quando e con quali mezzi le azioni descritte vengono attuate. Il manuale del SGA generalmente include:

- a) la politica e il piano di miglioramento ambientale, con relativi programmi e obiettivi;
- b) la descrizione dell'organizzazione della raffineria, dei mezzi, delle attività e delle responsabilità che riguardano la prevenzione, la protezione e il miglioramento ambientale;
- c) l'identificazione delle implicazioni ambientali derivanti dalle attività industriali del sito in condizioni normali, anomale e di emergenza e la valutazione della loro significatività;
- d) l'identificazione delle norme legislative e delle migliori pratiche ambientali applicabili alle attività della raffineria;
- e) la pianificazione e la documentazione del controllo operativo e delle attività di monitoraggio e sorveglianza ambientale;
- f) la registrazione delle non conformità e la pianificazione delle eventuali azioni correttive e/o preventive.

Nella formulazione del sistema di gestione ambientale l'analisi iniziale dell'ambiente deve prendere in considerazione tutte le attività svolte nel sito, con particolare riferimento: alla ricezione (approvvigionamento e movimentazione interna), allo stoccaggio e alla distribuzione delle materie prime in ingresso e dei prodotti in uscita; all'esercizio degli impianti di lavorazione e dei principali impianti ausiliari di raffineria, quali per esempio l'impianto di cogenerazione e l'impianto di trattamento degli effluenti; alle altre attività di raffineria, quali laboratori e servizi tecnici (manutenzione, ispezione e/o collaudi e gestione di ditte terze).

Per ciascuna delle attività riconosciute di interesse ambientale è necessario individuare e analizzare gli aspetti correlati, ovvero le interazioni specifiche di ciascuna attività con l'ambiente.

Tale analisi riguarda quindi sia gli aspetti ambientali diretti, ovvero legati ad attività della raffineria sotto il proprio diretto controllo gestionale, sia quelli indiretti, sui quali la raffineria può non avere un controllo gestionale totale. In particolare, una raffineria, per garantire una corretta gestione e un controllo anche dei propri impatti indiretti, deve definire specifiche modalità di intervento sui contrattisti mediante:

- la definizione di prassi operative e modelli comportamentali che devono essere rispettati da tutto il personale delle ditte operanti in raffineria, in occasione di attività che possono dare origine a impatti sull'ambiente (per es., il carico e lo scarico delle navi, la gestione dei rifiuti prodotti, le perdite o gli spandimenti di sostanze chimiche o di prodotti petroliferi), mediante l'emissione di procedure ambientali e istruzioni specifiche, che vengono distribuite ai terzi prima che inizino a operare in raffineria;
- lo svolgimento di periodici incontri di formazione e di informazione con la partecipazione delle ditte (capo cantieri) su argomenti attinenti la sicurezza e la protezione ambientale;
- il controllo continuo e la verifica di conformità delle attività svolte dalle ditte presenti in raffineria (movimentazione dei prodotti via mare e via terra, area cantieri, interventi di manutenzione) a quanto previsto dal sistema di gestione ambientale e dalla documentazione di riferimento.

Una volta individuati gli aspetti ambientali diretti e indiretti, si procede alla valutazione della rilevanza dei possibili impatti tenendo ben presenti:

- a) i valori e la politica ambientali;
- b) i principali interlocutori, portatori di interessi ambientali, della raffineria;
- c) le caratteristiche degli ecosistemi su cui insistono le attività della raffineria;
- d) l'andamento nel tempo dei dati delle prestazioni ambientali associate agli aspetti ambientali.

I sistemi di gestione ambientale sono ormai diffusi nelle grandi installazioni industriali. Standard internazionali avanzati sono stati definiti dall'ISO (International Standard Organization) e, a livello europeo, dal regolamento EMAS (Environmental Management and Audit Scheme).

La corretta implementazione di tali standard viene periodicamente certificata, per assicurare una costante attenzione alla gestione e una tendenza al miglioramento continuo.

4.2 GESTIONE delle EMISSIONI in ATMOSFERA

Uno dei più importanti impatti sull'ambiente prodotti dalle raffinerie è costituito dalle emissioni in atmosfera, rilasciate durante i processi di raffinazione.

Le emissioni in atmosfera si distinguono in: emissioni da camino, emissioni fuggitive, perdite accidentali e per manutenzione degli impianti.

Gli impianti di produzione di energia, i forni e il cracking catalitico sono le sezioni di raffineria da cui si originano le maggiori emissioni da camino di monossido di carbonio (CO), biossido di carbonio (CO₂), ossidi di azoto (NO_x), particolato, ossidi di zolfo (SO_x). Tipicamente, il 60% delle emissioni in atmosfera è originato dai processi di produzione dell'energia. Fonti emissive minori, relativamente agli stessi inquinanti, sono le unità di recupero dello zolfo, le torce e la rigenerazione dei catalizzatori.

Le maggiori fonti di perdite e/o fuggitive di composti organici volatili (VOC, Volatile Organic Compounds) sono lo stoccaggio, il caricamento e la manipolazione dei prodotti, le operazioni di separazione olio/acqua (impianto di trattamento delle acque di scarico) oltre che le perdite di flange, valvole, tenute e drenaggi.

Altre sostanze emesse in atmosfera in minore entità sono il solfuro di idrogeno (H₂S), l'ammoniaca (NH₃), gli inquinanti tossici e pericolosi come i BTEX (Benzene, Toluene, Etilbenzene, Xilene), il solfuro di carbonio (CS₂), il fluoruro di idrogeno (HF) e i metalli (per esempio, Ni, V) presenti nel particolato. Per la gestione delle emissioni in atmosfera uno strumento di regolamentazione adottato in vari paesi dell'Unione Europea è il cosiddetto approccio di 'bolla', generalmente applicato alle emissioni in atmosfera di SO_x ed esteso, spesso, anche alle emissioni di NO_x, polveri (metalli in esse presenti) e CO. L'approccio di bolla considera la raffineria come un singolo insieme e, pertanto, il controllo di conformità ai limiti di emissione fissati dalla legislazione non è basato sulle emissioni del singolo impianto, ma su quelle della raffineria nella sua globalità, tenendo conto delle composizioni e delle portate associate ai flussi di tutte le sorgenti di emissione incluse nella 'bolla'.

L'applicazione di questo approccio trova la sua motivazione in considerazioni tecniche, economiche e ambientali. La giustificazione tecnica deriva dalla complessità degli impianti e dall'integrazione dei processi: il numero elevato dei punti di emissione, le interrelazioni tecniche ed economiche tra tipo di carica, tipi di lavorazione e le variazioni in differenti condizioni operative in relazione alle tipologie, alle quantità e alle caratteristiche dei vari prodotti.

Dal punto di vista economico l'approccio di bolla consente alle raffinerie di utilizzare in maniera flessibile, nei diversi impianti e in differenti momenti, i combustibili prodotti nel proprio ciclo interno di lavorazione. Ciò permette di: individuare la più efficiente ed economica soluzione per ridurre le emissioni; adattarsi al mercato, alla disponibilità dei greggi e alla variabilità della domanda/offerta dei prodotti petroliferi; operare efficacemente in un contesto competitivo.

Per una corretta ed efficace applicazione dell'approccio di bolla i livelli delle emissioni devono essere definiti in maniera trasparente e chiaramente quantificabile.

In generale, le emissioni da camino derivano dalla combustione di olio e/o di gas combustibili nei forni degli impianti di processo della raffineria. L'utilizzo dei due diversi combustibili comporta una diversificazione su qualità e quantità degli inquinanti emessi nei fumi, in particolare in relazione al contenuto di zolfo.

4.3 GESTIONE GLOBALE delle EMISSIONI di SO_x

Lo zolfo è un componente intrinsecamente presente nei greggi introdotti e lavorati in raffineria. Tutto lo zolfo che entra in raffineria con il greggio può uscirne, nel rispetto del bilancio di materia, sotto forma di:

- zolfo contenuto nei prodotti finiti;
- zolfo recuperato all'interno della raffineria nell'apposito impianto di recupero (impianto Claus o di desolforazione) o in eventuali altri impianti di abbattimento;
- SO_x nelle emissioni atmosferiche generate dagli impianti di combustione (forni di processo, caldaie per la produzione di vapore, turbine a gas/liquidi, ecc.), da alcune unità di processo (FCCU, Fluidized CatalyticCracker Unit; coking, ecc.), dall'incenerimento di gas residui contenenti H₂S non totalmente recuperato negli impianti di recupero zolfo (Claus, Tail Gas Clean Up) .

Il problema della riduzione dello zolfo viene quindi studiato e affrontato sempre in maniera integrata tenendo conto simultaneamente di tutti i possibili impatti, limitazioni e implicazioni sugli approvvigionamenti di greggio, sulle specifiche dei prodotti e sul loro mercato, sui benefici ambientali ottenibili, sulle capacità di recupero interno dello zolfo e sugli investimenti/costi connessi a tali operazioni. Il quantitativo totale di zolfo

in ingresso in raffineria dipende dal contenuto e dal volume di zolfo nel greggio acquistato (tipo di greggio).

L'approccio di bolla facilita la gestione ottimale dello zolfo poiché permette di effettuare le riduzioni e il controllo delle emissioni, utilizzando e selezionando tra le diverse opzioni quelle operative e tecnicamente più efficaci e a costi incrementali più sostenibili in ogni singola raffineria e in ogni configurazione operativa.

4.3.1 Emissioni di SO_x da combustione

La formazione di SO_x è determinata esclusivamente dal contenuto di zolfo nel combustibile, sia gas sia liquido, bruciato nei forni di processo e nelle caldaie per la produzione di vapore. Pertanto le alternative per la riduzione di SO_x sono la rimozione dello zolfo dai combustibili prima della loro combustione (utilizzo di combustibili a basso contenuto di zolfo) e il trattamento per la desolforazione dei fumi generati dalla combustione stessa. Al riguardo occorre considerare che l'opzione tecnica primaria è rappresentata dall'utilizzo di combustibili a basso contenuto di zolfo. Teoricamente bruciare al 100% gas desolforati (senza uso di combustibili liquidi) ridurrebbe a zero le emissioni di SO_x da combustione.

In termini reali, tuttavia, le raffinerie già utilizzano tutto il gas disponibile, generato internamente nei vari processi di lavorazione, dopo averne ridotto al minimo il contenuto di H₂S tramite lavaggio (scrubbing) negli impianti di trattamento ad ammine. Queste unità di trattamento hanno gradi di efficienza variabili: mediamente raggiungono concentrazioni di zolfo (al tenore di ossigeno del 3%) nel gas lavato di circa 300-700 mg/Nm³ e, in alcuni casi, 150 mg/Nm³ o inferiori qualora il gas venga utilizzato in turbine a gas (i nuovi impianti di trattamento possono ottenere 150 mg/Nm³ di H₂S come specifica di progetto, ma in pratica si conseguono valori più bassi; gli impianti esistenti, invece, possono essere modificati raggiungendo abbattimenti sino a 150-300 mg/Nm³). Questo livello di zolfo nel gas combustibile è, in ogni caso, significativamente più basso di quello contenuto in un distillato come per esempio gasolio, e 20-30 volte migliore di un olio combustibile convenzionale a basso tenore di zolfo (1%wt). Il miglioramento dell'efficienza dei trattamenti con ammine o altri solventi per ottenere contenuti di zolfo anche inferiori a 100 ppmv può essere un'altra strada praticabile per ridurre le emissioni di SO_x. Si deve tuttavia tener conto che il H₂S

rimosso dal trattamento deve essere inviato, per il recupero, all'impianto Claus che spesso ha già tutta la sua capacità impegnata.

Attualmente nessuna raffineria ha una disponibilità di gas combustibile tale da soddisfare il 100% del proprio fabbisogno per la produzione di energia elettrica e calore: quindi per la rimanente parte del fabbisogno vengono utilizzati combustibili liquidi, come l'olio combustibile, contenenti zolfo. Una possibile alternativa è il gas naturale, ma si devono tenere presenti la disponibilità locale, i costi, la necessità di trovare soluzioni convenienti e gli acquirenti per l'olio combustibile, oppure è fattibile solamente in quelle raffinerie che hanno una sufficiente capacità di impianti di conversione per utilizzarne le eccedenze.

4.3.2 Emissioni di SO_x da impianti di desolforazione dei fumi

La desolforazione dei fumi (FGD, Flue Gas Desulphurization) è una tecnica, cosiddetta secondaria, mediante la quale gli SO_x vengono rimossi dai fumi di combustione o da altri gas di scarico.

Gli SO_x nei fumi di scarico di una raffineria potrebbero presentare livelli di concentrazione di 1.500-7.500 mg/Nm³, prima dei trattamenti.

Spesso il processo FGD richiede la presenza di un assorbente alcalino che catturi gli SO_x e li trasformi in un rifiuto solido o un fango.

Sono disponibili varie tecnologie FGD, con un ampio spettro di efficienza di rimozione di SO_x. L'immissione di additivi e l'assorbimento a secco sono processi di scrubbing che rimuovono SO₂ in base allo stesso principio dell'assorbimento a umido (reazione con un assorbente a base di calcio): un mezzo assorbente deidratato, generalmente calcare o calce idrata, viene immesso nella camera di combustione; il sottoprodotto è una miscela di solfiti, solfati e ceneri volatili per i quali non esistono utili applicazioni.

L'immissione di additivi fornisce una rimozione moderata di SO₂ da cariche con basso contenuto di zolfo. Il processo di scrubbing con acqua di mare utilizza sali naturali contenuti nell'acqua marina per rimuovere gli SO_x. Lo scarico contiene ioni di solfato e di cloro, costituenti naturali dell'acqua marina. In altri processi gli SO_x vengono assorbiti dall'immissione a getto di ammoniaca in soluzione acquosa, producendo solfito di ammonio; il solfito è successivamente ossidato a solfato. La soluzione di sale di ammonio proveniente dalla sezione di scrubbing viene concentrata in un'unità di evaporazione e quindi granulata.

Il prodotto finale è un fertilizzante potenzialmente commerciabile. Gli attuali processi di scrubber con calcare umido sono molto migliorati e risultano meno complessi rispetto alla prima generazione. Generalmente, un impasto semiliquido a base di calcare/acqua è impiegato come assorbente; la reazione con SO_x porta alla produzione di gesso idrato.

Ricordiamo, infine, il processo SNOX, basato su reazioni catalitiche e realizzato in una raffineria in cui viene bruciata una miscela di combustibile e di coke ad alto tenore di zolfo, che presenta le più alte efficienze di rimozione e che ha il pregio di combinare la rimozione di SO₂, NO_x e particolato.

4.3.3 Emissioni di SO_x da impianti di conversione

Nelle raffinerie ove sono presenti impianti di conversione, come per esempio l'impianto FCC o l'impianto di coking, può essere necessario ridurre le emissioni in atmosfera, soprattutto quando le condizioni ambientali o la qualità dell'aria circostante lo richiedono.

In questi casi le diverse possibilità consistono nell'utilizzo di catalizzatori DeSO_x, nella desolforazione della carica via hydrotreating o nella desolforazione dei fumi.

4.3.4 Emissioni di SO_x da sistemi di recupero dello zolfo

Il processo di recupero dello zolfo viene applicato ai gas con un alto contenuto di H₂S che escono dalle unità di trattamento o lavaggio (impianti ad ammine) e, in molte raffinerie, dal *sour water stripper* (unità per lo stripping dell'acqua acida).

L'H₂S viene convertito a zolfo elementare nell'impianto Claus, con rese che raggiungono il 99,9%; quello residuo, presente nei gas di scarico dopo la conversione, viene generalmente inviato alla postcombustione, con emissione di SO_x.

4.4 GESTIONE delle EMISSIONI di NO_x

Gli NO_x si formano prevalentemente dalla reazione dell'azoto con l'ossigeno presenti nell'aria di combustione e, secondariamente, dall'ossidazione dei composti azotati presenti nei combustibili.

Le tecniche per ridurre le emissioni di NO_x si dividono in due categorie:

- tecniche primarie, consistenti nell'ottimizzazione della combustione per ridurre la formazione degli NO_x;
- tecniche secondarie, consistenti nel trattamento dei fumi della combustione per abbattere gli NO_x prodotti.

Generalmente nelle raffinerie la riduzione delle emissioni di NO_x viene perseguita con tecniche primarie, nelle quali il controllo e le modifiche della combustione riguardano principalmente la temperatura di fiamma e la concentrazione di ossigeno.

La formazione di NO_x è infatti fortemente influenzata dalle caratteristiche costruttive dell'impianto di combustione stesso (caldaie o forni di processo), dal tipo di bruciatori installati e dal tipo di combustibile utilizzato (gas, liquido o solido). Con bruciatori *low NO_x* si possono ottenere riduzioni del 40-60% per i combustibili gassosi e del 30-50% per combustibili liquidi; con i bruciatori *ultra low NO_x* l'abbattimento può raggiungere il 60-70%. Nella combustione, inoltre, vi è un legame diretto tra gli NO_x e le emissioni di particolato: la riduzione di NO_x, come detto, richiede un abbassamento della temperatura della fiamma e ciò determina un aumento del particolato.

Per i bruciatori *low NO_x* a olio combustibile, così come per i bruciatori convenzionali, una riduzione ulteriore di temperatura produce, oltre al particolato, anche emissioni di CO.

4.5 GESTIONE delle EMISSIONI di PARTICOLATO e di CO

Le emissioni di particolato e di CO nei fumi da combustione (caldaie e forni) in raffineria risultano generalmente molto basse, a meno che non vengano bruciati combustibili liquidi molto pesanti e con alto contenuto di ceneri.

In quest'ultimo caso, in considerazione della disponibilità di prodotti interni, la soluzione tecnica generalmente adottata è quella di un passaggio a combustibili più leggeri con un basso contenuto di ceneri; molto rara è l'installazione di filtri o di precipitatori elettrostatici.

Il particolato e il CO vengono generalmente controllati ottimizzando il rapporto aria/combustibile, attraverso l'utilizzo di analizzatori di ossigeno installati sui camini: ciò consente di ottenere il massimo di efficienza energetica e il minimo di emissioni.

Le prevedibili emissioni di CO, CO₂ e particolato sono variabili caso per caso, in funzione delle caratteristiche costruttive e operative degli impianti di combustione e dei

relativi bruciatori. Le emissioni di metalli sono legate al tipo di greggio e ai processi di raffinazione utilizzati.

Una riduzione dei metalli è possibile tramite il monitoraggio dei metalli contenuti nei combustibili liquidi e la scelta di combustibili liquidi a basso contenuto di metalli, nei casi in cui sia tecnicamente ed economicamente possibile.

4.6 GESTIONE delle EMISSIONI FUGGITIVE

Le emissioni fuggitive, costituite essenzialmente dal VOC, sono prodotte dall'evaporazione degli idrocarburi leggeri e derivano principalmente da:

- a) serbatoi di stoccaggio a tetto flottante;
- b) tenute di pompe per la movimentazione di prodotti leggeri;
- c) vasche a cielo aperto per il trattamento effluenti;
- d) operazioni di caricamento.

Alcuni esempi di strumenti utili per una corretta gestione della problematica delle emissioni fuggitive sono: metodi di stima delle emissioni, strumentazione specifica per il monitoraggio delle emissioni, modifica o sostituzione di componenti impiantistici da cui si originano le perdite, implementazione di un adeguato programma di rilevamento e riparazione delle perdite, applicazione di tecniche per il recupero dei vapori durante le operazioni di carico/scarico di prodotti leggeri, valutazione della fattibilità della distruzione dei vapori tramite ossidazione termica o catalitica, bilanciamento dei vapori durante le operazioni di carico dei prodotti volatili, caricamento di idrocarburi dal fondo dei serbatoi e autobotti.

4.7 INDICATORI delle EMISSIONI in ATMOSFERA

Al fine di monitorare gli aspetti ambientali significativi delle emissioni in atmosfera, possono essere impiegati i seguenti indicatori di prestazione:

- **energy intensity index**: esprime il rapporto tra la 'risposta energetica' della raffineria e la 'risposta energetica' standard. Si basa su analisi di benchmarking, ovvero sul confronto a livello internazionale delle prestazioni del settore della raffinazione, ed è correlato alle prestazioni della raffineria in termini di qualità dei prodotti finiti, grado di

conversione del greggio in prodotti finiti pregiati, efficienza di combustione nei forni degli impianti di raffinazione, utilizzo dei combustibili;

$EII = [(\text{attuale consumo energetico/giorni dell'anno in esame}) / \text{energia standard}] * 100$

- **indice di recupero COGE (COGenerazione):** si basa sull'utilizzo del sistema di cogenerazione, costituito da una turbina a gas alimentata con gas residuo di raffinazione e da un generatore di vapore a recupero; appositamente concepito per la produzione combinata di energia elettrica e vapore, consente di ridurre il consumo di combustibili rispetto a una generazione tradizionale di vapore;
- **indice di conformità emissioni:** esprime la qualità in percentuale delle emissioni complessive convogliate dai camini della raffineria rispetto ai limiti di legge vigenti;
- **indice di emissione per combustibile:** esprime la quantità di inquinanti emessi per tep di combustibile consumato (considerato il consumo complessivo aggregato di olio e gas combustibili di raffineria);
- **indice di conformità emissioni COGE:** esprime la qualità in percentuale delle emissioni da COGE rispetto ai limiti previsti dalla legge;
- **indice di qualità dell'aria della zona industriale:** esprime in percentuale la concentrazione massima degli inquinanti, nella zona industriale circostante la raffineria, rispetto ai limiti previsti dalla legislazione vigente.

4.8 GESTIONE degli SCARICHI IDRICI

In assenza di trattamenti, le raffinerie potrebbero essere fra le maggiori artefici della contaminazione dell'acqua superficiale e di falda, poiché le acque di scarico possono essere fortemente inquinate dato l'elevato numero di sorgenti di contaminazione con cui vengono a contatto durante i processi di raffinazione.

In particolare, le acque di processo, il vapore e le acque di lavaggio vengono in contatto con i fluidi di processo e quindi contengono, oltre a idrocarburi, H₂S e NH₃. Analogamente le acque di raffreddamento, sebbene teoricamente non siano in contatto con i fluidi di processo, possono contenere inquinanti in concentrazioni che, seppur basse, sono in ogni caso tali da causare un problema ambientale.

Anche le acque meteoriche di dilavamento delle aree produttive contengono idrocarburi e devono quindi essere trattate prima dello scarico. Gli inquinanti presenti nelle acque di scarico derivano principalmente da: unità di distillazione; visbreaking; trattamenti con idrogeno; cracking catalitico; hydrocracking; unità di servizio. Anche le acque di scarico provenienti dalle operazioni di svuotamento di una raffineria (blowdown) possono essere contaminate da gas disciolti, di cui alcuni tossici con conseguente possibile generazione di cattivi odori, da solidi sospesi e da idrocarburi.

La raffineria è pertanto dotata di un idoneo impianto di depurazione delle acque di scarico (TE, Trattamento Effluenti). In generale, il TE di una raffineria riceve acque principalmente da:

- drenaggi di acqua industriale (dal sistema di demineralizzazione delle acque delle caldaie, dagli spurghi del circuito di raffreddamento delle macchine, dalle pulizie industriali), il cui flusso è convogliato nella rete fognaria di raffineria ed è caratterizzato dalla potenziale presenza di oli minerali;
- rete condense acide di vapore provenienti dagli impianti di processo di raffineria e pretrattate dagli impianti di *sour water stripper*, caratterizzate tipicamente dalla presenza di ammoniaca;
- rete condense di vapore non recuperate, non inquinate in quanto non entrate in contatto con il processo (vapore di spinta delle turbomacchine, vapore di riscaldamento dei ribollitori, linee di movimentazione, serbatoi di stoccaggio e strumentazione);
- rete antincendio (collaudi idraulici, attrezzature ed esercitazioni);
- acqua potabile e afflussi meteorici.

Quasi tutte le raffinerie conducono processi di distillazione in corrente di vapore, con conseguente produzione di acque acide caratterizzate da elevate concentrazioni di ammoniaca, idrogeno solforato e idrocarburi.

Queste acque devono essere sottoposte a stripping prima di essere avviate all'impianto di depurazione, dove spesso è prevista anche un'ideale sezione per il trattamento delle acque di zavorra delle petroliere. L'impianto di depurazione si articola in una successione di trattamenti che si possono suddividere in: meccanici, biologici e chimico-fisici. I trattamenti meccanici (grigliatura, sedimentazione, flottazione, centrifugazione, filtrazione) rimuovono le sostanze in sospensione e i materiali galleggianti (oli, grassi, schiume); particolare importanza hanno i separatori per gravità acqua/olio.

Per aumentare l'efficacia della deoleazione possono essere previsti trattamenti aggiuntivi quali la filtrazione e, soprattutto, la flottazione con aria disciolta in presenza di agenti chimici flocculanti. I trattamenti biologici rimuovono le sostanze organiche biodegradabili tramite processi generalmente aerobici. Per via biologica è possibile rimuovere anche l'azoto, tramite ossidazione biologica dell'azoto ammoniacale (nitrificazione) seguita da riduzione biochimica dei composti dell'azoto ossidato in azoto gassoso (denitrificazione). I microrganismi che operano nei reattori biologici di depurazione possono presentarsi sotto forma di bioflocchi sospesi dentro le acque da trattare (processi a fanghi attivati) o essere adesivi, in forma di film biologico, su superfici inerti (filtri percolati, biodischi, biofiltri sommersi). Fra i principali trattamenti chimico-fisici si ricordano l'adsorbimento su carboni attivi, la neutralizzazione, l'ossidazione chimica, la riduzione chimica, lo scambio ionico, le operazioni con membrane. I fanghi provenienti dal TE di una raffineria devono essere sottoposti in genere a vari trattamenti (disidratazione, stabilizzazione per via biologica o chimica, essiccamento, incenerimento) prima del loro smaltimento finale.

Per quanto riguarda gli aspetti legati al consumo e al trattamento dell'acqua, le raffinerie adottano un sistema integrato di gestione delle acque, come parte del più generale sistema di gestione ambientale, con i seguenti obiettivi:

- riutilizzazione dell'acqua all'interno dei processi, minimizzazione del consumo di acqua fresca aumentando il ricircolo della stessa, applicazione di tecniche per il riutilizzo dell'acqua reflua trattata ove tecnicamente ed economicamente possibile;
- riduzione dell'inquinamento delle acque provenienti dalle singole unità;
- separazione del trattamento di particolari correnti critiche (per esempio, acque ricche di composti aromatici) prima del loro invio all'impianto di trattamento delle acque reflue, per evitare la miscelazione di flussi particolarmente inquinati e consentire il recupero di prodotto;
- analisi integrata delle possibilità di ottimizzazione della rete acqua e delle diverse utenze, finalizzata alla riduzione dei consumi;
- applicazione di tecniche per ridurre la quantità di acqua reflua generata in ogni singolo processo, attività o unità produttiva;
- raccolta delle acque di dilavamento delle aree inquinate e invio delle stesse all'impianto di trattamento;
- ottimizzazione dell'impianto di trattamento delle acque reflue.

In particolare, in relazione all'approvvigionamento della risorsa idrica, l'analisi ambientale dovrebbe prendere in considerazione: il prelievo di acqua da fiume o da mare per l'uso industriale e per il raffreddamento degli impianti; il riutilizzo e il recupero delle acque da trattamento per usi interni (antincendio, desalinazione).

Al fine di monitorare gli aspetti ambientali correlati all'utilizzo della risorsa idrica, possono risultare utili i seguenti indicatori di prestazione:

- indice di recupero acque: esprime la percentuale di riutilizzo per uso industriale di acque reflue trattate, con la conseguente riduzione del prelievo di risorsa idrica da acquedotto;
- indice di prelievo acqua di mare: esprime la quantità in m³ di acqua di mare prelevata per raffreddamento, sul totale lavorato espresso in tonnellate annue.

Per quanto riguarda invece la gestione degli scarichi idrici, gli aspetti ambientali significativi riguardano: gli afflussi o carichi al TE (in condizioni anomale o di emergenza) da impianti e/o aree di raffineria, gli scarichi di reflui in corpi idrici superficiali dalle linee dell'impianto TE (biologico e chimico fisico), l'eventuale scarico in mare delle acque di raffreddamento.

Per monitorare gli aspetti ambientali significativi della raffineria correlati alla gestione degli scarichi idrici, è utile come indicatore di prestazione l'*indice di conformità scarichi* che, riferito a un particolare parametro di qualità degli scarichi, è pari al rapporto, espresso in percentuale, tra il valore di tale parametro nello scarico considerato e il limite di legge (per esempio, se il limite di legge è una concentrazione di 100 ppm e il valore nello scarico è di 20 ppm, l'indice di conformità è pari al 20%). Più basso è l'indice di conformità, migliore è il trattamento degli scarichi.

4.9 GESTIONE dei RIFIUTI

La contaminazione dei suoli costituisce generalmente per una raffineria un problema inferiore rispetto a quello riguardante la contaminazione dell'aria e dell'acqua.

Soprattutto in passato i processi di raffinazione possono aver portato a perdite sui terreni che ora necessitano di bonifica. L'inquinamento, per lo più dovuto a rifiuti pericolosi (la produzione di rifiuti di una raffineria è stimata in 0,01-2 kg/t di greggio trattato, l'80% dei quali è da considerare pericoloso; EIPPCB, 2003), catalizzatori esausti, polveri di

carbone, fondami di serbatoi e fanghi provenienti dai processi di trattamento, può avvenire a causa di perdite, incidenti e fuoriuscite e durante il trasporto.

Le attività di raffineria che possono generare rifiuti sono numerose, in particolare in seguito a:

- a) interventi di manutenzione su impianti e serbatoi;
- b) trattamento delle acque di scarico (con conseguente produzione di fanghi destinati allo smaltimento);
- c) demolizione di impianti e strutture edili obsoleti;
- d) fermo degli impianti e svuotamento dei reattori (per le sostituzioni dei catalizzatori esausti).

La politica di gestione dei rifiuti della raffineria deve essere volta a proteggere l'ambiente, minimizzando l'impatto delle proprie attività e dei prodotti e massimizzando il riciclo e l'idoneo smaltimento dei rifiuti. A tale scopo, si deve effettuare la raccolta differenziata dei rifiuti speciali prodotti nei vari reparti o aree della raffineria, per facilitarne recupero, riutilizzo o riciclaggio all'esterno.

Le principali categorie merceologiche di rifiuti raccolte in maniera differenziata in raffineria sono:

- a) materiale inerte non imbrattato da idrocarburi (stracci, gomma, materiale isolante, ecc.);
- b) fanghi oleosi, fondami, scarti provenienti da pulizie e da bonifiche di impianti e/o serbatoi;
- c) terreno di risulta da scavi, dragaggi e demolizioni ;
- d) fanghi da trattamento effluenti (preventivamente centrifugati prima dell'invio in discarica);
- e) vetro;
- f) carta e cartone;
- g) coibentazioni;
- h) catalizzatori e riempimenti di reattori esausti;
- i) batterie esauste;
- l) oli esausti;
- m) rifiuti ferrosi, scarti di cavi elettrici, rottami di ottone.

Le procedure che possono essere adottate per una corretta gestione dei rifiuti sono:

- l'adozione, come parte integrante del più ampio sistema di gestione ambientale, di un sistema di gestione impostato sull'obiettivo di ridurre la produzione di rifiuti e di prevenire la contaminazione dei suoli;
- l'ottimizzazione del prelievo, della cernita e del raggruppamento dei rifiuti;
- la riduzione, durante il normale esercizio, della generazione di fondami di serbatoi di greggio e di prodotti pesanti;
- la riduzione della produzione di rifiuti durante le operazioni di manutenzione o fuori esercizio dei serbatoi di greggio e di prodotti pesanti;
- la riduzione dei volumi dei fanghi prodotti realizzata attraverso il dewatering e il deoling tramite centrifugazione, l'impiego di filtri a pressa, filtri a pressione, filtri rotanti sottovuoto e centrifughe a dischi (spesso tali operazioni vengono effettuate con attrezzature fisse o mobili fornite da ditte specializzate);
- l'impiego di sistemi di campionamento a circuito chiuso per evitare dispersioni del prodotto da campionare;
- l'adozione di sistemi e procedure di drenaggio, tramite apparecchiature, contenitori e serbatoi dedicati, per massimizzare la separazione di olio e acqua, riducendo l'invio di olio nella rete fognaria;
- l'impiego di procedure e tecniche per identificare e controllare la causa di un'eventuale presenza anomala di olio nei sistemi di trattamento delle acque reflue;
- l'attuazione di procedure per individuare tempestivamente eventuali perdite dalle tubazioni, dai serbatoi e dalle fognature;
- la corretta gestione dei catalizzatori per assicurare il ciclo ottimale di esercizio, prevenendo disattivazioni anticipate con conseguente produzione di rifiuti, e la verifica della possibilità di riutilizzo del catalizzatore esausto;
- l'ottimizzazione dei processi di lavorazione negli impianti per ridurre la produzione di prodotti fuori norma e di rifiuti da riciclare;
- l'ottimizzazione e il controllo dell'uso degli oli lubrificanti nelle macchine per ridurre la necessità e la frequenza del ricambio con produzione di rifiuti;
- l'esecuzione delle operazioni di pulizia, lavaggio e assemblaggio delle attrezzature solo in aree costruite e dedicate allo scopo;
- l'ottimizzazione dell'utilizzo della soda impiegata nei vari processi di trattamento dei prodotti (aumentandone il riciclo), per assicurarsi che sia completamente esausta (e non più adeguata alle esigenze di processo) prima di essere considerata un rifiuto;

- il trattamento di filtri ad argilla e sabbia e di catalizzatori con vapore prima dello smaltimento;
- la definizione e l'utilizzazione di procedure per ridurre l'ingresso di particelle solide nella rete fognaria;
- la segregazione, ove possibile, delle acque effluenti di processo dalle acque piovane;
- l'esecuzione di un'analisi di rischio ambientale per identificare e prevenire i casi ove possono verificarsi eventi incidentali di sversamento dei prodotti; in funzione dei risultati dell'analisi di rischio, e in maniera selettiva, la preparazione di un calendario degli eventuali interventi e delle azioni correttive;
- la minimizzazione delle tubazioni interrato soprattutto per le nuove costruzioni (ciò potrebbe risultare raramente applicabile agli impianti esistenti);
- l'installazione di una doppia parete per i serbatoi interrati;
- l'esecuzione di procedure per l'ispezione meccanica, il monitoraggio delle corrosioni, la riparazione e la sostituzione di tubazioni deteriorate e di fondi di serbatoi, e l'installazione di protezioni catodiche. Per monitorare gli aspetti ambientali significativi correlati alla gestione dei rifiuti è utile ricorrere all'indice di recupero rifiuti, pari alla percentuale di rifiuti inviati a recupero rispetto al totale prodotto.

4.10 GESTIONE delle MATERIE PRIME, dei PRODOTTI FINITI e dell'ENERGIA

Molti prodotti petroliferi destinati a uso commerciale sono classificati come 'pericolosi' per il trasporto via terra su strada o ferrovia (per esempio GPL, benzine, cherosene, gasoli e olio combustibile). In relazione alla gestione delle materie prime e dei prodotti finiti, gli aspetti che possono avere importanti ripercussioni ambientali negative o positive sono:

- a) la movimentazione esterna via mare e via terra (con autobotti e carri cisterna) di materie prime, additivi, sostanze chimiche e prodotti finiti;
- b) la presenza (e l'eventuale rilascio in condizioni di emergenza) di sostanze pericolose o infiammabili allo stato liquido, stoccate in serbatoi dedicati;
- c) il recupero di materie prime quali condensa, slop e zolfo liquido nel corso del processo di raffinazione;

d) la realizzazione di prodotti considerati ecologici, in quanto caratterizzati da un contenuto minimo di sostanze inquinanti, quali gasolio a basso tenore di zolfo e benzina a basso contenuto di benzene e aromatici.

Per monitorare gli aspetti ambientali significativi di una raffineria correlati alla gestione delle materie prime e dei prodotti finiti, sono spesso adottati i seguenti indicatori di prestazione: l'indice di recupero delle materie prime, pari alla percentuale di perdite (acqua da materie prime, emissioni diffuse, torcia a gas, fanghi da trattamento effluenti, fondami serbatoi) sul bilancio globale della raffineria, calcolato mensilmente in funzione delle entrate e delle uscite della raffineria; l'indice di conversione di H₂S a zolfo, pari alla percentuale di conversione dell'impianto Claus; l'indice di recupero dello zolfo, che esprime il rendimento delle attività di recupero zolfo, calcolato annualmente in funzione della quantità di zolfo nelle materie prime in ingresso, sui prodotti in uscita e l'efficienza di recupero dell'impianto Claus.

Il miglioramento dell'efficienza energetica nei vari processi riduce il consumo di combustibili con effetto diretto sulla riduzione di tutte le emissioni in atmosfera.

Fra le BAT finalizzate al miglioramento dell'efficienza energetica sono comprese:

- la gestione ottimale delle operazioni di combustione, il ricorso a campagne analitiche e di controllo periodiche per il miglioramento della combustione, l'adozione di un sistema di gestione dell'energia come parte del sistema di gestione ambientale;
- l'ottimizzazione del recupero di calore, che si ottiene studiando e attuando la massimizzazione del recupero del calore dei flussi caldi all'interno di un singolo impianto o tramite integrazioni termiche tra i vari impianti. A questo scopo, negli ultimi anni, sono stati compiuti progressi notevoli progettando i sistemi in maniera tale da bilanciare, in via ottimale, gli investimenti richiesti per l'integrazione termica con i risparmi ottenuti dal recupero di calore.

In particolare il metodo noto come *pinch analysis* (Linhoff e Flower, 1978; Smith, 2000) risulta essere un valido strumento per tali scopi.

Qualora possibile risulta utile, dal punto di vista del risparmio energetico, il recupero di calore dai prodotti provenienti dall'unità di distillazione, inviandoli caldi direttamente in carica alle altre unità di processo a valle della distillazione stessa. Ciò risulta ovviamente più efficace che raffreddare prima i prodotti per lo stoccaggio e successivamente inviarli in carica alle altre unità di processo.

È altresì evidente che ogni azione di risparmio energetico determinerà anche un impatto positivo sull'ambiente, perché riducendo il carico termico al forno si riducono contemporaneamente anche le

Emissioni; tuttavia, l'eliminazione di un buffer intermedio riduce la flessibilità operativa e aumenta l'inaffidabilità della linea.

- la valutazione della fattibilità dell'applicazione di efficienti tecniche di produzione di energia come utilizzo di turbine a gas con caldaie a recupero di calore, preriscaldamento dell'aria di combustione, attuazione di impianti a ciclo combinato di generazione/cogenerazione di potenza, sostituzione delle caldaie e dei forni inefficienti con altri efficientemente progettati e funzionanti. Per questi interventi si dovrebbero esaminare: la fattibilità tecnica nell'ambito della configurazione operativa e produttiva della raffineria, le dimensioni delle nuove attrezzature e gli spazi necessari alla loro installazione, la durata restante dell'investimento, l'effettivo aumento di efficienza energetica e la corrispondente riduzione di emissioni ottenibile, in modo da valutare i costi e i reali benefici ambientali;
- l'ottimizzazione del trasferimento di calore e del recupero termico nel treno di scambiatori, per il preriscaldamento del greggio, anche mediante l'utilizzazione di specifici prodotti 'antisporcamento' negli scambiatori, nei forni e nelle caldaie. In molti casi, questi prodotti producono anche un allungamento del ciclo operativo degli scambiatori, prevenendo depositi e otturazione dei tubi degli scambiatori, riducendo le perdite di carico e pressione e migliorando allo stesso tempo il fattore di servizio dei vari scambiatori;
- la riutilizzazione dell'acqua di condensa;
- l'utilizzazione della torcia solo durante le operazioni di avviamento e fermata e in situazioni di emergenza;
- l'ottimizzazione delle operazioni del forno, e quindi dell'efficienza di combustione, attraverso un controllo tecnicamente avanzato delle diverse variabili operative (come il rapporto aria/combustibile).

Il monitoraggio continuo della temperatura e dell'ossigeno nei fumi è da considerarsi la BAT per la combustione: i forni e le caldaie possono infatti raggiungere tipicamente efficienze termiche superiori all'85%; qualora fosse applicato il preriscaldamento dell'aria di combustione e/o la temperatura di uscita dei fumi fosse mantenuta a un livello prossimo a quella del punto di inizio condensazione, l'efficienza termica potrebbe raggiungere livelli del 90-93%.

4.11 MONITORAGGIO

Data la complessità delle raffinerie in termini sia di impianti sia di prodotti utilizzati, è elemento essenziale per una corretta gestione ambientale l'attuazione di un adeguato sistema di monitoraggio per il controllo delle emissioni. Le singole raffinerie pertanto utilizzano, in relazione alla specificità dei propri sistemi di gestione, particolari procedure di determinazione, gestione, controllo e documentazione dei dati sulle emissioni. Il monitoraggio delle operazioni e delle emissioni prodotte è un'attività fondamentale per controllare le operazioni delle singole unità, le emissioni prodotte e i risultati ottenuti e compiere le eventuali azioni correttive, per assicurare il rispetto dei limiti di legge e la conformità con audit e verifiche ambientali, per selezionare o progettare tecniche che migliorino le prestazioni ambientali.

Un sistema di monitoraggio deve quindi fornire risultati accurati e validi in quanto tali informazioni sono la base per prendere le corrette decisioni operative e tecniche, evitando soluzioni errate o non adeguate. Il monitoraggio dovrebbe essere effettuato in particolare durante le attività iniziali di avviamento degli impianti, durante le normali operazioni e durante le fermate o in condizioni anomale.

Dal punto di vista della metodologia adottata, il monitoraggio utilizzabile in una raffineria può essere:

- a) strumentale diretto e continuo del parametro d'interesse, tramite analizzatori installati sui camini attraverso campionamento e analisi in linea (l'utilizzo di questa tecnica è indicato nei casi in cui vi siano alti flussi volumetrici associati a elevate variazioni delle concentrazioni dei contaminanti presenti);
- b) indiretto tramite la correlazione tra alcuni parametri chimico-fisici di processo controllati continuamente e le emissioni a essi correlate (anche questa tecnica viene diffusamente adottata nei casi di flussi volumetrici, alti o bassi, associati a variabilità delle concentrazioni dei contaminanti);
- c) strumentale diretto di tipo discontinuo, che si effettua normalmente tramite misure periodiche su ridotta base temporale (per esempio, analisi di laboratorio su campioni prelevati ai camini), per verifiche saltuarie di emissioni poco variabili;
- d) indiretto basato sull'utilizzo di fattori di emissione (è una forma di controllo indiretto spesso usata *ex post* per tecniche di valutazione a consuntivo).

Ognuno di questi sistemi comporta vantaggi e svantaggi tecnici, gestionali e di costo e quindi viene adottato di volta in volta per soddisfare uno specifico caso o situazione

impiantistica e tenendo conto del reale rischio ambientale nel territorio, conseguente all'emissione dello specifico contaminante. Il monitoraggio continuo non è sempre e necessariamente più attendibile e più accurato delle altre tecniche.

Infatti vi sono molteplici fattori, condizioni e situazioni impiantistiche di installazione e di gestione che influenzano e rendono particolarmente delicato l'uso degli analizzatori in continuo, i quali richiedono costante manutenzione specialistica, calibrazione, pulizia e validazione. Negli stabilimenti con molteplici unità, come le raffinerie, viene frequentemente adottato un sistema di monitoraggio basato sulla combinazione delle tecniche sopraindicate, di cui si dà una breve descrizione.

4.11.1 Monitoraggio in continuo

È tipicamente adottato per quelle unità in cui la notevole entità degli effluenti gassosi (fumi) e le conseguenti emissioni fluttuano notevolmente in seguito a variazioni, poco prevedibili, qualitative e quantitative nei combustibili utilizzati o nella carica.

Un esempio di applicazione è quello per la misura delle concentrazioni di SO_x, NO_x e polveri negli impianti di combustione con potenza termica nominale superiore a 60 MW. Il monitoraggio in continuo può anche essere preso in considerazione, in alternativa al monitoraggio

indiretto tramite correlazione, per l'unità FCCU o per l'impianto Claus, che pure rispondono al suddetto criterio generale.

4.11.2 Monitoraggio indiretto

Si basa sulla misurazione strumentale in continuo di uno o più parametri chimico fisici di processo al quale, o ai quali, è correlabile, con le necessarie ripetitività, accuratezza e precisione, il valore del parametro che si intende controllare.

In una unità di processo, infatti, vengono generalmente monitorati una serie di parametri come temperatura, pressione, portate dei fumi, densità e composizione dei prodotti e dei flussi. Questi dati, insieme a quelli sulla composizione e sulla qualità dei combustibili utilizzati, si correlano bene con le concentrazioni e i quantitativi dei contaminanti emessi. Il monitoraggio indiretto, qualora venga utilizzato un software accurato, attendibile, appropriato alla specifica condizione di impianto e convalidato da periodici dati e verifiche di impianto, risulta avere un grado di accuratezza confrontabile con quello del monitoraggio continuo.

Inoltre, presenta anche dei benefici come quello di non comportare i problemi del fuori servizio degli analizzatori, di non essere influenzato dallo sporco degli stessi, di non richiedere frequenti calibrazioni e manutenzioni. Ovviamente l'utilizzo del sistema indiretto risulta particolarmente utile e appropriato quando viene applicato a quelle unità di processo nelle quali i dati raccolti sono adeguati e accurati. Una valida applicazione del sistema indiretto è quella di monitorare le emissioni dei fumi dai camini degli impianti di combustione correlandole alla qualità e alla quantità del combustibile bruciato. Per esempio, il contenuto di zolfo nel combustibile (che è facilmente ottenibile con analisi di laboratorio con una buona accuratezza) e la quantità del combustibile bruciato sono indicatori delle emissioni totali di SO_x accurati almeno quanto ogni altro sistema di monitoraggio in continuo.

4.11.3 Monitoraggio strumentale di tipo discontinuo

È utilizzato per verifiche saltuarie di emissioni sostanzialmente poco variabili, di entità tale da contribuire solo marginalmente alla emissione dell'intero impianto e da non produrre significativi effetti ambientali locali o, infine, di entità talmente piccole che sono più attendibili le misure ottenute tramite campagne *ad hoc* basate su accurati campionamenti e analisi di laboratorio effettuate da personale specializzato.

4.11.4 Monitoraggio indiretto basato su fattori di emissione.

È anche possibile l'utilizzo di fattori di emissione, qualora convalidati da campagne di misure non in continuo e concordati con l'autorità competente. In questo caso i quantitativi di contaminanti vengono determinati moltiplicando la concentrazione del contaminante per il volume dei fumi, il quale è a sua volta calcolato tramite la tipica formula CORINAIR (COoRdinated INformation AIR; EMEP/CORINAIR, 2002) o derivato da tabelle appropriate.

La Raffineria di Roma utilizza una tecnica di monitoraggio indiretto. Nel 2008 ha rivisto la propria procedura di misura e comunicazione delle emissioni di anidride carbonica degli impianti, ai sensi della Direttiva 2003/87/CE, del Parlamento Europeo e del Consiglio del 13 ottobre 2003, che istituisce un sistema di scambio di quote di emissioni di gas ad effetto serra nella Comunità; della Decisione della Commissione del 29/01/2004 che istituisce le Linee Guida per il monitoraggio e la Comunicazione delle Emissioni di gas a effetto serra; e delle prescrizioni previste dal

DEC/RAS/2179/2004 “*Autorizzazione ad emettere gas ad effetto serra ai sensi del D.L. 12 novembre 2004*”, decreto direttoriale per la definizione del formato e delle modalità di trasmissione della domanda di autorizzazione ad emettere gas ad effetto serra , nonché delle specificazioni di dettaglio sulle informazioni da includere nella stessa.

La procedura definisce, attraverso determinate correzioni, un fattore di emissione dell’anidride carbonica; il quale, moltiplicato per la portata di combustibile, stima in modo accurato il livello di emissioni ad essa associata. Conoscere il livello di gas ad effetto serra emessi annualmente dalla Raffineria è indispensabile al fine di ottenere l’autorizzazione integrata ambientale all’esercizio (AIA). Nel paragrafo seguente verranno descritte le linee generali secondo le quali è stata costruita la suddetta procedura.

4.12 MONITORAGGIO e COMUNICAZIONE delle EMISSIONI di CO₂

La procedura si applica all’attività di monitoraggio e comunicazione delle emissioni dirette annuali di anidride carbonica generate dalle attività produttive della Raffineria di Roma SpA.

Cosa fondamentale è la descrizione e la classificazione delle unità contenenti i punti di emissione di CO₂.

La classificazione delle fonti di emissione viene effettuata sulla base del flusso complessivo di combustibile associato alle stesse, suddividendole in:

- fonti maggiori: fonti, che classificate in ordine decrescente di grandezza, contribuiscono per almeno il 95% alle emissioni totali annue dell’impianto;
- Fonti minori: fonti che producono emissioni non superiori a 2,5 kt all’ anno, ovvero che contribuiscono per non più del 5% alle emissioni totali annue dell’impianto, a seconda di quale tra i due valori sia il più elevato in termini di emissioni assolute;
- Fonti minori a cui è applicabile un approccio “de minimis”: fonti minori che producono emissioni non superiori a 0,5 kt all’anno, ovvero che contribuiscono per meno dell’1% alle emissioni totali annue di un impianto, a seconda di quale tra i due sia il più elevato in termini assoluti.

In base a quanto detto le unità presenti in Raffineria sono state suddivise nel seguente modo:

FONTI MAGGIORI CO2	ITEM	FONTI MAGGIORI CO2	ITEM
Forno Visbreaker	H2051	Forno Platforming	H2351
Forno Vacuum	H2101	Forno Platforming	H2301
Forno Vacuum	H2102	Forno SRU	H3102
Forno Topping	H2701	Forno Unifining	H2201
Forno TIP	H2901	Caldaia CTE	X0501A
Forno TIP	H2902	Caldaia CTE	X0501B
Forno Hot Oil	H 2251	Forno Bitume	H2603
Forno HDS	H2451	Fiaccola Alta	X1701
Forno Platforming	H2301A	Fiaccola Bassa	X1702
Forno Platforming	H2301B		

Tab.50

FONTI MINORI CO2	ITEM
MotoPompe	MP0402C MP0402D
Moto Compressore	K0504
GEL	
Propano	Mensa
Rigenerazione catalizzatore	Platforming TIP
Decoking Forni	Visbreaker Vacuum

Tab.51

La produzione di anidride carbonica è ovviamente strettamente correlata alla quantità e qualità dei combustibili utilizzati nei forni.

La procedura indica pertanto le modalità con cui vengono misurate le quantità di combustibile utilizzato nei processi di Raffineria.

Il quantitativo di metano consumato è calcolato dalla differenza fra le letture del contatore fiscale corretto per pressione e temperatura, nel periodo preso in considerazione per il calcolo. La pressione e la temperatura sono misurate grazie al sistema informatico PI.

Il fuel gas totale viene calcolato tramite la modalità descritta per il metano con la differenza che la correzione viene eseguita per pressione, temperatura e peso molecolare. Per il calcolo della misura reale della portata si effettua la normalizzazione rispetto la densità standard con la densità reale. Quest'ultima è calcolata sfruttando la pressione e la temperatura provenienti dalla strumentazione installata su un recipiente del Visbreaker, accumulatore del fuel gas al forno H2051, indicativi della temperatura di tutta la rete fuel gas. Il peso molecolare è calcolato sulla base dell'analisi cromatografica effettuata giornalmente. Il valore preso in considerazione per il calcolo è pari al valore medio delle concentrazioni rilevate nel periodo preso come riferimento per il calcolo. Una volta misurati il fuel gas totale, il metano ed il fuel gas piloti, la quantità di fuel gas raffineria sarà calcolata secondo la seguente formula:

$$\text{Fuel gas di raffineria} = \text{Fuel gas totale} + \text{Fuel gas piloti-metano} \quad (3)$$

Il Fuel oil utilizzato in Raffineria viene stoccato in un apposito serbatoio, prelevando la quantità necessaria a rifornire detto serbatoio dalle produzioni di Raffineria. Una volta rifornito il serbatoio viene prelevato un campione e analizzato per determinare zolfo, viscosità e densità a 15 °C.

La quantità in peso consumata è ricavata moltiplicando la densità a 15 °C per il volume di fuel utilizzato, calcolato a partire dalla differenza fra le letture del livello di del serbatoio, e riportato a 15 °C applicando il fattore di riduzione del volume ricavato dalle tabelle ASTM-IP (*American Society Test and Method*) come di seguito indicato:

$$V_{15} = V_t * F_t \quad (4)$$

Dove:

V_{15} = volume di fuel oil a 15 °C;

V_t = volume di fuel oil alla temperatura del serbatoio;

F_t = fattore di riduzione del volume ricavato dalle tabelle ASTM mediante la temperatura del serbatoio e la densità a 15 °C.

L'estrazione di olio combustibile dal serbatoio ed il suo rifornimento possono avvenire contemporaneamente, introducendo così una inesattezza nella misura relativamente al periodo in cui queste operazioni sono in atto. Detti periodi costituiscono una percentuale minima rispetto alle ore globali in cui il serbatoio è in condizioni di solo consumo da parte dei forni di raffineria.

Al fine di minimizzare tale inesattezza e dare una misura che rappresenti il più possibile la realtà, nei periodi suddetti il quantitativo di olio combustibile consumato è calcolato per estrapolazione del consumo orario in intervalli di tempo immediatamente successivi o precedenti e quindi aggiunto al consumo desunto dalle letture del livello del serbatoio così come precedentemente descritto.

L'incertezza massima ammissibile associata al processo di misura si assume pari all'accuratezza dello strumento di misura utilizzato. A tale scopo, per mantenere il livello delle prestazioni dei misuratori utilizzati per il calcolo dell'anidride carbonica pari a quello indicato sulle specifiche degli strumenti, è stato definito un piano di tarature di ciascun strumento.

A tale punto è possibile definire la formula utilizzata per calcolare le emissioni di CO₂ da processo di combustione come:

$$\text{Emissione CO}_2 = \sum_{\text{fuel}} (\text{Quantità}_i * \text{Fattore di emissione}_i * \text{Fattore di ossidazione}) \quad (5)$$

I fattori di emissione fanno riferimento all'inventario nazionale UNFCCC, mentre i fattori di ossidazione considerati sono quelli previsti dal DEC/RAS/2179/2004.

Per il calcolo delle emissioni da processi di combustione per fonti minori e "de minimis" il quantitativo di fuel gas consumato viene calcolato nella modalità descritta precedentemente.

Mentre per le fonti "de minimis", a seconda delle fonti di emissione, vi è un determinato metodo di calcolo. Si distinguono quattro fonti principali :

- 1) rigenerazione dei catalizzatori;
- 2) decoking dei forni vacuum e Visbreaking;
- 3) emissione da motori a combustione interna alimentati a gasolio;
- 4) emissione da utenze alimentate a propano.

4.12.1 Rigenerazione dei catalizzatori;

Una delle due emissioni da processo presenti in impianto è quella associata alla rigenerazione discontinua dei catalizzatori per la quale il calcolo viene eseguito al di fuori del sistema dei livelli.

In particolare, non essendo disponibile la misura della quantità di coke depositata sui catalizzatori, si è provveduto alla stima della stessa, considerando la quantità di carbonio presente sul catalizzatore, stimata come percentuale sul peso del catalizzatore

stesso. Il fattore utilizzato è quello stechiometrico ed il calcolo è effettuato secondo la seguente equazione:

$$E_{CO_2} = K_{rig} * Fraz_c * (44 CO_2 / 12 C) \quad (6)$$

Dove:

E_{CO_2} = emissioni di CO₂ in ton/ann;

K_{rig} = quantità di catalizzatore per il numero di rigenerazioni anno in ton/anno;

$Fraz_c$ = frazione in peso di carbonio su catalizzatore esausto.

4.12.2 Decoking dei forni Vacuum e Visbreaking;

L'altra emissione da processo presente in impianto è quella associata alle operazioni di decoking dei forni Vacuum e Visbreaker che consistono essenzialmente in una combustione del coke depositato nei tubi della sezione radiante dei forni H2101, H2102 per il Vacuum; e H2051 per il Visbreaker.

La deposizione di coke all'interno dei tubi avviene in modo continuo durante la marcia di tali impianti mentre la combustione del coke è effettuata in modo discontinuo durante le operazioni di manutenzione annuali.

Anche in tale caso non è possibile stimare la quantità di coke depositata all'interno dei tubi, si è considerato dunque un deposito di spessore pari a tre millimetri costituito interamente da coke al 100%. Si è considerato inoltre che il deposito di coke sia esteso a tutti i tubi delle sezioni radianti dei tre forni. Il calcolo del volume di coke bruciato è stato quindi effettuato a partire dall'estensione dei tubi delle radianti come di seguito riportato:

$$V_c = \pi R_i^2 - \pi (R_i - S_{pc})^2 * L \quad (7)$$

Dove:

V_c = volume di coke;

R_i = diametro interno tubi;

S_{pc} = spessore del coke considerato;

L = lunghezza di tubi.

Calcolato così il volume di coke bruciato, per il calcolo della CO₂ emessa si è trasformato il volume in peso considerando la densità del coke pari a quella della grafite e , impiegando un fattore di emissione pari a quello stechiometrico, si è effettuato il calcolo secondo la seguente equazione:

$$E_{CO_2} = V_c * D_c * (44/12) \quad (8)$$

Dove:

E_{CO_2} = emissione di CO₂ in ton/anno;

V_c = volume del coke;

D_c = densità del coke;

44 = peso molecolare CO₂;

12 = peso molecolare C.

4.12.3 Emissioni da motori a combustione interna alimentata a gasolio

Il consumo di gasolio è definito in base alla potenza delle utenze ed alle ore di funzionamento annue. Il fattore di emissione ed il potere calorifico impiegato per tale combustibile è quello standard relativo al “gasolio riscaldamento”.

Considerando rispettivamente 0,5 ore d’esercizio settimanali per le pompe e per il gel, ed un giorno di funzionamento a settimana per il compressore, di seguito è riportato il calcolo effettuato per misurare il consumo di gasolio nell’arco di un anno.

UTENZE	Motore	Consumo Kg/h	Ore/anno	ton/anno	Fattore emissione standard	Fattore ossidazione	CO2 ton/anno	PCI
POMPE	MP402C	127	26	3,302	3,173	0,99	10,37	1,019
	MP0402D	127	26	3,302	3,173	0,99	10,37	1,019
COMPRESSORE		50	1248	62,4	3,173	0,99	196,02	1,019
GEL		52	26	1,352	3,173	0,99	4,25	1,019

Tab.52

4.12.4 Emissioni da utenze alimentate a propano

Le uniche utenze alimentate a propano presenti nel sito sono quelle associate alla combustione delle attrezzature adibite a mensa di raffineria.

Per il calcolo delle emissioni si è considerato il quantitativo di propano desumibile dalle fatture del prodotto acquistato. Quest’ultimo è indicato nelle fatture su base volumetrica: pertanto per passare al peso di propano acquistato si moltiplica il quantitativo per la densità standard di riferimento relativa al propano indicata nella letteratura tecnica e relativa ad una temperatura media di 25 °C.

Il fattore di emissione e il coefficiente di ossidazione considerati si riferiscono all’inventario nazionale UNFCCC.

Il calcolo è quindi effettuato secondo la seguente equazione:

$$E_{CO_2} = K_{prop} * D_{25} * \text{Fattore d'emissione} * \text{Fattore d'ossidazione} \quad (9)$$

Dove:

E_{CO_2} = emissione di CO₂ in ton/anno;

K_{prop} = quantità di propano acquistata (espresso in m³/anno).

L'incertezza associata al processo di misura è assunta pari all'accuratezza dello strumento di misura utilizzato.

Per il calcolo dell'incertezza globale percentuale secondo la teoria della propagazione dell'errore, e secondo l'approccio seguito dal “*IPCC Good Practice Guidance and Uncertainty Management in National Greenhouse gas Inventories*” si è applicata la seguente formula:

$$I_{totale} = \sqrt{(I_1 * x_1)^2 + (I_2 * x_2)^2 + \dots + (I_n * x_n)^2} / (x_1 + x_2 + \dots + x_n) \quad (10)$$

Dove I_{totale} è l'incertezza totale percentuale x_i e I_i sono rispettivamente le quantità e le incertezze percentuali ad esse associate (I_i è pari all'accuratezza dello strumento di misura utilizzato). Le accuratezze degli strumenti si ricavano dalle specifiche tecniche del fornitore degli strumenti stessi

4.13 MONITORAGGIO e COMUNICAZIONE delle EMISSIONI DI SO₂

La procedura seguente descrive la metodologia di calcolo adottata dalla Raffineria di Roma per la misurazione delle emissioni di SO₂, e la conseguente comunicazione di questa alle autorità competenti.

La quantità totale di SO₂ emessa dalla Raffineria viene calcolata come somma delle quantità emesse da cinque sorgenti distinte: fuel gas ai forni, scarichi a blow down (B.D.), fuel oil ai forni, inceneritore impianto recupero zolfo e vapori della sour water stripper (SWS).

La quantità di SO₂ così calcolata va rapportata al totale dei fumi di raffineria per tenere conto dell'effetto bolla e ricavare la concentrazione di tale inquinante.

Vengono inoltre calcolate le quantità di SO₂ emesse da ciascun camino della Raffineria a partire dalle quantità e dal tipo di combustibile utilizzati in ciascun forno mediante il

metodo di seguito descritto. Rapportando quindi tali quantità alla portata di fumi uscenti dal singolo camino, si otterrà la concentrazione di SO₂ proveniente dallo stesso.

Viene inoltre calcolata la concentrazione media mensile di SO₂ come rapporto fra la somma delle quantità totali emesse giornalmente, e la somma delle quantità di fumi totali anch'essi calcolati giornalmente a partire dall'inizio del mese corrente fino al momento di effettuazione del test.

Infine annualmente sono calcolate la quantità di SO₂ emessa, pari alla somma delle quantità emesse giornalmente, e la concentrazione media annuale, calcolata mediante il rapporto della quantità totale emessa e la quantità di fumi totali.

4.13.1 Calcolo della quantità di SO₂ proveniente dal fuel gas dei forni

Il calcolo della SO₂ proveniente dalla combustione del fuel gas di raffineria è realizzato a partire dalla quantità di fuel gas consumato nei forni di Raffineria moltiplicato per il fattore di emissione di tale inquinante relativo a questa sorgente.

Il fattore di emissione viene calcolato a partire dalla reazione di combustione del H₂S, trasformando stechiometricamente la quantità di H₂S presente in un Kg di fuel gas in SO₂. Il quantitativo di fuel gas consumato è calcolato dalla differenza fra le letture del contatore fiscale, effettuate tutte le mattine dei giorni feriali, e corretto per pressione e temperatura, riportandolo così a Nm³/h. La pressione presa in considerazione è quella del recipiente ove viene stoccato il combustibile, la cui lettura è effettuata contestualmente alla lettura del contatore. La temperatura considerata è quella letta da un misuratore locale installato sempre sullo stesso recipiente, accumulatore del fuel gas al forno del Visbreaker, indicativa della temperatura di tutta la rete fuel gas.

Il contenuto di H₂S nel fuel gas è ricavato mediante analisi gas-cromatografica del campione prelevato dal serbatoio, accumulatore del fuel gas che alimenta la rete, effettuata con le stesse scadenze della lettura del contatore. L'analisi presa in considerazione è sempre quella del giorno lavorativo precedente, presupponendo che il fuel gas analizzato ora è quello che si consumerà durante il corso della giornata.

Allo scopo di calcolare le emissioni di SO₂ dovute alla combustione di fuel gas provenienti da ciascun camino di Raffineria, si ricava dalla reazione di combustione del H₂S il fattore di emissione da applicare per il calcolo di tale quantità. Tale fattore di emissione, uguale per tutti i forni, sarà pari alla quantità di SO₂ emessa per kg di fuel gas bruciato.

4.13.2 Calcolo della quantità di SO₂ proveniente dallo scarico a blow down

Il tipo di calcolo effettuato per conteggiare la SO₂ proveniente da questa corrente è identico al precedente. La quantità di gas inviata a torcia è misurata attraverso un apposito contatore dalla cui differenza, sulle 24 ore, si ricava la portata media oraria.

La qualità del gas presa in considerazione è la media delle analisi effettuate sullo stream. Tali analisi sono effettuate settimanalmente.

Anche in questo caso per conteggiare la quantità totale di SO₂ emessa si calcola il fattore di emissione dalla reazione di combustione del gas. Tale fattore è espresso in kg di SO₂ emessi per kg di gas bruciato. Il fattore di emissione è calcolato come in precedenza descritto.

4.13.3 Calcolo della quantità di SO₂ proveniente dal fuel oil

Il fuel oil utilizzato in Raffineria è quello che viene bruciato nella combustione mista, olio e gas, effettuata in alcuni forni. Esso viene stoccato in un serbatoio, prelevando dalla produzione della Raffineria la quantità necessaria a rifornire detto serbatoio.

Una volta rifornito il serbatoio viene prelevato un campione e analizzato per determinare zolfo e viscosità e densità.

Per calcolare la quantità di SO₂ prodotta dalla combustione del fuel oil vengono prese in considerazione la quantità e la qualità del fuel. La quantità in peso è ricavata moltiplicando il volume di fuel utilizzato, calcolato a partire dalle letture effettuate giornalmente dagli operatori della CTE del livello di serbatoio, per la densità alla temperatura effettiva del serbatoio stesso. Il contenuto di zolfo nel fuel è determinato analiticamente e rimane costante fino al successivo rifornimento del serbatoio.

A partire dalla percentuale di zolfo determinata analiticamente si calcola la quantità di SO₂ proveniente dalla reazione di combustione di tale corrente. In questo modo si ricava il fattore di emissione della SO₂ espresso in kg di SO₂ per kg di fuel oil bruciato.

Detto fattore sarà utilizzato anche per il calcolo della quantità di SO₂ proveniente da ogni forno in cui è bruciato tale combustibile.

Moltiplicando la quantità totale di fuel oil utilizzata in raffineria per il fattore di emissione precedentemente calcolato ricaviamo la quantità di SO₂ proveniente dalla combustione di fuel oil.

4.13.4 Calcolo della quantità di SO₂ proveniente dall'inceneritore S.R.U.

All'impianto S.R.U. sono convogliati i gas ricchi in H₂S degli altri impianti di Raffineria. L'impianto S.R.U. provvede a convertire, mediante reazione catalizzata, detto H₂S in zolfo liquido. Nell'inceneritore di tale impianto viene bruciato il gas non convertito durante tale reazione.

Il calcolo della quantità di SO₂ prodotta è stato fatto mediante un'assunzione basata sul design dell'impianto: il 3,5% peso della quantità di H₂S entrante finisce nell'inceneritore non essendo stata convertita a zolfo.

Per quanto riguarda la qualità della carica in ingresso all'impianto è stata considerata la media delle analisi più recenti.

Considerando così la quantità di gas acido in carica, e moltiplicando questa quantità per la concentrazione di H₂S indicata nelle analisi dette, ed ancora per 0,035, percentuale di tale gas non convertita, si ottiene la quantità di H₂S avviata all'inceneritore.

Con una semplice equivalenza H₂S / SO₂ si trasforma questa quantità in SO₂ prodotta.

4.13.5 Calcolo della quantità di SO₂ proveniente dalla Sour Water Stripper

L'acqua proveniente dagli accumulatori degli impianti HDS, VSB e B.D. acido e contenente H₂S è inviata alla colonna SWS., per essere strippata mediante vapor d'acqua. Il vapore ricco in H₂S derivante da tale operazione è inviato al forno del Visbreaker per essere incenerito. La quantità di H₂S contenuto in detta corrente si trasforma così in SO₂ per combustione.

Il calcolo della SO₂ così generata è eseguito considerando la differenza di H₂S fra ingresso e fondo della colonna. Tale quantità di H₂S sarà presente nel vapore uscente dalla testa della colonna e si trasformerà in SO₂. La quantità di H₂S in ingresso alla colonna è calcolata moltiplicando la quantità d'acqua in carica, per la concentrazione di H₂S presente in tale corrente. Questa concentrazione è stata assunta pari a quella indicata nel design dell'impianto, ovvero 5400 ppm peso. La quantità di H₂S in uscita dal fondo colonna è stata assunta conservativamente pari a zero.

Conoscendo così l'H₂S inviato al forno del VSB si calcola la quantità di SO₂ derivante dalla reazione di combustione di tale quantità.

4.13.6 Calcolo della quantità di SO₂ proveniente dai singoli forni

Tale calcolo è effettuato come somma delle quantità di SO₂ emesse da ciascun combustibile utilizzato nel forno preso in considerazione. Sono inoltre sommate a tale quantità quelle emesse per particolari ragioni impiantistiche come di seguito descritto.

Per il calcolo della SO₂ emessa da ogni camino e dovuta alla combustione di fuel gas è necessario ricavare la quantità di tale combustibile utilizzata nel particolare forno.

Il quantitativo di fuel gas bruciato è misurato da misuratori di portata installati in ogni singolo forno. Moltiplicando il fattore di emissione relativo alla SO₂ proveniente dalla combustione di fuel gas precedentemente calcolato per il quantitativo di gas bruciato in ciascun forno si ricaverà la quantità di SO₂ proveniente dal particolare camino.

Allo scopo di calcolare le emissioni di SO₂ dovute alla combustione di fuel oil per ogni singolo camino di Raffineria, si dividerà la quantità totale di olio consumata, in base al consumo di ogni singolo forno di tale combustibile. Tale consumo è misurato per la CTE da due misuratori installati sulle linee di fuel oil a ciascuna caldaia e rilevato giornalmente. La differenza tra consumo totale e consumo della CTE, ovvero la parte di fuel oil bruciata nei forni degli impianti, sarà divisa proporzionalmente al numero di bruciatori ad olio combustibile al momento funzionanti moltiplicato per il duty di design del singolo bruciatore. In questo modo si terrà conto, per calcolare il consumo da addebitare a ciascun forno, anche delle caratteristiche dei bruciatori utilizzati. Il numero di bruciatori funzionanti ad olio di ciascun forno, variabile secondo le necessità impiantistiche, è rilevato giornalmente. La differenza tra consumo totale e consumo della CTE, ovvero la parte di fuel oil bruciata nei forni degli impianti, sarà divisa proporzionalmente al numero di bruciatori ad olio combustibile al momento funzionanti moltiplicato per il duty di design del singolo bruciatore. In questo modo si terrà conto, per calcolare il consumo da addebitare a ciascun forno, anche delle caratteristiche dei bruciatori utilizzati. Il numero di bruciatori funzionanti ad olio di ciascun forno, variabile secondo le necessità impiantistiche, è rilevato giornalmente.

Moltiplicando il fattore di emissione relativo alla SO₂ proveniente da questo combustibile, per le quantità ora descritte si ricava la SO₂ emessa da ogni camino.

La SO₂ proveniente dall'incenerimento dei vapori della SWS, è da sommare integralmente alle quantità emesse dal forno del VSB, essendo questa operazione effettuata in tale forno.

La SO₂ emessa per incenerimento dei gas di coda dell'impianto SRU va sommata alla quantità calcolata per combustione del fuel gas nel forno della SRU, essendo questo forno quello adibito a questa operazione.

CAPITOLO 5

IMPEGNO per la SOSTENIBILITA'

La Raffineria di Roma, nell'ambito del proprio Sistema di Gestione Ambientale e Sistema di Gestione della Sicurezza, ha definito e diffuso specifici principi strategici attraverso una politica che rende esplicito l'impegno della Società in materia di sostenibilità ambientale. La protezione dell'ambiente e la prevenzione dell'inquinamento sono tra gli obiettivi primari della raffineria che intende perseguirli impegnandosi verso il miglioramento continuo delle proprie prestazioni ambientali attraverso:

- Il contenimento delle emissioni nell'aria e nell'acqua;
- La salvaguardia del suolo e sottosuolo;
- L'idoneo smaltimento dei rifiuti prodotti e la massimizzazione del recupero;
- L'utilizzo efficace, responsabile e consapevole delle materie prime e delle risorse naturali.

Il programma di miglioramento della raffineria prevede:

- La riduzione dell'approvvigionamento idrico dalla falda e riduzione quantitativa e qualitativa degli scarichi idrici attraverso una serie di interventi volti a massimizzare il recupero delle risorse interne ed a migliorare le caratteristiche qualitative delle acque scaricate nel corpo ricettore;
- riduzione delle emissioni in atmosfera, mediante una serie di interventi nel campo delle emissioni diffuse e completamento delle attività per l'adempimento alle specifiche di qualità dei prodotti finiti, e in particolare del gasoli o diesel, la cui intera produzione dovrà essere adeguata alla nuova specifica che prevede un contenuto di zolfo massimo di 10 ppm (parti per milione);

- protezione del suolo e del sottosuolo mediante interventi volti alla caratterizzazione ed alla successiva bonifica, se necessaria, delle aree.
- salvaguardia della sicurezza e della salute dei lavoratori, mediante la continuazione del piano poliennale di alienazione delle sostanze potenzialmente pericolose (PCB e amianto) e la realizzazione di interventi volti a migliorare il microclima all'interno degli uffici ed a migliorare gli ambienti di lavoro dei reparti operativi (illuminazione impianti e ristrutturazione garitte);
- riduzione dei consumi di risorse, in particolare per quanto riguarda i consumi energetici attraverso molteplici interventi ed investimenti, come confermato dai risultati: l'attuale valore intorno all' 84%, dell' indice di Efficienza Energetica E.I.I. (indice adottato nel benchmarking internazionale della raffinazione realizzato dalla Solomon & Associates), pone Rdr tra le raffinerie migliori in questa graduatoria.

Al fine di ottemperare gli impegni assunti, appena elencati, uno degli ultimi investimenti più importanti finalizzati al risparmio energetico è stato realizzato nel 2007, con l'installazione sul forno del Topping (il più grande della raffineria) di un sistema di preriscaldamento dell'aria comburente, tramite recupero del calore dei fumi.

Di tale progetto se ne parlerà in maniera più approfondita nel prossimo paragrafo.

Inoltre, nell'ambito della domanda per l'ottenimento dell'Autorizzazione Ambientale Integrata, già trasmessa nell'ottobre del 2006 al Ministero dell'Ambiente, si è prestata particolare attenzione alle emissioni in acqua. Difatti si è realizzato un impianto di trattamento specifico delle acque reflue di tipo domestico, mentre è in fase di realizzazione un impianto di trattamento separato delle acque piovane.

Per quanto riguarda le emissioni in aria, sono state ammodernate e completate due cabine di monitoraggio della qualità dell'aria situate ai confini nord-est e sud-ovest dell'area di raffineria ed è in corso un programma di ammodernamento ed integrazione degli analizzatori di emissione "in situ" di tutti i camini di raffineria.

Infine, per quanto concerne la salvaguardia del suolo e del sottosuolo, la raffineria ha investito in questi ultimi anni notevoli risorse, umane e finanziarie, nell'esecuzione di indagini e studi idrogeologici dettagliati e completi, sia per lo stabilimento di Malagrotta che per il reparto costiero di Fiumicino.

Si è impegnata, infatti, per la realizzazione di importanti misure di messa in sicurezza operativa nonché, nel caso del Reparto Costiero, anche di bonifica del terreno.

Tali progetti hanno recentemente ottenuto l'approvazione degli enti competenti ed è previsto ottenere, nel breve termine, le autorizzazioni per l'avvio della fase esecutiva per entrambi i siti.

5.1 INSERIMENTO SISTEMA di PRERISCALDO al FORNO del TOPPING

L'energia termica liberata dai processi di combustione all'interno dei forni che riscaldano il semilavorato, non viene completamente assorbita da quest'ultimo, ma in parte fuoriesce dall'impianto tramite fumi di combustione.

Mediante l'installazione di opportuni dispositivi per la captazione dei fumi caldi e il recupero del contenuto energetico attraverso il passaggio dei fumi all'interno di scambiatori di calore, è possibile valorizzare il potenziale termico dei fumi per diversi scopi quali:

- pre-riscaldare l'aria di combustione in ingresso al bruciatore del forno di riscaldamento;
- produrre vapore per il laminatoio a caldo;
- preriscaldare i semilavorati in ingresso al forno;
- scaldare dell'aria o dell'acqua per impieghi di vario tipo all'interno del processo.

L'efficacia del processo viene incrementata:

- minimizzando la distanza dal sistema di captazione e il punto di uscita dei fumi della camera di combustione del forno;
- minimizzando il percorso che i fumi devono percorrere prima di entrare nello scambiatore di calore;
- utilizzando dispositivi di scambio termico ad elevate superfici di contatto e in una situazione di moto turbolento e a basse velocità dei fluidi;
- ricorrendo a scambiatori di calore in cui il fluido che deve assorbire il calore rilasciato dai fumi scorra in controcorrente rispetto ai fumi stessi, in modo da mantenere in ogni punto dello scambiatore la massima differenza di temperatura tra i due fluidi.

Il sistema di scambio termico deve essere dimensionato in funzione della temperatura dei fumi caldi e della temperatura che si deve raggiungere nel fluido che accumula il

calore, della pressione e della portata dei due fluidi. I materiali con cui devono essere costruite le varie parti dello scambiatore (elementi di scambio, guarnizioni, ecc) devono garantire resistenza sia alle temperature raggiunte dai due fluidi sia alla presenza di eventuali componenti aggressive nei fumi da trattare.

Il preriscaldamento dell'aria comburente (*Air Pre-heating*) al forno del Topping è stato installato essenzialmente per due motivi fondamentali. In primo luogo troviamo la necessità di contenere il più possibile le emissioni di CO₂, sia per un motivo economico in quanto eccedere le quote assegnate di rilascio anidride carbonica in atmosfera ha un costo; sia per limitare l'impatto ambientale della Raffineria concordemente da quanto prescritto dalla direttiva IPPC 96/61/CE. Secondo, per ridurre il consumo di combustibile usato internamente. Il sistema, atto allo sfruttamento del contenuto termico residuo dei fumi di combustione, presente in Raffineria è di tipo recuperativo. I sistemi recuperativi sono costituiti da scambiatori di calore, che possono essere posti sia in corrispondenza del bruciatore sia a valle di tale dispositivo, prima dell'emissione in atmosfera dei fumi di combustione. Il trasferimento di calore avviene in continuo tra i fumi di combustione e l'aria comburente in ingresso che viene così preriscaldata e può raggiungere fino a 600 °C in entrata al bruciatore. Prima dell'installazione del sistema di preriscaldamento dell'aria, la temperatura raggiunta dall'aria comburente in ingresso al bruciatore, mediante il riscaldamento dello *Steam Heater* (riscaldamento tramite vapore), era di circa 100 °C. Affinché avvenga la distillazione all'interno della colonna del Topping, il grezzo deve essere portato alla temperatura di 380 °C, pertanto per fornire al processo tale temperatura veniva consumato un quantitativo di combustibile maggiore considerando il rapporto stechiometrico pari a 5 ton/TFOE necessarie per scaldare 100 ton d'aria. Inoltre l'efflusso dei fumi in uscita veniva direttamente convogliato al camino e rilasciato in atmosfera alla temperatura di circa 400 °C. Grazie al recupero di tali fumi ad elevate temperature (400 °C), mediante il sistema di scambiatori precedentemente descritto, l'aria in ingresso ai bruciatori raggiunge oggi i 250 °C, diminuendo il gap di circa 150 °C.

Ciò si traduce in una riduzione del consumo energetico complessivo dello stabilimento, e in una conseguente diminuzione delle emissioni derivanti dai processi di combustione che vengono "alleggeriti" grazie allo sfruttamento di una quota di calore già prodotto e recuperato. Inoltre un ulteriore vantaggio è rappresentato dal raffreddamento dei fumi prima di essere emessi in atmosfera.

Il progetto ha avuto un impatto positivo anche sull'efficienza del forno.

L'efficienza calcolata per tale installazione è in correlazione alla quantità di calore assorbita dal grezzo, alla quantità di calore perso nell'eccesso di ossigeno presente nei fumi in uscita, alla temperatura dei fumi in uscita, e alle perdite del case (dovute ad esempio alle filtrazioni d'aria, al riscaldamento delle pareti del forno, ecc.). Quest'ultime sono stimate intorno al 2%. La formula semplificata per il calcolo dell'efficienza dei forni, suggerita dai soci è :

$$\text{Eff.} = 103,8 - (\text{eccesso d'ossigeno}/2) - (T[^\circ\text{C}] \text{ dei fumi}/20) - \text{perdite del Case} \dots (15)$$

Il progetto ha portato complessivamente un aumento dell'efficienza del 7 %.

In ultimo, è stato interessante capire se il progetto abbia avuto finora un risvolto economico significativo. A tale scopo si è valutato il payout dell' investimento iniziale, ovvero, calcolandosi la maggiore quantità di calore fornita ai bruciatori, tramite diversi passaggi si sono ottenute le tonnellate di fuel oil equivalente risparmiate annualmente.

Il risparmio economico dovuto al minore quantitativo di combustibile bruciato, sommato al risparmio inerente alle minori emissioni di anidride carbonica, hanno fornito una misura del vantaggio economico ottenuto sinora.

Di seguito verranno descritti più dettagliatamente tutti i passaggi che hanno decretato la convenienza economica dell'investimento.

Per conoscere la quantità di calore [Gcal/h] aggiuntiva apportata dal preriscaldamento dell'aria, si sono estratte dal sistema informatico di Raffineria, per il periodo compreso da luglio 2007 a dicembre 2009, le seguenti informazioni:

- le portate d'aria,
- il peso specifico delle masse d'aria,
- Il livello di temperatura raggiunto dallo steam heater,
- Il livello di temperatura raggiunto dall' air pre-heater.

Il calore guadagnato è stato dunque calcolato nel seguente modo:

$$\Delta_{\text{calore}}[\text{Gcal/h}] = M_p * C_p * \Delta T \quad (10)$$

Dove:

M_p = masse d'aria in ingresso (portata);

C_p = peso specifico delle masse d'aria;

$$\Delta T = T_{\text{steam heater}} - T_{\text{air pre-heater}} \quad (11)$$

La formula è stata applicata ai valori registrati giornalmente; poi, per avere un valore annuo si è fatta una media delle [Gcal/h] trovate con il metodo appena descritto.

Si è ottenuto che per il 2007, anno in cui è stato implementato il progetto, la quantità di calore guadagnato è stata pari a 3 Gcal/h, mentre per il 2008 e 2009 si sono avute 4 Gcal/h in più. Conoscendo il PCI del fuel oil equivalente (FOE), pari a 9700 kcal/kg, si sono ottenuti i [Kg/h] di combustibile necessari per raggiungere la stessa quantità di calore, recuperata invece mediante preriscaldamento:

$$\Delta_{\text{calore}} / \text{PCI}_{\text{FO}} = \text{FOE} \quad (12)$$

A questo punto, per conoscere la quantità precisa di fuel oil e di fuel gas risparmiata, è stato impostato un semplice sistema di equazioni, dove le incognite sono appunto la quantità di fuel gas (FG) e la quantità di fuel oil (FO) non utilizzate.

Ovvero, sapendo che il fabbisogno di combustibile del topping è soddisfatto per il 66% dal fuel gas e per il restante 34% dal fuel oil, e conoscendo peraltro il PCI di entrambi i combustibili i calcoli svolti sono stati i seguenti:

$$FG / (FG + FO) = 0,66 \quad (13)$$

$$FOE = FO + FG (PCI_{FG} / PCI_{FO}) \quad (14)$$

Inoltre, conoscendo il prezzo corrente nei diversi anni sia del fuel oil che del fuel gas, e conoscendo i giorni di marcia dell' impianto, si è dunque calcolato il costo del combustibile risparmiato nel 2007, nel 2008 e nel 2009.

Infine, disponendo del costo delle emissioni di anidride carbonica eccedenti la propria quota assegnata, pari a 13 €/ton, si è trovato quale sarebbe stato l'impatto della CO2 nel bilancio annuale se non fosse stato implementato il progetto.

I risultati ottenuti sono riassunti nella tabella sottostante:

Giorni	2007		2008		2009		tot
	FG	FO	FG	FO	FG	FO	
Portata Kg/anno	31574	16267	83052	42788	70810	36481	
Portata Kg/d	4593	2366	5568	2868	5741	2958	
CO2 Kg/d	12656	7654	15344	9279	15822	9568	
Impatto CO2	164	99,5	199,47	120,62	52,5	48,81	
SO2 Kg/d	42	39	51	47	52,5	48,81	
Impatto SO2	8,78	8,16	10,64	9,89	11	10	
Prezzo €/d	2346	923,5	2821,59	1097	2906,27	1128	
Prezzo €/anno	539467,5		1402855		1194144		3136467

Tab.53

Come si può notare dalla tabella si sono risparmiati complessivamente 3 136 467 €.

L'investimento iniziale relativo ai dispositivi e alle apparecchiature necessari al preriscaldamento dell'aria in ingresso al bruciatore è stato pari a 2.200.000 €.

Il payout del progetto è stato dunque di 2,1 anni, considerando un guadagno medio annuo di 1.045.000 €.

5.2 ABBATTIMENTO degli INQUINANTI ACIDI

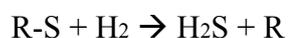
Per concretizzare il costante impegno nel ridurre le emissioni di gas a forte impatto ambientale, la Raffineria di Roma sta attualmente studiando e valutando differenti alternative per la neutralizzazione delle componenti acide dei fumi (HCl, SO₂,...).

In questo paragrafo porremo principalmente l'attenzione sulla riduzione delle emissioni degli ossidi di zolfo, presentando un'efficace modalità di desolforazione dei fumi di scarico.

I due approcci nella riduzione di ossidi di zolfo consistono nel:

- 1) rimuovere lo zolfo dal combustibile prima della combustione;
- 2) rimuovere SO₂ dai gas combustibili.

Il processo di raffinazione del petrolio prevede la desolforazione dei combustibili, ovvero la rimozione dei composti organici a base di zolfo per mezzo della seguente reazione catalitica con l'idrogeno:



L' H₂S prodotto da questi processi viene nuovamente utilizzato per la produzione di zolfo elementare tramite il processo Claus, in presenza di un catalizzatore.

Le reazioni che governano il processo sono:



Tale processo può essere applicato direttamente a combustibili (es. gas naturale) che contengono H₂S.

I processi di desolforazione sono solitamente classificati come : rigenerativi o non rigenerativi; a seconda che lo zolfo rimosso venga recuperato o meno.

Un'ulteriore classificazione vede la distinzione in processi di desolforazione a secco o a umido, a seconda della fase in cui avvengono le reazioni.

I più impiegati sono applicati ai gas combustibili e richiedono in genere un processo di rimozione meccanica ad umido o a semi-secco (" Wet Scrubbing" o "spray absorber").

In tali processi l'anidride solforica o solforosa interagisce con composti di calcio (calce spenta CaO, calcare CaCO₃, gesso, argilla) dando luogo a fanghi acidi di zolfo.

Sono anche possibili processi rigenerativi, a ciclo chiuso e di costo elevato, in cui si recupera il solvente per il suo riciclaggio (prodotto finale H_2SO_4 , S).

Di seguito verranno descritte brevemente le principali tecniche di desolforazione applicabili in raffineria.

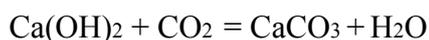
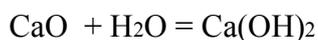
5.2.1 Desolforazione ad umido

Il processo prevede che il gas attraversi un separatore ad umido (scrubber), in cui viene in contatto con una miscela acquosa di calce e calcare.

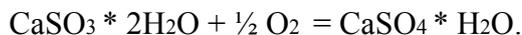
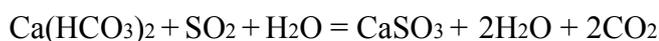
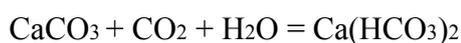
L' SO_2 presente nell'effluente reagisce e forma a sua volta CaSO_3 e CaSO_4 .

Lo schema delle reazioni è complesso, ma può essere semplificato con il seguente ciclo:

1) partendo da una miscela acquosa di calce(CaO):



2) partendo da una miscela di calcare (CaCO_3):



La miscela viene spruzzata nella torre di reazione in controcorrente ai gas, aspirati da ventilatore di aspirazione alla base del camino.

Nel processo i gas si raffreddano sensibilmente e può essere necessario un modesto riscaldamento per garantire il tiraggio.

L'efficienza di rimozione può raggiungere il 95%.

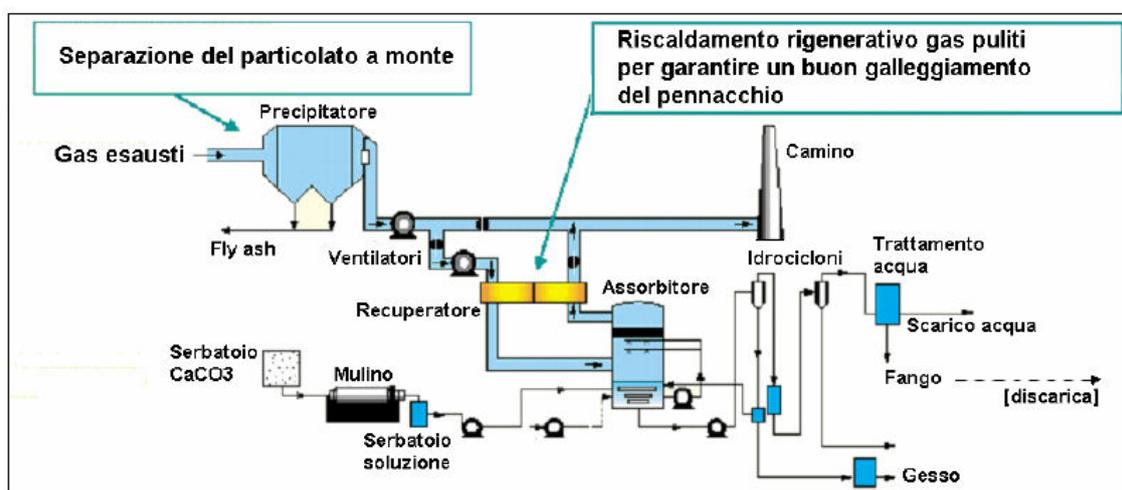


Fig. 5.2: schema di processo della desolforazione ad umido.

Il problema principale dei processi di desolforazione ad umido è la possibilità di formazioni di incrostazioni e di ostruzione degli ugelli nella torre di reazione. Infatti la solubilità di CaSO_3 e CaSO_4 nell'acqua è limitata al 30% ed occorre perciò garantire una diluizione sufficiente con H_2O , a seconda del contenuto di SO_2 nei fumi.

Inoltre la precipitazione della fase solida richiede un certo tempo, quindi la miscela deve essere lasciata decantare in un apposito serbatoio prima del riciclaggio: se il tempo non è sufficiente, si corre il rischio di iniettare miscele soprasature e di avere incrostazioni ed occlusioni. Un accorgimento adottato è quello di utilizzare cristalli di CaSO_3 e CaSO_4 precipitati, che favoriscono l'addensamento di tali componenti nelle loro vicinanze.

La miscela da smaltire viene fatta prima sedimentare, in modo da ricircolare parte dell'acqua con i sorbenti freschi, e di ottenere fanghi densi. Gli svantaggi principali di tale sistema risiedono nei rischi di inquinamento del suolo e nella necessità di ampie superfici di stoccaggio.

5.2.2 Desolforazione a semi-secco

Anche in questo processo si utilizza calce, che viene atomizzata e spruzzata per formare CaSO_3 e CaSO_4 . A differenza del sistema ad umido, l'atomizzazione è spinta fino alla produzione di particelle estremamente piccole e la quantità di liquido iniettato è limitata al di sotto del valore che satura i gas di scarico alla temperatura di iniezione. In tal modo non si ha mai condensazione: le particelle iniettate solidificano come CaSO_3 e CaSO_4 e sono rimosse mediante un sistema di rimozione del particolato (in genere filtri a manica). Le particelle raccolte nel filtro sono in parte riciclate, dopo l'aggiunta di rigeneranti alcalini. Il materiale di scarto è allo stato secco di polvere ed è perciò più facilmente smaltibile rispetto al residuo fangoso dei sistemi ad umido. L'efficienza di desolforazione è però inferiore rispetto al sistema ad umido, ed è pari all' 85%.

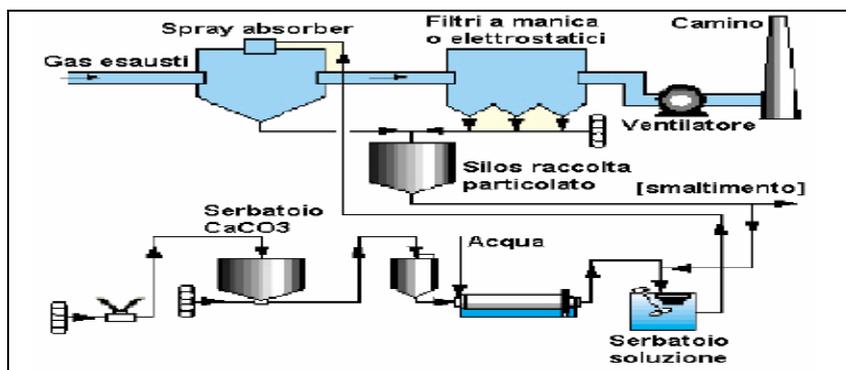


Fig. 5.3: schema di processo della desolforazione a semi-secco.

Di seguito è riportata un immagine esemplificativa dello spray absorber presente in questo processo.

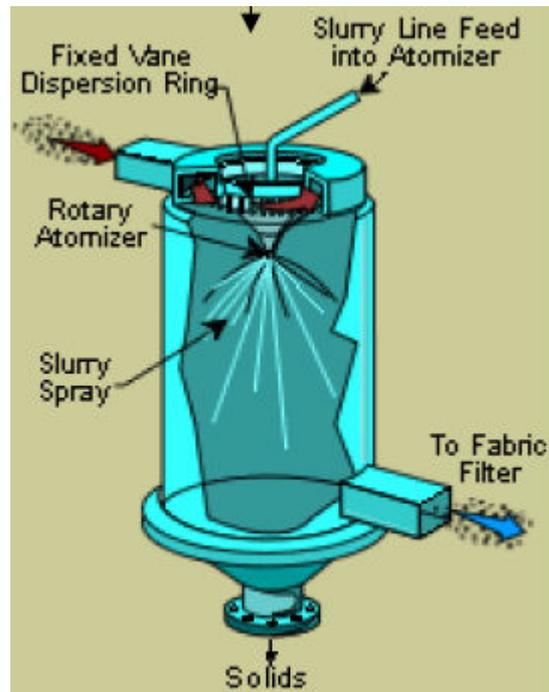


Fig. 5.4: funzionamento dello spray-absorber.

5.2.3 Desolfurazione a secco

La calce viene iniettata sottoforma di polvere, senza acqua. Avviene quindi una reazione sulla superficie solida e le particelle vengono rimosse da un FF dove un'ulteriore rimozione ha luogo. L'efficienza è inferiore rispetto ai sistemi precedenti.

Di seguito viene riportata una esemplificazione della linea di trattamento a secco.

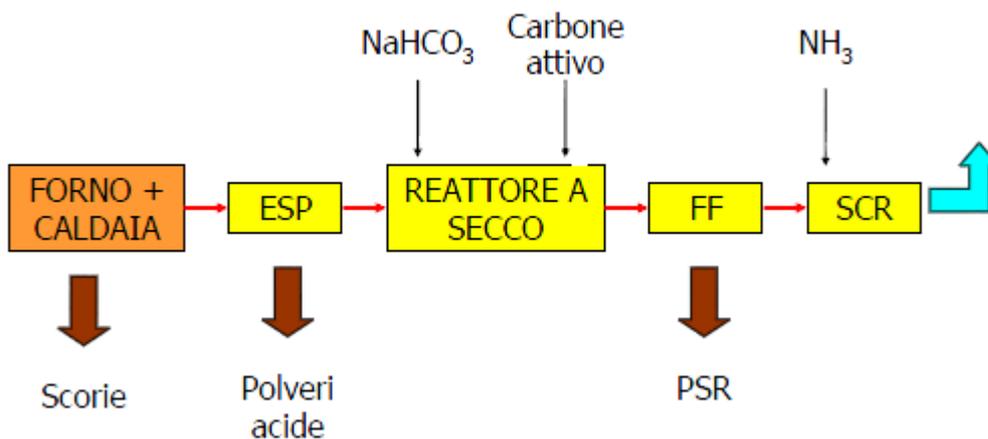


Fig. 4.5: schema di desolfurazione a secco.

5.2.4 Processo Wellman-Lord o Single-Alkali Scrubbing

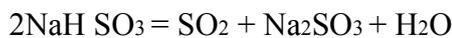
In questo processo si utilizzano soluzioni non sedimentate di sostanze alcaline (NaOH, Na₂SO₃, NH₃) che sono molto efficaci nell'assorbire la SO₂.

Il gas viene raffreddato e ne viene eliminato il particolato. In seguito viene inviato al reattore dove si spruzza una soluzione acquosa di Na₂SO₃ ed avviene la reazione:



Il bisolfito di sodio (2NaHSO₃) viene inviato ad un serbatoio di stoccaggio, che serve come polmone per assorbire le fluttuazioni di portate e concentrazioni in SO₂ del gas.

Dal serbatoio viene inviata una portata rigorosamente costante che viene utilizzata, somministrando del calore, per compiere la reazione inversa:



il solfito di sodio cristallizza, viene raccolto in sospensione con acqua e quindi riciclato. La SO₂ viene separata dall'acqua in un condensatore-separatore; e l'acqua viene poi riutilizzata nel processo. Il ciclo è dunque chiuso, ad eccezione fatta per eventuali reintegri di Na₂SO₃ e H₂O.

il processo presenta un'efficienza elevata prossima al 95%, ma ha svantaggi quali consumi termici molto elevati, ed utilizza reagenti costosi.

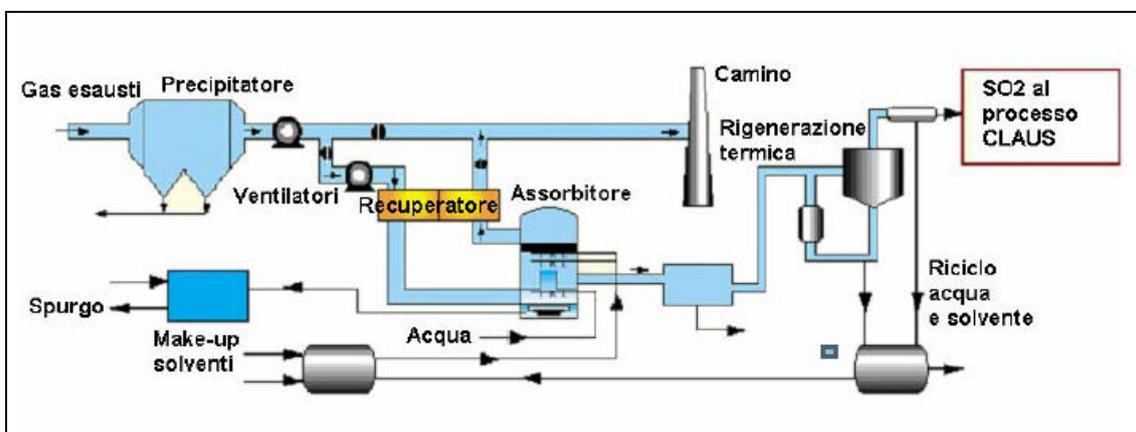
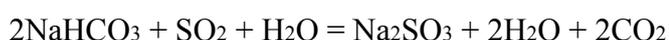


Fig. 5.6: Processo Wellman-Lord

5.2.5 Desolfurazione con bicarbonato di sodio

In questo processo si utilizza il bicarbonato di sodio in soluzione acquosa.

Lo schema delle reazioni è il seguente:





Il processo porta alla formazione di solfato di sodio (Na_2SO_4) che precipita in forma solida.

La tabella che seguirà riassume i principali vantaggi e svantaggi dei metodi di desolforazione sinora descritti.

		Vantaggi	Svantaggi
SECCO	CALCE	Realizzazione impiantistica semplice	Gestione poco flessibile: operazione di iniezione calce delicata; regolazione difficile; basso margine di variazione della T°
		Basso costo d'investimento	Alto eccesso stechiometrico
		Assenza di effluenti liquidi	Bassa reattività per singolo passaggio: necessità di effettuare ricircoli
		Manodopera ridotta	In caso di regolamentazioni più severe, non offre margini di evoluzione
		Facilità di inertizzazione dei P.C.R.	Importante produzione di rifiuti solidi da conferire in discarica, previa inertizzazione
	BICARBONATO di SODIO	Realizzazione impiantistica e gestione dell'impianto semplice	Apprezzabile consumo massiccio del reattivo
		Costi di investimento e di gestione ridotti	Costo del reattivo elevato (anche se l'insieme delle voci del costo di gestione risulta ridotto)
		Manodopera ridotta	
		Assenza di effluenti liquidi	Residuo solido più solubile: in assenza di valorizzazione la stabilizzazione diventa più difficile (se si usano leganti idraulici tradizionali)
		Possibilità di riciclare i prodotti sodici residui nell'industria chimica (riduzione della quantità di rifiuti da conferire in discarica)	
		Costi d'investimento limitati	Consumo di acqua

SEMI-UMIDO	(intermedi tra gli altri due processi)	
	Assenza di effluenti liquidi	Produzione importante di residui
		Consumo importante di reattivo, possibilità di ricircolo
		Gestione delicata dovuta alla fase di preparazione del reagente
UMIDO	Basso consumo di reattivi (soda)	Necessità di un trattamento acque
		Grande produzione di effluenti liquidi
	Bassa produzione di residui solidi e residui separati (ceneri volanti)	Costi di investimento elevati legati al trattamento delle acque
	Lisciviazione dei metalli contenuti nei residui solidi	Importante consumo di acqua ed elettricità
	Possibilità di evoluzione	Manodopera supplementare in rapporto agli altri processi (sorveglianza e mantenimento della catena di condizionamento degli effluenti)
	Grande flessibilità di funzionamento	

Tab.54

5.3 LAVAGGIO dei GAS MEDIANTE BICARBONATO

5.3.1 Descrizione del processo

Il Processo permette di realizzare un efficace abbattimento degli inquinanti acidi presenti in una corrente gassosa da depurare. Esso consiste nell'iniezione a secco di bicarbonato di sodio nei fumi acidi, generalmente a valle dell'ultima sezione di recupero energetico. Il bicarbonato di sodio (NaHCO_3), a temperature superiori ai $130\text{ }^\circ\text{C}$, si trasforma pressoché istantaneamente in carbonato di sodio (Na_2CO_3), liberando nel contempo acqua (H_2O) ed anidride carbonica (CO_2).

Questo rilascio di sostanze in fase gassosa produce due effetti principali:

- la molecola di carbonato di sodio appena formatasi è fortemente porosa;
- il bicarbonato di sodio trasformandosi in carbonato, disponibile per le successive reazioni di neutralizzazione, subisce una naturale riduzione in peso.

Ciascuno di questi effetti porta un beneficio ai fini della depurazione:

- l'elevata porosità della molecola di carbonato fa sì che la sua reattività nei confronti degli acidi sia molto grande,
- la riduzione del peso del reagente porta ad una prima diminuzione del contenuto in polveri iniettate nella corrente gassosa e quindi alla conseguente riduzione del quantitativo di prodotti di reazione (da avviare a smaltimento o recupero).

Difatti, la prima reazione è la decomposizione del bicarbonato: in questa fase si verificano l'aumento della superficie specifica del reagente (formazione di un granulo cavo a seguito del rilascio di acqua e anidride carbonica) e la conseguente perdita di peso del reagente. Anche le reazioni successive portano al rilascio dei composti sopracitati; si ha quindi una ulteriore diminuzione della quantità del reagito nei confronti del reagente iniziale. Il bilancio totale dell'operazione di neutralizzazione è il seguente: per reazione con l'acido cloridrico il peso del residuo di reazione si riduce del 30%, mentre per reazione con gli ossidi di zolfo il peso dei residui di reazione si riduce del 16%. Al contrario, le reazioni tra il reagente a base di calcio e gli acidi portano ad un aumento del peso del reagito rispettivamente del 50% per l'acido cloridrico e dello 83% per gli ossidi di zolfo. Anche l'eccesso di reagente si riduce (-37%), mentre non si riscontra nelle normali condizioni operative una analoga perdita per il reagente calcico.

La reazione di decomposizione del bicarbonato di sodio avviene, così come descritta, fino a temperature attorno ai 600 °C.

Da un punto di vista industriale si può pertanto affermare che il processo è applicabile a correnti gassose aventi una temperatura compresa fra i 130 °C ed i 600 °C, ovviamente con soluzioni impiantistiche adeguate.

5.3.2 Le reazioni di neutralizzazione

Le reazioni avvengono in fase gas-solido e portano alla formazione di sali di sodio.

Le reazioni principali di neutralizzazione della SO₂ che si verifica è:



Da quanto sopra esposto risulta chiaro che il processo, per le sole qualità intrinseche del suo reagente, si presenta caratterizzato da una grande efficacia abbinata ad una sensibile riduzione dei residui solidi di reazione.

Per migliorare l'efficacia del processo il bicarbonato, prima della sua iniezione nei gas da depurare, viene macinato: la macinazione, unitamente alla porosità dovuta alla liberazione di acqua ed anidride carbonica, porta ad un reagente avente un'elevatissima superficie specifica, estremamente reattivo nei confronti degli acidi contenuti nei fumi.

5.3.3 Rendimenti di depurazione

La corretta applicazione del processo porta a valori di abbattimento degli inquinanti estremamente elevati. Da un punto di vista generale possiamo affermare, relativamente alla SO₂, che in correnti inquinate con tenori di SO₂ fino a 1.500 mg/Nm³, l'efficacia di depurazione risulta non inferiore al 95%, con consumi di bicarbonato contenuti.

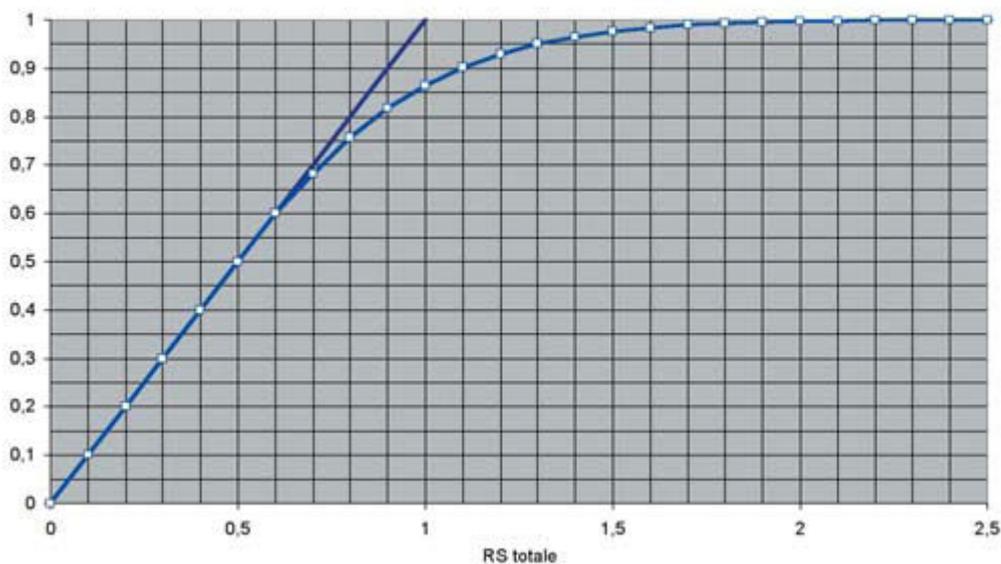


Fig.5.7: rendimento di depurazione dei fumi mediante il lavaggio con bicarbonato.

In generale sono presenti anche : polveri (ceneri volanti); composti acidi come l'acido cloridrico(HCl), l'acido fluoridrico e ossidi d'azoto; metalli pesanti e metalloidi; diossine e furani.

5.3.4 Vantaggi della tecnologia

possiamo affermare che si tratta sicuramente di un processo completo di depurazione fumi e riciclaggio dei prodotti di reazione, in grado di garantire il rispetto delle normative più severe sulle emissioni, ma soprattutto dotato di una grande potenzialità onde migliorare ancora le proprie performances.

Possiamo riassumere come di seguito i reali punti di forza del processo:

5.3.5 Vantaggi tecnici

1. Totale garanzia del rispetto dei limiti di emissione richiesti dalla normativa vigente;
2. estrema semplicità nella gestione dell'impianto di depurazione con eliminazione di tutta la sezione di ricircolo e riduzione della quantità di reagente da movimentare e quindi degli items da utilizzare;
3. diminuzione dei quantitativi dei prodotti di reazione;
4. possibilità di operare con condizioni di temperatura al filtro a maniche estremamente costanti;
5. ottimizzazione del recupero energetico.

5.3.6 Vantaggi economici

Le seguenti considerazioni si traducono in un minor costo della sezione di depurazione fumi:

1. un bilancio di massa "ingresso-uscita" (bicarbonato di sodio -sali di sodio residui) più vantaggioso rispetto a tecnologie a secco alternative;
2. una gestione che riduce al minimo i costi di manutenzione, eliminando gli inconvenienti che potrebbero verificarsi con l'utilizzo di altri reagenti alcalini o di altre tecnologie (a umido, a semi-secco,...);
3. la possibilità del conferimento dei prodotti sodici residui (Sali di sodio derivanti dalla deacidificazione con bicarbonato) ad un impianto di trattamento e valorizzazione.

5.3.7 Vantaggi ambientali

La suddetta valorizzazione dei P.S.R. consente di:

1. evitare il loro conferimento in discarica;
2. recuperare una materia prima da reinserire nei cicli produttivi;
3. diminuire, di conseguenza, il consumo di materia prima naturale.

Questa specifica applicazione industriale del bicarbonato di sodio permette una gestione responsabile delle risorse naturali non rinnovabili e, pertanto, il processo si presenta come una soluzione “pulita” al problema dello smaltimento dei rifiuti. Di seguito viene descritto lo schema di depurazione dei fumi, e quindi le installazioni principali su cui si dovrà investire inizialmente, qualora il progetto lo si riterrà vantaggioso.

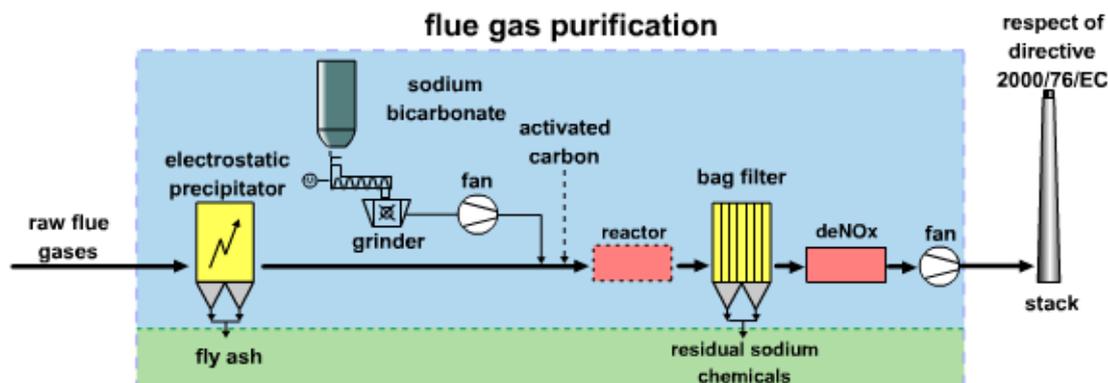


Fig. 5.8: schema di depurazione dei fumi.

Reattore: i fumi da depurare raggiungono una temperatura superiore ai 140° nel momento dell’iniezione. Qualora il tempo di contatto del bicarbonato con i fumi da depurare sia inferiore a 1 secondo (tra l’ingresso del reagente ed il filtro a maniche è opportuno prevedere un reattore di contatto.

Carbone attivo: il bicarbonato di sodio presenta anche la proprietà di assorbire i metalli pesanti, le diossine e i furani. Ne consegue che per il rispetto delle norme in materia di emissioni è sufficiente un modesto apporto di carbone attivo o di coke di lignite, anch’essi iniettati a secco, insieme al bicarbonato di sodio.

Filtro a maniche: i residui secchi ottenuti a seguito della depurazione dei fumi (tra cui il carbone attivo o il coke di lignite, e le ceneri volanti nel caso di assenza di prima filtrazione) vengono recuperati da un filtro a maniche, raccolti e depositati nei silos.

Elettrofiltro: una prima filtrazione (generalmente per mezzo di un elettrofiltro) viene effettuata in alcuni casi prima della neutralizzazione con lo scopo di eliminare la maggiore parte delle ceneri volanti. Laddove è previsto un primo stadio di filtrazione prima dell’iniezione di bicarbonato di sodio, si parla processo in doppia filtrazione; altrimenti si parla di semplice filtrazione.

Ventilatore/camino: i fumi depurati vengono aspirati da un ventilatore verso il camino. La loro temperatura è tale da evitare la presenza di un pennacchio all’uscita del camino, senza dover ricorrere ad un riscaldamento dei fumi.

I fumi che escono dal filtro a maniche posso essere eventualmente depurati mediante un sistema catalitico per abbattere gli NOx.

Grazie a questa struttura il bicarbonato di sodio, neutralizza gli acidi presenti nei fumi (in particolare l'acido cloridrico, il biossido di zolfo e l'acido fluoridrico), formando dei sali sodici (cloruro di sodio, solfato di sodio, fluoruro di sodio, carbonato di sodio), i cosiddetti Prodotti Sodici Residui (o PSR).

Quest'ultimi, congiuntamente ai processi e alle tecnologie a disposizione, possono essere molto spesso trattati e recuperati.

Due modalità di recupero dei PSR sono: come materia prima nel bagno dei sali di fusione (NaCl), sotto scoria salina, nella fusione dei metalli; e nella produzione del vetro, dove il solfato di sodio (componente preponderante dei PSR) viene riciclato come una vera e propria materia prima nella miscela vetrificabile.

Questi sono solo due possibili impieghi diretti dei PSR, un'ulteriore strada percorribile è il recupero e valorizzazione dei residui sodici, mediante apposite piattaforme, sotto forma di una salamoia saturata di sali di sodio costituente, a tutti gli effetti, una materia prima utilizzabile in cicli industriali.

Essa consente pertanto di evitare il loro conferimento in discarica, di recuperare una materia prima da reinserire nei cicli produttivi e diminuire, di conseguenza, il consumo di materia prima naturale.

Lo schema di processo dell'impianto di recupero e valorizzazione dei PSR è il seguente:

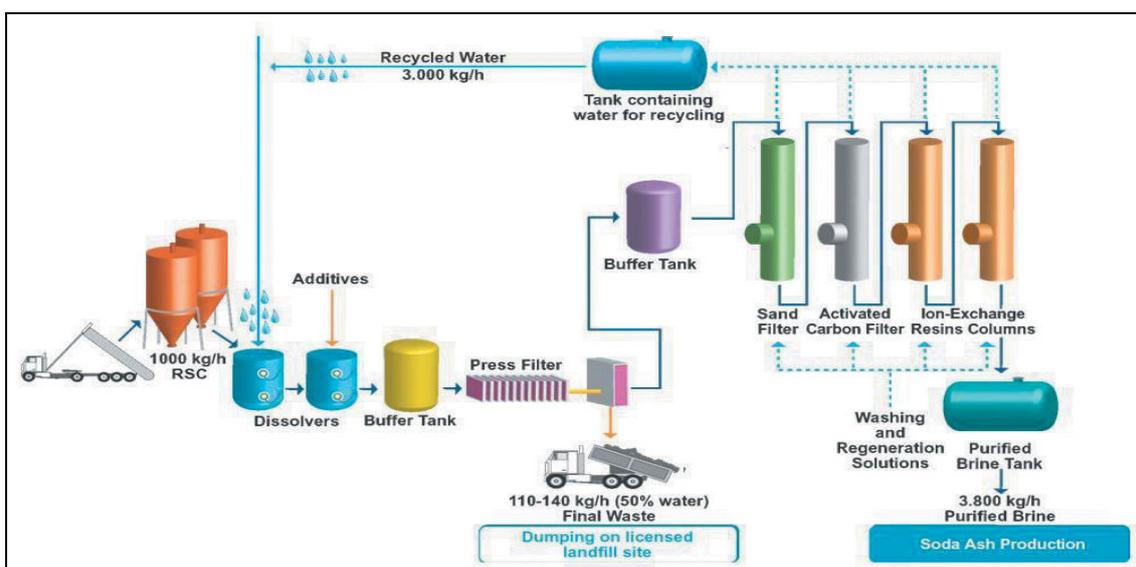


Fig. 5.9: schema di processo dell'impianto di recupero e valorizzazione dei PSR.

L'impianto di depurazione è costituito essenzialmente da tre sezioni: dissoluzione, filtrazione e rettifica finale.

Dissoluzione - I prodotti sodici residui vengono inviati verso 2 dissolutori assieme all'acqua necessaria per ottenere una salamoia quasi satura.

La regolazione ad un pH alcalino favorisce la precipitazione della maggior parte dei metalli pesanti sotto forma di idrossidi insolubili, mentre l'aggiunta di additivi permette la precipitazione di Hg, Cr, Al.

Filtrazione - La sospensione ottenuta viene filtrata su filtro-prensa, ottenendo:

- una salamoia che prosegue nel ciclo di depurazione,
- un "pannello" di residuo solido, al 50% in acqua, da inviare in discarica, previa inertizzazione. Questo pannello, pari al 10% in peso del quantitativo di P.S.R. in ingresso, costituisce il "residuo finale" del processo di depurazione.

Come si può notare i residui da smaltire vengono ridotti tecnicamente di un fattore 10, ma praticamente di un fattore 20, perché il 50% dei residui ultimi è costituito da acqua.

L'inertizzazione di questi prodotti è inoltre relativamente poco costosa, perché la concentrazione dei prodotti solubili è ormai irrilevante.

Rettifica finale - La salamoia in uscita dal filtro prensa attraversa un filtro a sabbia, dove vengono fermate anche le più piccole particelle di insolubili eventualmente ancora presenti, una colonna a carbone attivo, dove vengono trattenuti gli organici eventualmente presenti, ed infine due colonne, in serie, di resine a scambio ionico, dove vengono eliminati i metalli pesanti ancora in soluzione. È importante sottolineare che tutte le acque di lavaggio e rigenerazione delle resine sono riciclate nella fase di dissoluzione e che pertanto l'installazione non presenta alcun refluo liquido. La salamoia depurata in uscita dalle colonne a resine rappresenta il prodotto valorizzato a partire dai P.S.R. in ingresso.

5.4 APPLICAZIONE dell' IMPIANTO di DEPURAZIONE alla RAFFINERIA di ROMA

Ad oggi, la soluzione scelta dalla Raffineria di Roma per l'abbattimento delle componenti acide dei fumi è la riduzione del tenore di zolfo presente nel combustibile, mediante il lavaggio, e il recupero dello zolfo presente nei gas nell'impianto DEA/SRU

(desolforazione ad umido). Il DEA/SRU ha una capacità di produzione di zolfo pari a 40 ton/giorno ed un'efficienza di recupero del 97% del H₂S entrante nell'unità.

L'unità alla quale sono convogliati i gas acidi degli impianti HDS e Visbreaker, è il DEA; qui i gas sono lavati con DiEtanol Ammina la quale assorbe l' H₂S presente, che una volta desorbito, è inviato all'unità SRU, dove in ultimo viene convertito in zolfo elementare mediante processo Claus.

La parte non convertita di questi fumi è incenerita nel forno dell'impianto. Attualmente la concentrazione di SO₂ presente nei fumi di scarico di Raffineria sono conformi ai valori limite imposti dalla direttiva IPPC 96/61/CE.

Tuttavia è stato utile studiare una modalità alternativa per la neutralizzazione delle componenti acide dei fumi, che presentasse una flessibilità maggiore dei suddetti impianti, in previsione di un eventuale adeguamento a limiti di emissione più severi.

A tale proposito si è scelto di studiare il caso della desolforazione a secco, mediante bicarbonato di sodio, e di valutarne la fattibilità economica, in quanto è risultato il processo che meglio sposava le esigenze della Raffineria.

Al fine di valutare la fattibilità del progetto, si è calcolata inizialmente la quantità di SO₂ emessa dagli impianti di raffineria, in modo da stimare le tonnellate di bicarbonato necessarie affinché avvenga la depurazione, e il quantitativo di PSR prodotti dalla reazione.

Per calcolare le tonnellate di biossido di zolfo emesso nei fumi di raffineria è stato costruito un foglio di calcolo, che useremo anche in seguito per decretare in ultimo il pool di combustibili ottimale ad uso interno.

Lo strumento di calcolo prende in ingresso le tonnellate di metano, fuel oil, fuel gas e LPG bruciato nei forni quotidianamente, e tramite un fattore d'emissione opportunamente calcolato a seconda delle differenti caratteristiche chimico-fisiche del combustibile, restituisce i kg di SO₂ emesse.

Lo studio di fattibilità è stato effettuato prendendo in esame i consumi annui del 2009.

Dai dati del planning, il consumo di combustibili per il 2009 è stato pari a 169872 TFOE/anno, suddivisi nel seguente modo: 29555 ton/anno di fuel oil, 105762 ton/anno di fuel gas e 9398 ton/anno di metano. Suddetti consumi sono stati divisi per 365 giorni di marcia annui, in modo da ottenere un consumo medio giornaliero.

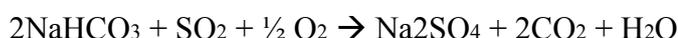
Nella tabella sottostante sono riassunti i consumi medi giornalieri trasformati in Kg/d, i fattori di emissione e la relativa quantità di SO₂ rilasciata in aria.

	Kg	F. calc. kgSO₂/kg	Calcolo Quantità SO₂ emessa kg/d
Metano	26000	0,000	0,00
Fuel gas	290000	0,010	2887,95
LPG	0	0,000	1336,70
Fuel Oil	81000	0,017	0,00

Tab.55

Sommando le quantità di SO₂ emessa e riportandola a ton/anno, si ottengono 1.542 ton/anno di biossido di zolfo rilasciato in atmosfera.

Per ottenere un rendimento di abbattimento delle componenti acide dei fumi pari a 90%, la reazione utilizzata è la seguente:



Il rapporto stechiometrico sottostante a tale reazione prevede il consumo di 2,6 ton di bicarbonato di sodio per ogni tonnellata di SO₂.

Dunque la quantità di NaHCO₃ necessaria alla raffineria risulta essere:

$$\text{NaHCO}_3 = 2,6 * 1542 = 4009 \text{ [ton/anno]}$$

I residui secchi recuperati corrispondono mediamente all' 80% del bicarbonato iniettato, pertanto annualmente si avrebbero 3207 ton/anno di PSR.

Riferendomi a dati provenienti, su nostra richiesta, da una società italiana specializzata nella valorizzazione industriale dei sali sodici residui della depurazione dei fumi, è stato stimato un costo medio del bicarbonato pari a 250 €/ton; mentre per il riciclaggio del solfato di sodio è stato stimato un costo pari a 170 €/ton, trasporto compreso.

Il costo operativo annuo per l'abbattimento della SO₂ sarebbe dunque:

$$\text{Costo Operativo annuo} = 4009 * 250 + 3207 * 170 = 1\,547\,440 \text{ €/anno}$$

Inoltre considerando il numero di camini presenti in raffineria, pari a 10, il progetto richiederebbe un investimento iniziale di 25.000.000 €.

Tale cifra non contempla le diverse dimensioni delle bocche dei camini e problemi tecnici e logistici dovuti all'attuale dislocazione degli impianti.

Ad oggi, la Raffineria paga annualmente una tassa sulle emissioni di SO₂ calcolate sulla base della lettura della bolla di Raffineria. Le emissioni sono dunque in funzione della quantità di combustibili bruciati e sulla quantità di fumi emessi dai camini.

Il costo per il rilascio in atmosfera del biossido di zolfo è pari a 209 €/ton, grazie alla depurazione a secco dei fumi, annualmente la Raffineria risparmierebbe dunque 322.278 €/anno.

Oltre a un fattore meramente economico, è fondamentale porre l'accento sui risvolti ambientali che tale progetto comporterebbe. Ossia, attualmente la Raffineria di Roma come precedentemente detto, rientra nei limiti imposti dalla normativa per quanto concerne la concentrazione di zolfo presente nei fumi di scarico.

Nel 2009 tale valore per RdR è stato pari a 806 mg/Nm³, ed è calcolato come rapporto tra la quantità di SO₂ prodotta, e quindi 1542 ton/anno, e la portata annua dei fumi di raffineria, pari nello scorso anno a 1.911.95.680 Nm³/anno. La concentrazione a cui ci riferiamo nei nostri calcoli tiene conto solo degli inquinanti provenienti dalla combustione dei combustibili nei forni; a questa andrebbe dunque aggiunto il contributo apportato da altre fonti di emissione minori, che non considereremo ai fini del progetto, in quanto non significative.

I limiti di legge potrebbero in futuro imporre una drastica riduzione del tenore di zolfo nei fumi di scarico. Il limite ancora non è noto, ma RdR si sta muovendo proattivamente in questa direzione, motivo per cui si è simulata l'installazione del depuratore per vedere di quanto scenderebbe la concentrazione di zolfo nei fumi di scarico, proponendo eventuali ottimizzazioni.

I calcoli proposti in questo lavoro di tesi sono a livello teorico, e seppure non considerano alcuni fattori tecnici specifici degli impianti, che potrebbero influenzare in qualche modo il risultato finale, rappresentano un'ottima base di partenza per valutare la fattibilità del progetto.

Pertanto per valutare la concentrazione di zolfo che si otterrebbe a valle del processo di depurazione dei fumi, si è considerato un'efficienza d'abbattimento del 90% sulla quantità di SO₂ prodotta nel 2009. La quantità di biossido di zolfo che si sarebbe emessa, se si fosse implementato il progetto, è di 154 ton/anno.

Il rapporto tra questo valore, e i fumi totali emessi dalla raffineria pari a 1.911.595.680 Nm³/anno, ci restituisce la concentrazione di zolfo uguale a 80,56 mg/ Nm³. Poiché il valore così ottenuto è molto inferiore al limite attuale di 1700 mg/Nm³, per ridurre l'investimento iniziale di 25.000.000 € si potrebbe pensare di applicare la tecnologia proposta solo ad alcuni camini di Raffineria. Tra i combustibili utilizzati in Raffineria, il fuel oil è quello che ha senz'altro un impatto ambientale maggiore per quanto riguarda le emissioni di SO₂. Motivo per cui, i forni che bruciano sia fuel oil che fuel gas in Raffineria sono solamente tre, e sono rispettivamente il forno del Topping, dell'Unifining e della centrale termoelettrica. Traslando quanto appena detto in termini di emissioni reali, dei 1542 ton/anno rilasciate nel 2009, 488 ton/anno sono prodotte dall'utilizzo di combustibile liquido. Un'alternativa plausibile potrebbe essere dunque, quella di installare il depuratore dei fumi solamente ai camini del Topping, dell'Unifining e della centrale termoelettrica, predisponendo le altre installazioni a sviluppi futuri. L'investimento iniziale si ridurrebbe a circa 7.500.000 €. Invece, per quanto concerne la riduzione delle emissioni in atmosfera degli agenti inquinanti presenti nei fumi, le ton/anno di SO₂ non sono solamente le 488 ton/anno emesse per via del fuel oil, ma, facendo riferimento alla banca dati SO₂, si è calcolata la quantità di emissioni relative alla combustione di fuel gas nei forni del Topping, dell'Unifining e della centrale termoelettrica. Queste sono circa il 46% delle emissioni di biossido di zolfo dovute al fuel gas.

Dunque, le tonnellate di SO₂ totali che l'impianto dovrebbe trattare sono :

$$SO_2 = 488 + [(1542 - 488) * 0,46] = 973 \text{ ton/anno}$$

Utilizzando lo stesso rapporto stechiometrico visto precedentemente, il bicarbonato necessario all'abbattimento della SO₂ sarebbe di 2.530 ton/anno. I PSR prodotti risulterebbero pari a 2024 ton/anno. Pertanto i costi operativi si ridurrebbero a:

$$\text{Costo Operativo annuo} = 2.530 * 250 + 2.024 * 170 = 976.580 \text{ €}$$

Infine la concentrazione media annuale di zolfo risulterebbe essere di 509 mg/Nm³.

Una riduzione del 63%, rispetto al valore attuale di concentrazione di zolfo nei fumi emessi, giustificerebbe un investimento iniziale che seppure consistente è assai inferiore ai 25.000.000 € previsti se si dovesse estendere la depurazione dei fumi a tutti i camini di Raffineria. Inoltre, considerazione di maggiore importanza, assicurerebbe un ottimo margine di riduzione in previsione dei cambiamenti dei limiti imposti dalla normativa.

CAPITOLO 6

OTTIMIZZAZIONE POOL COMBUSTIBILI

A valle delle considerazioni che sono state fatte in questo lavoro di tesi è possibile giungere a definire, sulla base dei consumi e delle esperienze passate, il pool di combustibili che ottimizzano le performance di Raffineria da un punto di vista tanto economico, che ambientale.

Prendendo i consumi degli anni 2006, 2007, 2008 e 2009 il fabbisogno totale annuo di Raffineria è stato soddisfatto dai diversi combustibili nel seguente modo:

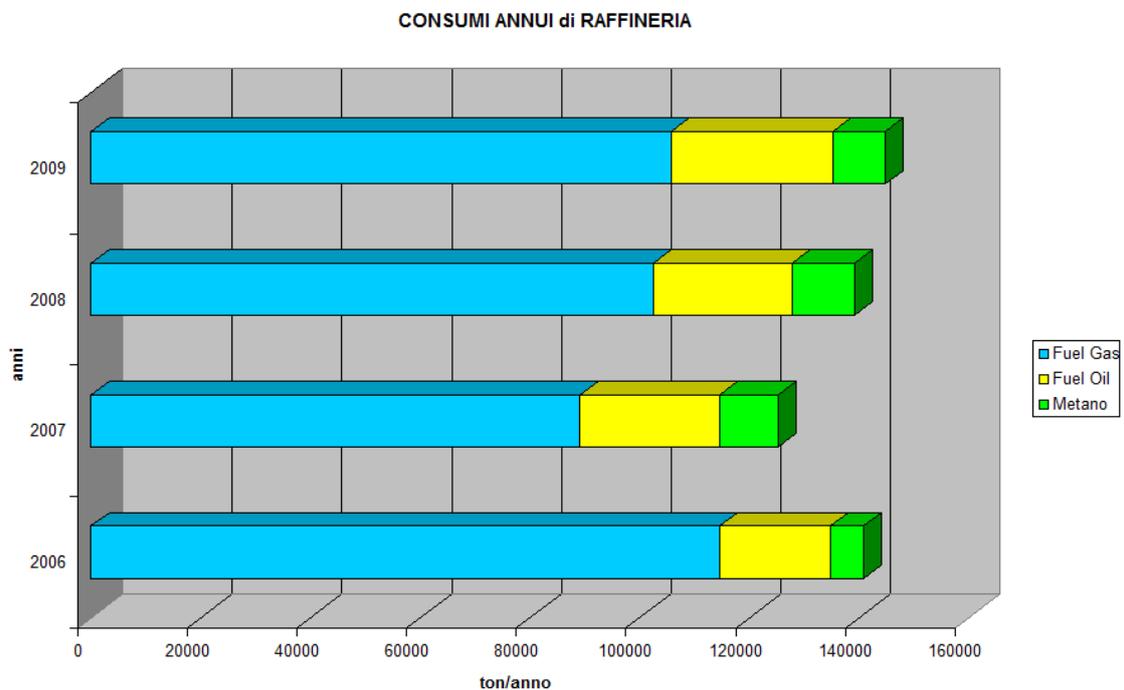


Fig 6.1: fabbisogno energetico dal 2006 al 2009.

Circa il 75% del fabbisogno energetico di Raffineria è soddisfatto dal consumo di Fuel Gas. Questa percentuale, seppure preponderante sui consumi totali, non può essere

ottimizzata, in quanto il fuel gas essendo un sottoprodotto delle lavorazioni di raffineria è destinato interamente ai consumi interni non potendo essere venduto sul mercato.

Tale combustibile non ha valore di mercato a causa delle sue caratteristiche chimico-fisiche; in primis la sua natura meramente gassosa ne rende difficile il trasporto e l'utilizzo, inoltre in composizione con altri combustibili, rimane fluttuante e dunque non inseribile in rete; un ulteriore ostacolo per il suo inserimento in rete è il livello di bassa pressione che raggiunge, pari a 2 bar rispetto ai 75 bar del metano.

Le ottimizzazioni possibili sono dunque sul restante 25% dei consumi.

Il mercato dei combustibili, e quindi i prezzi che ne derivano, è una realtà dinamica e mutevole. Pertanto non è possibile fissare il pool ottimale di combustibili da utilizzare internamente, ma le quantità varieranno, anche nell'arco di uno stesso anno, in base alle oscillazioni dei prezzi di mercato e in funzione di altre condizioni al contorno (es. limiti di emissione, livello dei serbatoi, disponibilità di combustibili in raffineria, ecc.).

Indispensabile dunque, è stato costruire uno strumento in grado sia di adeguarsi perentoriamente ai mutamenti ed alle esigenze della Raffineria, sia di simulare il consumo di pool differenti di combustibili in modo da valutare l'impatto tanto economico che ambientale di questi.

La procedura seguita per ottenere tale strumento è stata la seguente; partendo dai dati provenienti sia dalla Banca dati SO₂ che dalla Banca dati CO₂, si sono ricavate tutte le informazioni relative ai differenti combustibili, Fuel Gas, Fuel Oil e metano indispensabili per descrivere le rispettive caratteristiche peculiari. Per i combustibili di natura gassosa, ovvero fuel gas e metano, si è presa la cromatografia dei gas, la composizione % in volume dei differenti elementi costituenti il combustibile, il potere calorifico ed il peso molecolare ad esso associato e si è ricavato il peso molecolare specifico del metano e del fuel gas e il loro PCI rispettivamente pari a 10.932 kcal/kg e 11.722 kcal/kg. Grazie alla struttura del foglio di lavoro, è sufficiente cambiare la composizione dei combustibili, qualora questa dovesse mutare, per ottenere il nuovo potere calorifico inferiore. Per il Fuel Oil, si è preso il contenuto (% in peso) di zolfo presente nel combustibile, la densità dell'olio alla temperatura di 15 °C, il contenuto (% in peso) delle ceneri, il contenuto (in % volume) di acqua presente nel combustibile, il rapporto in cui si trovano gli elementi carbonio/idrogeno e la T del serbatoio in °C. Anche qui il foglio di lavoro restituisce il PCI, pari a 9.799 kcal/kg, utile per valutare la quantità di calore sprigionata dai combustibili in fase di combustione.

metano	composizione% vol	P.M.	Calcolo P.M.	fuel gas	composizione%vol	P.M.	Calcolo P.M.
He	0,09	4,00	0,004	H2	37,64	2,016	0,76
N2	3,697	28,01	1,04	C1	22,47	16,042	3,60
CH4	85,857	16,04	13,77	C2	17,27	30,068	5,19
CO2	0,757	44,01	0,33	C3	14,35	44,094	6,33
C6H14	0,045	86,17	0,04	iC4	2,42	58,120	1,41
C2H6	7,074	30,07	2,13	nC4	3,04	58,120	1,77
C3H8	1,78	44,09	0,78	iC5	0,57	72,146	0,41
nC4H10	0,352	58,12	0,20	nC5	0,57	72,146	0,41
iC4H10	0,223	58,12	0,13	C6	0,00	86,172	0,00
nC5H12	0,061	72,15	0,04	H2S	0,29	34,080	0,10
iC5H12	0,064	72,15	0,05	Aria	1,38	28,800	0,40
tot	100		18,521	tot	100,00		20,38

Tab.56

Tab.57

I calcoli sottostanti a tali risultati sono i seguenti:

$$PM_{\text{elemento nel gas}} = \% \text{volume}_{\text{elemento}} * PM_{\text{elemento}} \quad (15)$$

$$PCI \text{ [kcal/kg]} = (\sum PCI \text{ [J/kmole]} / 4186,1) / \sum PM_{\text{elementi nel gas}} \quad (16)$$

Per il Fuel Oil, nel calcolo del prezzo complessivo si è voluto tenere in considerazione la quantità di combustibile utilizzato per produrre vapore, destinato a bruciare il combustibile liquido. Ovvero, affinché aumenti l'efficienza della combustione, si utilizza del vapore a bassa pressione che nebulizza il getto di fuel oil; difatti rompendo il flusso continuo del liquido in goccioline di dimensioni minore si aumenta la superficie specifica infiammabile, aumentando quindi la resa della combustione.

Fuel oil		
contenuto in S	0,8260	%wt.
Densità a 15°C	0,9530	kg/l
H2O e sed.	0,4	%vol.
ceneri	0,0	%wt
Rapporto C/H	8,10	
Vapore atomizzazione	0,3	%
Entalpia V. atomizzazione	635	kcal/ton
Rendimento Caldaia	0,98	%

Tab.58

Per il calcolo del PCI del Fuel oil si è utilizzata la formula indicata dall' ASTM, e descritta precedentemente nella presentazione della procedura di emissione della CO₂ ; questa prende in ingresso il contenuto di zolfo, delle ceneri, dell'acqua nel combustibile e la sua densità a 15 °C moltiplicandoli per determinati fattori correttivi.

I dati riportati nelle tabelle precedenti sono indispensabili inoltre per il calcolo del fattore di emissione tanto della CO₂ che della SO₂ per i tre differenti combustibili.

Difatti per il metano, il fattore di emissione della CO₂ è calcolato come segue:

$$\text{Fattore emissione} = (\text{moli CO}_2 / \text{moli metano}) * 44,01 / \text{PM}_{\text{metano}} \quad (17)$$

CO₂ kg/kg metano

il metano non essendo composto da H₂S, come si può notare dalla sua cromatografia, non emette biossido di zolfo.

Il fattore d'emissione della CO₂ per il fuel gas è calcolato applicando la stessa formula vista in precedenza, mentre il fattore d'emissione della SO₂ si calcola così:

$$\text{Fattore emissione} = \% \text{ mole H}_2\text{S} * 64,06 / \text{PM}_{\text{FG}} / 100 \quad (18)$$

SO₂ kg/kg_{FG}

Per il fuel oil i fattori d'emissione si calcolano invece nel seguente modo:

$$\text{Fattore emissione} = \% \text{ S in peso} * 64,06 / 32,064 / 100 \quad (19)$$

CO₂ kg/kg_{FO}

$$\text{Fattore emissione} = \% \text{ C in peso} / 100 * 44,01 / 12,01 \quad (20)$$

SO₂ kg/kg_{FO}

Le costanti presenti nelle formule sono fattori correttivi. Difatti i dati provenienti dalla lettura degli strumenti di campo vanno compensati dove necessario.

La compensazione è funzionale a riportare la lettura dello strumento basata su condizioni di progetto alle condizioni operative (temperatura, pressione e peso molecolare). A tale punto sono stati definiti tutti i parametri necessari al calcolo della quantità di inquinanti rilasciati in aria, e indispensabili per valutare l'impatto ambientale dei diversi combustibili.

Per valutare l'aspetto economico è stato previsto nel foglio di calcolo un' area dove l'utente può inserire i prezzi, aggiornandoli così ai prezzi di mercato correnti, del metano, fuel gas e fuel oil; e il prezzo pagato per potere emettere SO₂ e NO_x, e il prezzo pagato per le quote eccedenti la quota assegnata per il rilascio in atmosfera di CO₂.

Per il calcolo del prezzo finale del metano sono state considerate le penali previste dal contratto di fornitura. Ad esempio, la raffineria di Roma per lo scorso anno si è impegnata a consumare complessivamente 11.750.000 Nm³ di metano. A fine anno

avviene la lettura del contatore di Raffineria; se il consumo reale ricade in un range del $\pm 18\%$ rispetto al consumo dichiarato ad inizio anno, non si pagano penali, altrimenti si applicano tre differenti penali.

Una prima penale su base annuale che prevede il conferimento di 15 € /Nm³ eccedente.

Una seconda penale, su base mensile, che delinea tre possibili situazioni differenti:

- I) Consumo mensile *1,3 /gg mese < 88.000; non si applica la penale.
- II) 88.000 < Consumo mensile *1,3 /gg mese < 92.000; la penale applicata è pari a 2.30 € / Nm³ eccedente.
- III) Consumo mensile *1,3 /gg mese > 92.000; la penale applicata è pari a 2.50 € / Nm³.

Infine, una terza penale sul consumo invernale (i mesi invernali considerati vanno da novembre a marzo), pari a 7 € /Nm³ eccedenti il consumo previsto in suddetti mesi.

Il foglio di calcolo, prendendo in ingresso le portate in ton/d, considera solamente la seconda penale che fa riferimento ad un consumo giornaliero.

A tale punto, inserendo i prezzi aggiornati al 2009, si sono prospettate differenti modalità di consumo, andando a variare il 25% della composizione del fabbisogno annuo totale. In particolare modo, prospettando l'installazione dell'impianto del lavaggio dei gas con bicarbonato di sodio, descritto precedentemente, si è simulato che nel corso del 2009 il 6% dei consumi soddisfatti dal metano, venissero sostituiti interamente con l'utilizzo del fuel oil.

Difatti il fuel oil ha un prezzo inferiore rispetto al metano, rispettivamente il suo prezzo medio di mercato nel 2009 è stato 245 €/ton contro i 446 €/ton, considerando un cambio \$/€ pari a 1,427.

Attualmente si sceglie di utilizzare meno fuel oil, in quanto è il combustibile con un impatto ambientale maggiore, contenendo una maggiore percentuale di zolfo.

Per utilizzare lo strumento di calcolo, si è reso necessario convertire i consumi annui di Raffineria del 2009, in ton/d; le tonnellate risultanti sono state le seguenti: 81 ton/d di combustibile liquido, 290 t/d di fuel gas e 26 t/d di metano.

Le 26 ton/d di metano corrispondono esattamente a 29 ton/d di fuel oil, la trasformazione è stata effettuata ricorrendo al rapporto dei poteri calorifici rispettivi dei due combustibili.

Dunque, bruciando meramente fuel oil piuttosto che metano si sarebbero consumate 110 ton/d di fuel oil. Grazie ai fattori di emissione si sono calcolate i kg di SO₂ emessi per kg di combustibile, questi sono stati poi riportati in ton/anno.

Si sono così ottenuti 1.630 ton/anno di SO₂, contro le 1.542 ton/anno prodotte dall' utilizzo sia del metano che del fuel oil.

Ipotizzando di implementare il progetto di neutralizzazione delle componenti acide dei fumi, solamente ai camini del Topping, dell' Unifining e della centrale termoelettrica, che sono poi gli utilizzatori principali del combustibile liquido, delle 1.630 ton/anno di SO₂ sarebbero depurate 1107 ton/anno, ovvero 662 ton/anno dovute dal FO e il 46% delle 968 ton/anno dovute dal FG.

Considerando un rendimento di abbattimento del 90%, nei fumi di raffineria la concentrazione di zolfo risultante sarebbe pari a 332 mg/Nm³, in perfetto rispetto delle stringenti legislazioni ambientali.

CONCLUSIONI

Ad oggi, l'attuazione del progetto di lavaggio dei gas mediante bicarbonato, non è attuabile da un punto di vista economico.

Tuttavia la depurazione dei fumi di Raffineria, e la conseguente neutralizzazione delle componenti acide presenti in essi, consentirebbe di utilizzare interamente combustibili prodotti internamente (fuel gas e fuel oil), senza importare da rete esterna altre fonti energetiche. Ad esempio, riferendoci all'esercizio del 2009, complessivamente per l'acquisto del metano sono stati spesi 3.721.608 €/anno; mentre il mancato realizzo per non avere venduto il fuel oil sul mercato, destinandolo ai forni della raffineria è stato stimato pari a 6.410.885 €/anno.

Basandosi sulle serie storiche dei dati raffiguranti il prezzo dei combustibili sul mercato, mediamente il prezzo del fuel oil equivale a circa il 70% del prezzo del metano.

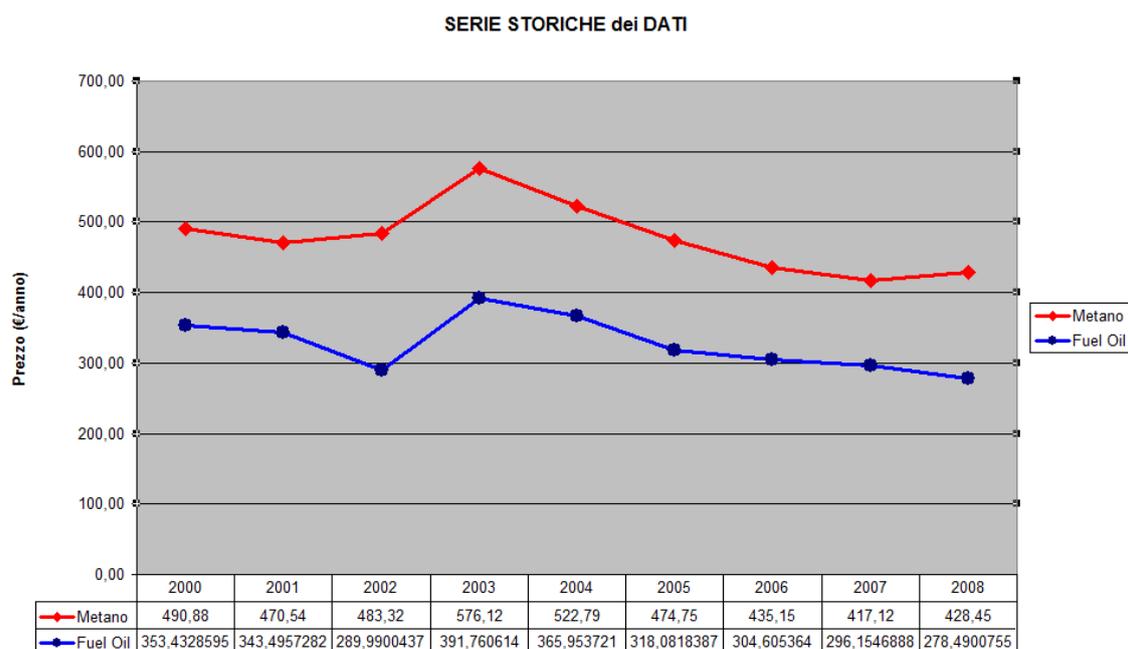


Fig. 5.1: serie storiche dei prezzi del metano e del fuel oil.

Nel 2009 le fluttuazioni del mercato non hanno rispecchiato il reale scarto di prezzo esistente tra le due fonti energetiche, ma come ho menzionato nel terzo capitolo, il prezzo del fuel oil si è alzato molto durante gli ultimi mesi dell'anno.

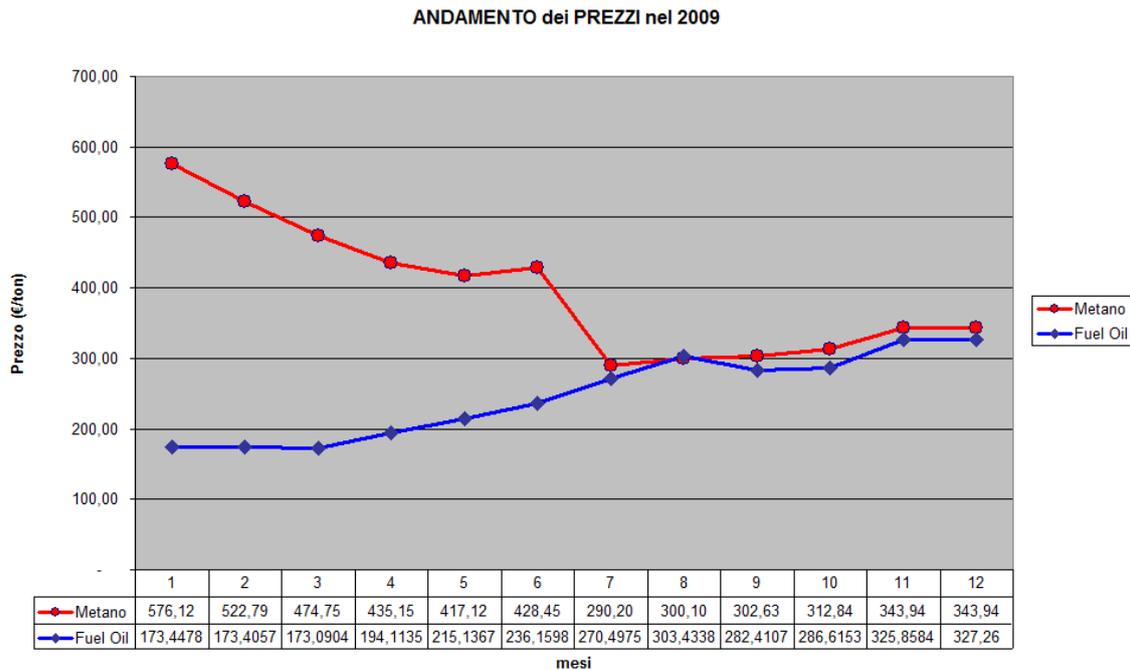


Fig. 5.3: andamento dei prezzi del fuel oil e del metano nell'anno 2009.

Le valutazioni che seguono sono state fatte sfruttando l'esperienza storica della raffineria, e mantenendo pertanto un delta di circa il 70% tra i prezzi medi annui dei due combustibili.

Evitando dunque, di importare metano dalla rete esterna, ma ottenendo lo stesso apporto energetico dalla combustione di 10.484 ton di fuel oil aggiuntive al consumo attuale, considerando un prezzo del fuel oil di 277 €/ton, si sarebbero spesi 2.906.164 € contro il costo sostenuto pari a 3.721.608 €/anno, circa il 22% in meno.

Pertanto, l'importanza del progetto studiato in questa tesi, attuato per i tre camini utilizzatori di fuel oil, non risiede solo nella sua capacità di abbattimento delle componenti acide dei fumi di scarico ma anche in una maggiore flessibilità ed economicità nella gestione dei combustibili.

E dunque perfettamente coerente con l'obiettivo della Raffineria di Roma di crescere in una direzione di sviluppo sostenibile, nel rispetto del territorio e dell'ambiente; ma apre alla società, la prospettiva futura di entrare in nuovi mercati. Difatti i prodotti sodici residui, risultanti dalla depurazione dei gas acidi, hanno molteplici campi di recupero ed utilizzazione.

Ad esempio, i residui sodici vengono mescolati con dei leganti idraulici e quindi sciolti in acqua con l'aggiunta di specifici additivi. La sospensione che in tal modo si forma passa attraverso un filtropressa che trattiene le sostanze non solubili (nelle quali è

contenuta la maggior parte dei metalli pesanti). Si separa così la frazione solubile (salamoia) da quella insolubile (pannello di filtrazione).

La salamoia viene quindi sottoposta ad un'ulteriore depurazione onde consentirne il riutilizzo nella produzione di carbonato di sodio.

Altri possibili utilizzi sono nella fusione dei metalli sotto scoria salina, dove i PSR possono essere utilizzati come materia prima nel bagno dei sali di fusione; nella produzione del vetro, dove il solfato di sodio, componente preponderante dei PSR ottenuti, viene riciclato come una vera e propria materia prima nella miscela vetrificabile.

Infine, facendo un passo indietro, e tornando a parlare delle analisi e della previsione dei consumi energetici della raffineria tramite modello matematico, è importante sottolineare che per il budget del 2010 è stato adottato il nuovo modello che fornisce, come si è potuto vedere nei capitoli precedenti, una stima molto più esatta dei consumi rispetto al modello sinora utilizzato in raffineria.

Inoltre, il modello matematico usato congiuntamente allo strumento di calcolo dei combustibili, di cui si è parlato nel quinto capitolo, consentono alla Raffineria di Roma di monitorare, adeguare e cambiare di volta in volta il pool di combustibili usati internamente, in modo da minimizzare le inefficienze dovute alle oscillazioni di prezzo dei diversi carburanti e aumentare la flessibilità operativa della raffineria.

Bibliografia:

- [1] Baumol, William J., and Wallace E. Oates. 1988. *The Theory of Environmental Policy*. 2nd ed. Cambridge, U.K.: Cambridge University Press.
- [2] Congressional Budget Office. 1996. Labor Supply and Taxes. CBO Memorandum. January.
- [3] Congressional Budget Office. 2000. *Who Gains and Who Pays Under Carbon Allowance Trading? The Distributional Effects of alternative Policy Designs*. June.
- [4] Congressional Budget Office. 2001. *An Evaluation of Cap and Trade Programs for Reducing U.S. Carbon Emissions*. June.
- [5] Carlo Giavarini , Alberto Girelli. Editoriale ESA, Milano 1991. *La raffinazione del petrolio, chimica e tecnologia*.
- [6] sito internet: www.neutrec.com
- [7] EIPPCB (European Integrated Pollution Prevention and Control Bureau) (2003) *Reference document on best available techniques for mineral oil and gas refineries*.
- [8] RdR LP MODEL DATA-BOOK
- [9] Commissione Interministeriale Migliori Tecnologie Disponibili (2004) *Decreto legislativo 372/99 (art. 3, comma 2). Elementi per l'emanazione delle linee guida per l'identificazione delle migliori tecniche disponibili. Categoria IPPC 1.2. Raffinerie di petrolio e gas*.
- [10] CONCAWE (Conservation of Clean Air and Water in Europe) (1999) *Best available techniques to reduce emissions from refineries*, CONCAWE, Document 99/01.
- [11] EPA (Unites States Environmental Protection Agency) (1995) *EPA Office of compliance sector notebook project. Profile of the petroleum refining industry*, Washington (D.C.), EPA/310-R95-013.
- [12] Unione Petrolifera (2004) *Relazione annuale 2004*, Roma, UP.

Giunta ormai al termine di questo lungo, faticoso ma appagante percorso voglio ringraziare chi ha contribuito a renderlo più piacevole, chi ha partecipato alle mie gioie e alle mie delusioni, e chi semplicemente ha creduto in me.

Innanzitutto voglio ringraziare la Prof.ssa Alessandra Bonoli per la sua tempestiva disponibilità dimostrata in questi mesi.

Un ringraziamento speciale va a il mio tutor Ing. Massimiliano Rosini, che ha avuto la pazienza di introdurmi nel complesso mondo della raffinazione, garantendomi sempre un valido aiuto nel momento del bisogno; per non parlare poi degli innumerevoli consigli, assai preziosi, che sono sicura mi aiuteranno ad affrontare al meglio l'ingresso nella nuova fase della mia vita: l'incognito mondo del lavoro.

Non posso non essere grata all'Ing. Savino Garavana che mi ha dato l'opportunità di fare questa importante esperienza in Raffineria.

Inoltre, un grazie è indubbiamente rivolto a tutti coloro del dipartimento tecnico che mi hanno accompagnato durante il percorso in Raffineria: ognuno di loro mi ha lasciato un insegnamento.

Un grazie particolare va ai miei compagni di studi, con voi questi cinque anni sono volati e resteranno per sempre un capitolo indimenticabile della mia vita, grazie.

Voglio ringraziare Giovanni, ci siamo conosciuti che eravamo sui banchi del liceo, e mi vedi ora diventare ingegnere, grazie per essermi stato sempre vicino.

Un grazie speciale ai miei nonni Ingegneri, nonno Valentino che, seppure non presente, sono sicura mi abbia sempre protetto, e nonno Sergio. Sarà difficile emularvi!

Non posso non essere ugualmente grata alle mie nonne Nini e Bruna; grazie nonna Nini per le splendide estati trascorse insieme a Fano, mi hai sempre saputo ricaricare dopo ogni sessione di esami.

In ultimo voglio ringraziare con tutto il cuore mio padre, mio fratello Filippo e soprattutto mia madre; il vostro amore, il vostro sostegno, il vostro entusiasmo, la vostra fiducia mi hanno permesso di crescere, di raggiungere qualsiasi obiettivo e infine di diventare la persona che sono oggi. Ineffabile, è dunque, la gratitudine nei vostri confronti; spero solo di potere essere per voi una fonte inesauribile di soddisfazioni e gioie, la giusta ricompensa per chi come voi ha saputo ogni giorno dedicarmi la propria vita.

