

**RELAZIONE TECNICA DEI PROCESSI
PRODUTTIVI**

ALLEGATO B18 ALLA DOMANDA DI AIA

SARAS SPA

INDICE

A.	INTRODUZIONE	5
B.	EVOLUZIONE DELLO STABILIMENTO.....	10
C.	DESCRIZIONE GENERALE DEL CICLO PRODUTTIVO	11
D.	FASI DEL CICLO PRODUTTIVO.....	14
E.	GREZZI LAVORATI E PRODOTTI.....	15
F.	DESCRIZIONE DELLE FASI.....	19
	RICEZIONE, PREPARAZIONE E MOVIMENTAZIONE, SPEDIZIONI	20
	Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante	20
	Storia dell'impianto/fase rilevante	20
	Descrizione del processo e dell'impianto	20
	Ricezione	20
	Preparazione e movimentazione	24
	Spedizioni	49
	Aspetti ambientali.....	52
	IMPIANTI DI DISTILLAZIONE ATMOSFERICA: TOPPING 1 (T1)	59
	Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante	59
	Storia dell'impianto	59
	Capacità produttive dell'impianto	59
	Descrizione dei processi e degli impianti	59
	Aspetti ambientali.....	62
	IMPIANTO DI DISTILLAZIONE ATMOSFERICA: TOPPING 2 - VACUUM2	65
	Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante	65
	Storia dell'impianto/fase rilevante	65
	Capacità produttive dell'impianto	65
	Descrizione del processo e dell'impianto	65
	Aspetti ambientali.....	71
	IMPIANTO DI DISTILLAZIONE ATMOSFERICA: TOPPING RT2	76
	Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante	76
	Storia dell'impianto/fase rilevante	76
	Capacità produttive dell'impianto	76
	Descrizione del processo e dell'impianto	76
	Aspetti ambientali.....	79
	IMPIANTO DI DISTILLAZIONE SOTTOVUOTO VACUUM 1 – V1	82
	Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante	82
	Storia dell'impianto/fase rilevante	82
	Capacità produttive dell'impianto	82
	Descrizione del processo e dell'impianto	82
	Aspetti ambientali.....	83
	REFORMING CATALITICO CCR	86
	Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante	86
	Storia dell'impianto	86
	Capacità produttive dell'impianto	86
	Descrizione del processo e dell'impianto	86
	Aspetti ambientali.....	90
	MEROX KEROSENE	93
	Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante	93
	Storia dell'impianto/fase rilevante	93
	Capacità produttive dell'impianto	93
	Descrizione del processo e dell'impianto	93
	Aspetti ambientali.....	94
	DESOLFORAZIONI KEROSENE E GASOLIO U-300 E U500	96
	Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante	96
	Storia dell'impianto/fase rilevante	96
	Capacità produttive dell'impianto	96
	Descrizione del processo e dell'impianto	96
	Aspetti ambientali.....	98

DESOLFORAZIONI GASOLI U-400- U-700	101
Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante	101
Storia dell'impianto/fase rilevante	101
Capacità produttive dell'impianto	101
Descrizione del processo e dell'impianto	101
Aspetti ambientali.....	104
IMPIANTO VISBREAKING RT1	108
Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante	108
Storia dell'impianto	108
Capacità produttive dell'impianto	108
Descrizione del processo e dell'impianto	108
Aspetti ambientali.....	111
FLUID CATALITIC CRACKING FCC-CO BOILER	114
Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante	114
Storia dell'impianto	114
Capacità produttive dell'impianto	114
Descrizione del processo e dell'impianto	114
Aspetti ambientali.....	124
RETE GAS (LAVAGGIO E DISTRIBUZIONE)	129
Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante	129
Storia dell'impianto	129
Capacità produttive dell'impianto	129
Descrizione del processo e dell'impianto	129
Aspetti ambientali.....	133
RECUPERO ZOLFO Z2, Z3, Z4	137
Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante	137
Storia dell'impianto	137
Capacità produttive dell'impianto	137
Descrizione del processo e dell'impianto	137
Aspetti ambientali.....	145
IMPIANTO MILD HYDROCRACKING MHC1	148
Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante	148
Storia dell'impianto	148
Capacità produttive dell'impianto	148
Descrizione del processo e dell'impianto	148
Aspetti ambientali.....	151
IMPIANTO MILD HYDROCRACKING MHC2	154
Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante	154
Storia dell'impianto	154
Capacità produttive dell'impianto	154
Descrizione del processo e dell'impianto	154
Aspetti ambientali.....	157
IMPIANTO ALCHILAZIONE	160
Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante	160
Storia dell'impianto	160
Capacità produttive dell'impianto	160
Aspetti ambientali.....	162
IMPIANTO DI ETERIFICAZIONE (TAME)	165
Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante	165
Storia dell'impianto	165
Capacità produttive dell'impianto	165
Descrizione del processo e dell'impianto	165
Aspetti ambientali.....	169
IMPIANTI DI TRATTAMENTO DELLE ACQUE DI SCARICO (TAS)	172
Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante	172
Storia dell'impianto	172
Capacità produttive dell'impianto	172
Descrizione del processo e dell'impianto	172

Aspetti ambientali.....	184
IMPIANTI DI TRATTAMENTO DELLE ACQUE DI ZAVORRA (TAZ)	186
Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante	186
Storia dell'impianto	186
Descrizione del processo e dell'impianto	186
Aspetti ambientali.....	189
IMPIANTI DI TRATTAMENTO DELLE ACQUE INDUSTRIALI (TMK)	191
Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante	191
Storia dell'impianto	191
Descrizione del processo e dell'impianto	191
Aspetti ambientali.....	195
SISTEMA DI RAFFREDDAMENTO	208
Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante	208
Storia dell'impianto	208
Capacità produttive dell'impianto	208
Descrizione del processo e dell'impianto	209
Aspetti ambientali.....	210
SWS (1, 2, 3)	211
Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante	211
Storia dell'impianto	211
Capacità produttive dell'impianto	211
Descrizione del processo e dell'impianto	211
Aspetti ambientali.....	213
IMPIANTO DI GASSIFICAZIONE A CICLO COMBINATO I.G.C.C.	216
Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante	216
Storia dell'impianto	216
Capacità produttive dell'impianto	216
Descrizione del processo e dell'impianto	217
IGCC - PPU	219
Aspetti ambientali.....	225
IGCC - CCU	230
IGCC -Utilities.....	238
Aspetti ambientali.....	242
CENTRALE TERMOELETTRICA CTE	245
Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante	245
Storia dell'impianto	245
Capacità produttive dell'impianto	245
Descrizione del processo e dell'impianto	245
Aspetti ambientali.....	247
ENERGY SYSTEM	250
Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante	250
Descrizione del processo e dell'impianto	250
Aspetti ambientali.....	252
SISTEMA DI BLOW-DOWN E RECUPERO GAS	254
Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante	254
Storia dell'impianto	254
Descrizione del processo e dell'impianto	254
Aspetti ambientali.....	258
H. PIANI DI SMANTELLAMENTO SUCCEDUTISI NEGLI ANNI	265
I. EVENTUALI BONIFICHE SU PARTI DI IMPIANTO (REALIZZATE O IN FASE DI REALIZZAZIONE)	266
L. GESTIONE DELLO STABILIMENTO	267
Gestione delle attività di manutenzione	267
M. ANALISI DELLA GESTIONE DEI MALFUNZIONAMENTI E INCIDENTI AMBIENTALI ACCADUTI	283

A. INTRODUZIONE

Presentazione sintetica dello stabilimento

La SARAS S.p.A. ha iniziato la propria attività industriale, indirizzata inizialmente alla raffinazione del petrolio greggio, nel 1965, con l'entrata in esercizio della Raffineria di Sarroch ubicata sulla costa meridionale della Sardegna a circa 22 Km a Sud Ovest di Cagliari. Dalla trasformazione della materia prima, il greggio, si ottengono diversi tipi di distillati, prodotti finiti e semilavorati. Dall'anno 2000 è iniziata la produzione di energia elettrica.

Lo stabilimento della raffineria Saras di Sarroch occupa un'area di 2.744.143 m², di cui 700.000 m² coperti.

Le coordinate geografiche (rif. Greenwich) in cui è posizionata la Raffineria sono, riferite al camino centralizzato degli impianti:

Latitudine: 39° 04' 40" N

Longitudine: 09° 01' 08" E

La Raffineria SARAS confina con:

- a Nord, stabilimento petrolchimico POLIMERI EUROPA/SASOL ITALY, LIQUIGAS;
- a Sud, Sud-Ovest centro abitato di Sarroch;
- da Nord-Est a Sud-Est, Golfo di Cagliari;
- Nord-Ovest, propaggini sud orientali dei monti del Sulcis.

Le installazioni industriali maggiormente significative presenti nell'area sono:

- Polimeri Europa
- Sasol Italy
- Air Liquide (produzione di Ossigeno ed altri gas)
- ENI (imbottigliamento GPL)
- LIQUIGAS (imbottigliamento GPL)

I centri abitati più vicini sono (le distanze sotto riportate si intendono misurate in linea d'aria rispetto al perimetro della Raffineria):

- Sarroch (circa 0,25 km)
- Villa S.Pietro (circa 6 km)

La Raffineria è collegata con:

- Cagliari tramite la SS 195;
- Iglesias, tramite la SS 195 e la SS 130;
- Carbonia, tramite la SS 195, la SS 130 e la SS 126.

L'aeroporto civile più prossimo è quello di Cagliari-Elmas che dista circa 30 km dalla Raffineria; l'area occupata dalla Raffineria **non è interessata da un corridoio aereo** di atterraggio o decollo.

La struttura del gruppo Saras si completa con altre due sedi a Milano, Direzione Generale del gruppo, e Roma.

Lo stabilimento detiene oggi circa il 16% della capacità di raffinazione nazionale, ha una capacità di trattamento di 18 milioni di tonnellate di petrolio (decreto MAP n°17086 del 7/07/2003).

La raffineria produce combustibili per la quasi totalità delle industrie regionali.

Allegato B18 Rev.1

Esistono più aree di servizio funzionali:

- Area produzione:
 - Impianti di raffinazione;
 - Impianto IGCC;
 - impianti di servizio.;
- Terminale marittimo, per la ricezione e la spedizione di materie prime e lavorati;
- Area stoccaggio e movimentazione prodotti;
- Area spedizione prodotti via terra;
- Zona uffici, occupata da uffici, officine e magazzini;

L'area produzione

Gli impianti di raffinazione possono essere divisi come segue:

- impianti di distillazione, vale a dire le unità di distillazione atmosferica (Topping) e di distillazione sotto vuoto (Vacuum), che producono i tagli primari a partire dal greggio;
- impianti di conversione dei residui e dei distillati pesanti, dove si attuano i processi di conversione (trasformazioni mediante reazioni chimiche) finalizzati alla produzione di tagli medio-leggeri. A tale scopo si utilizzano processi termici o catalitici realizzati nelle unità Visbreaking, Mild Hydrocracking 1 e 2 e Cracking catalitico a letto fluido;
- impianti di trasformazione dei distillati leggeri, dove si realizza il Reforming catalitico delle benzine che trasforma le frazioni di distillati leggeri (nafte) in componenti ad alto ottano, contribuiscono alla produzione delle benzine ad alto ottano anche gli impianti di alchilazione ed eterificazione;
- impianti di trattamento dei distillati medi, dove i distillati medi (Kerosene e gasoli) vengono trattati con processi di idrogenazione catalitica per rimuovere lo zolfo e migliorare le qualità. Lo zolfo rimosso, sotto forma di acido solfidrico, viene recuperato e trasformato in zolfo solido (prodotto commerciale).

L'impianto IGCC avviato nell'anno 2000 dopo un anno di messa a punto, ha iniziato la marcia commerciale nel gennaio 2001.

L'IGCC produce energia elettrica, idrogeno e vapore utilizzando gli oli pesanti derivanti dai processi di raffinazione (TAR). Tramite la gassificazione di circa 150 t/h di TAR con l'impiego di 165 t/h di ossigeno, l'impianto ha una potenza di 555 MW per una produzione annua di oltre 4 milioni di MWh di energia elettrica (immessi nella rete elettrica nazionale), 100 t/h di vapore a media pressione, 85 t/h di vapore a bassa pressione e 40.000 Nm³/h di idrogeno, ceduti alla raffineria.

Questa tecnologia è riconosciuta quale Best Available Technique (BAT) per il settore della raffinazione.

La produzione di energia elettrica dell'IGCC di Sarroch rappresenta un contributo pari ad oltre il 30% del fabbisogno elettrico della regione Sardegna.

I servizi ausiliari di Raffineria

Oltre agli impianti descritti, lo stabilimento necessita di una serie di attrezzature che offrono servizi di tipo operativo connessi al ciclo produttivo (approvvigionamento energia e risorse, recupero materiali, servizi ambientali ecc.) e di impianti ausiliari per il supporto e la sicurezza (mensa, sistemi antincendio, infermeria, ecc).

Per la gestione delle attività esiste un sistema informativo, che consente di raccogliere i dati e le informazioni elementari, di elaborarli e di renderli disponibili nella forma opportuna per i servizi aziendali che li utilizzano.

L'architettura di questo sistema si basa su tre grandi aree informative:

- il sistema informativo di produzione;
- il sistema informativo di gestione e amministrazione;
- intranet aziendale.

Servizi ed impianti ausiliari per il supporto e la sicurezza.

Allegato B18 Rev.1

Per ciò che riguarda tale tipo d'impianti, occorre ricordare il sistema blow-down che raccoglie, grazie ad un sistema di tubazioni, le correnti non più utilizzabili negli impianti e le convoglia a due torce alte 150 m.

E' stato inoltre introdotto un sistema di parziale recupero di queste correnti gassose tramite compressori, per minimizzare le quantità scaricate in torcia. La torcia è monitorata con una telecamera dedicata.

La rete antincendio copre tutte le aree della Raffineria. Essa si compone di un sistema di pompe, azionate da 6 stazioni di pompaggio dislocate in punti chiave dello stabilimento. Lungo tutta la rete antincendio della Raffineria sono dislocati 600 idranti a colonna cui è possibile collegare manichette flessibili e 70 idranti dotati di lancia idrica ad azione manuale; a ciò si aggiunge la stazione interna dei pompieri, dotata di 7 automezzi.

Servizi ausiliari di tipo tecnico

Per dare un quadro semplice ma esaustivo di questa parte della Raffineria è stato riportato in Tabella l'elenco dei servizi ausiliari di tipo tecnico attivi, indicandone la specifica funzione.

Il terminale marittimo

La ricezione delle materie prime e la spedizione della gran parte dei prodotti avvengono via mare. Saras dispone di un terminale marittimo, costituito da un complesso portuale collegato allo stabilimento. Il terminale è formato da una serie di strutture in cemento armato e acciaio la cui parte principale è costituita da un pontile della lunghezza di 1.500 metri, tale da raggiungere le profondità necessarie per garantire l'attracco delle navi cisterna.

Sulla testata del pontile è situata la sala controllo, ed è in contatto radio (VHF) con le navi. Complessivamente, il pontile dispone di 9 piattaforme di ormeggio per la spedizione di prodotti, che hanno la possibilità di operare in contemporanea alle quali si aggiungono altre 2 piattaforme metalliche poste al termine di una palificata di 1.200 metri che parte dalla testata del pontile e permette l'attracco di navi fino a 300.000 tonnellate di stazza per la ricezione del greggio.

L'area stoccaggio

Lo stabilimento possiede aree occupate dai serbatoi di stoccaggio.

Quest'area funzionale comprende i sistemi di raccolta del greggio, dei semilavorati e dei prodotti finiti. Si tratta, sostanzialmente, di serbatoi dislocati all'interno della Raffineria e in un contiguo deposito nazionale. Complessivamente il parco serbatoi della raffineria di Sarroch è composto da 161 serbatoi metallici (cilindrici, sferici o sferoidali) adibiti al contenimento di materie prime e prodotti, per una capacità complessiva di stoccaggio di circa 3,8 milioni di metri cubi.

Tutti i serbatoi sono dotati di sistemi fissi antincendio e di bacini di contenimento in cemento armato o con argini in terra. Nel caso dello stoccaggio del GPL, il sistema antincendio è governato da un dispositivo che, in funzione di vari parametri (tra cui la direzione del vento), attiva le misure necessarie per minimizzare il rischio di incendio e per contenere eventuali fuoriuscite di prodotto.

Il parco serbatoi della raffineria della Saras		
Prodotto	N. Serbatoi	Capacità m ³
Greggio	15	1.420.000
Benzina	33	680.000
Kerosene	9	98.000
Gasoli	39	753.000
Olio combustibile	26	798.000
MTBE	1	10.000
GPL	31	48.900
Pentani	6	10.800
Metanolo	1	10.000
Totale	161	3.828.700

L'area movimentazione e spedizione

Comprende l'insieme delle attrezzature dedicate alla circolazione interna dei prodotti e delle materie prime fra i diversi impianti e le zone di stoccaggio, nonché al caricamento dei prodotti e alla ricezione delle materie prime.

Tali strutture possono essere raggruppate in tre complessi (cui andrebbe aggiunto il terminale marittimo che, per la sua rilevanza è stato trattato a parte) che sono:

- linee e sistemi di pompaggio;
- sistemi di carico via terra;
- sistemi di misura e di additivazione.

Linee e sistemi di pompaggio

Queste strutture servono a movimentare i prodotti e le materie prime che, attraverso un sistema di tubazioni e di pompe dislocate in tutta la Raffineria e nel deposito nazionale, giungono agli impianti di lavorazione e poi alle zone di stoccaggio. In Raffineria esistono 6 sale pompe che sono dedicate alla movimentazione di differenti tipi di prodotti (prodotti "bianchi", prodotti "neri", GPL e spedizioni via terra). Complessivamente queste sale azionano 112 pompe di cui 5 per la refrigerazione del GPL.

Sistemi di carico via terra

Si tratta delle strutture dedicate al caricamento delle autobotti per la spedizione dei prodotti via terra. Queste operazioni avvengono in due sistemi distinti presso:

- pensiline di carico in Raffineria tramite due strutture una per il GPL, con tre punti di carico, e l'altra da 12 corsie per kerosene, gasolio ed olio combustibile;
- deposito nazionale dove ci sono 7 serbatoi di stoccaggio per i prodotti finiti (capacità complessiva 13.500 m³) e una pensilina di carico da 10 corsie per la carica di benzine e gasoli.

Sistemi di misura ed additivazione

Questi sistemi sono quelli utilizzati per la misura, a fini fiscali, dei prodotti in uscita attraverso 48 contatori installati in 5 stazioni di misura fiscale, dislocate in diversi punti della Raffineria, o per l'aggiunta di coloranti e additivi specifici.

Servizi ausiliari			
Approvvigionamento energia e	Sistema	acqua grezza e	Trattamento dell'acqua

Allegato B18 Rev.1

risorse	addolcimento	proveniente dall'acquedotto Casic.
	Dissalatore acqua di mare	Produzione acqua dissalata tramite un impianto da 350 m3/h.
	Sistema di produzione energia elettrica e vapore	Centrale termoelettrica da 55,7 MW con produzione di vapore ad alta,media e bassa pressione..
	Rete elettrica	Distribuisce l'energia elettrica prodotta dalla centrale interna e quella importata dalla rete nazionale.
	Rete idrogeno	Convoglia le correnti d'idrogeno agli impianti di gas combustibile dagli impianti e le avvia ai generatori di vapore della centrale termoelettrica.
Ausilio di processo	Rete FUEL GAS	La rete raccoglie tutte le produzioni di gas combustibile ai forni di processo, ai generatori di vapore della centrale termoelettrica ed ai forni di processo.
	Rete FUEL OIL	Permette la distribuzione dell'olio combustibile ai forni di processo, ai generatori di vapore della centrale termoelettrica ed ai forni di processo.
	Sistema aria compressa	Formato da 4 compressori, si divide in due reti di distribuzione dell'aria: una per il funzionamento degli strumenti e l'altra per i servizi .
Recupero zolfo	Strippaggio acqua SWS 1,2 e 3	Riduce il contenuto dell'acido solfidrico e ammoniacca nell'acqua di processo che poi viene avviata al trattamento.
	Unità lavaggio gas DEA 1,2 e 3	Rimuovono l'acido solfidrico dai gas prodotti dagli impianti.
	Unità produzione Zolfo z2,z3 e z4	Trasformano l'acido solfidrico in zolfo liquido,poi trasformato in scaglie di zolfo solido.
Servizi ambientali	Trattamento acque reflue	Dopo la disoleazione, le acque vengono trattate e in parte riutilizzate prima dello scarico.
	Trattamento acque di zavorra	Trattamento e disoleazione delle acque di zavorra delle navi cisterna.
	Trattamento rifiuti solidi (assegnato ad una ditta esterna)	I rifiuti vengono trattati in un impianto di inertizzazione di una ditta esterna

B. EVOLUZIONE DELLO STABILIMENTO

Prima della costruzione della raffineria, la popolazione di Sarroch e dei comuni limitrofi era dedicata prevalentemente ad un'agricoltura di base. Con l'attività della raffineria, il rapporto fra impegnati nell'agricoltura e occupati nell'industria ha subito, nel tempo, un' inversione.

Già nel 1971 il 64% della popolazione residente era occupata nell'industria e il 14,8% nell'agricoltura. La nascita della Saras ha favorito lo sviluppo anche di altri settori: gli addetti al commercio sono passati dal 6,5% al 13,6% e gli addetti al credito e servizi dal 5,8% all'8,4%. Anche i dati dell'ultimo censimento dimostrano che la popolazione di Sarroch impegnata nel settore industriale è superiore alla media regionale: 54,4% contro il 26,1%.

Oggi Saras crea occupazione per oltre 4.000 persone, di cui 1.000 dipendenti diretti e circa 3.000 nell'indotto.

Nel 1962, Angelo Moratti progetta di valorizzare la posizione strategica della Sardegna, e sceglie Sarroch, quale sito per la costruzione della raffineria.

Nel 1963, a Sarroch, partono i lavori di costruzione dei primi impianti, e nel 1965 la raffineria avvia la sua attività con l'approdo, sui propri moli, della grande petroliera World Glory.

I primi interventi risalgono al 1968, con la costruzione del nuovo Topping nel 1969 viene avviato il Cracking, che verrà ampliato negli anni successivi. L'ultima realizzazione industriale all'interno del sito di Sarroch è rappresentata dall'impianto IGCC di proprietà Sarlux (oggi 100% Saras), avviato nel 2000.

Evolutione dei principali impianti della raffineria

1963-1964	Costruzione primi impianti raffineria
1965	Approdo della petroliera World Glory
1966	Cerimonia di inaugurazione
1968-1969	Costruzione e avviamento nuovo Topping
1969	Avviamento Cracking
1970	Avviamento Alkylazione
1972	Costruzione RT1 e RT2
1983-1984	Costruzione e avviamento CCR
1989	Revamping Cracking
1992	Mild Hydrocracking
2000	Avviamento seconda linea Mild Hydrocracking (MHC2)
2000	Avviamento impianto di eterificazione (TAME)
2000	Avviamento Impianto IGCC

C. DESCRIZIONE GENERALE DEL CICLO PRODUTTIVO

Gli impianti Saras lavorano mediamente ogni anno circa 15 milioni di tonnellate di grezzi e semilavorati, di seguito si riporta la tabella dei prodotti degli impianti della Saras.

I prodotti dello STABILIMENTO							
	2000	2001	2002	2003	2004	2005	
Energia elettrica	468.649	829.820	935.662	970.244	958.681	956.155	tep
GPL	457.000	385.000	385.000	471.000	360.000	363.000	ton
Benzine	3.027.000	2.533.000	2.951.000	2.967.000	2.890.000	2.992.000	ton
Virgin Nafta	973.000	934.000	931.000	1.111.000	789.000	873.000	ton
Kerosene	619.000	430.000	553.000	546.000	290.000	449.000	ton
Gasolio	5.147.000	5.098.000	6.136.000	6.192.000	6.174.000	6.378.000	ton
Olio Combustibile	2.310.000	1.826.000	1.280.000	1.156.000	1.567.000	1.248.000	ton
Zolfo	67.000	87.000	112.000	122.000	114.000	106.000	ton
Concentrato di Vanadio	-	700	1.149	1.732	1.231	1.690	ton

Il 56% della produzione è destinato al mercato italiano (di cui il 24% al mercato sardo); della restante quota del 44% destinato all'esportazione, circa un terzo è stato venduto in Spagna. L'integrazione dei processi di raffinazione con l'attività dell'impianto IGCC permette, inoltre, alla Saras di produrre anche 4,4 miliardi di Kwh di energia elettrica all'anno, pari al 30% del fabbisogno sardo.

Gli impianti trasformano mediante processi unitari e non, intimamente collegati, il petrolio grezzo in prodotti finiti (quali gas di petrolio liquefatto, benzine, gasoli, kerosene, etc).

Dallo stesso ciclo di produzione la raffineria ricava il combustibile (gas ed olio) necessario a coprire, in gran parte, il fabbisogno energetico richiesto per il suo funzionamento.

Occorre sottolineare, inoltre, l'entrata in funzione di **due nuovi impianti**, il Mild Hydrocracking 2 che consente la produzione di gasolio a basso tenore di zolfo e l'impianto di eterificazione (Tame) che riduce in modo sostanziale i componenti inquinanti presenti nella benzina finita.

I prodotti si distinguono, poi, secondo il contenuto di zolfo e il processo di lavorazione subito.

I distillati che definiamo leggeri sono le benzine, le nafte, GPL.

I medi sono rappresentati dai gasoli e dal kerosene; infine abbiamo i pesanti, ad alto contenuto di zolfo che sono generalmente reimpiegati in altre fasi di lavorazione e trasformati in distillati di qualità superiore.

Ulteriori processi di trasformazione avvengono in altre diverse unità: Visbreaking, Mild Hydrocracking, Craking, Alchilazione e Reforming.

Tramite un'ulteriore classificazione possiamo distinguere due funzioni svolte dagli impianti di produzione:

il frazionamento, per ottenere i tagli primari (Topping);

la conversione, per ottenere prodotti finiti sempre più pregiati.

La raffineria di Sarroch è dotata di impianti di produzione quali:

- impianti di distillazione del greggio;
- impianti di conversione dei residui e dei distillati pesanti;
- impianti di trasformazione dei distillati leggeri;
- impianti di trattamento dei distillati medi.

Distillazione

Le unità di distillazione sono quelle che producono i tagli primari a partire dal greggio e cioè le unità di distillazione atmosferica (Topping) e di distillazione sotto vuoto (Vacuum). Le unità di Topping (Topping 1, 2 e RT2) frazionano il greggio nei tagli petroliferi medio leggeri (dal gas combustibile a gasolio), lasciando inalterata la parte pesante del greggio che passa alle unità Vacuum.

Il frazionamento della parte pesante del greggio avviene nelle unità Vacuum, che funzionano come torri di distillazione analoghe a quelle delle unità Topping, ma operano sotto vuoto, in modo da poter evaporare composti pesanti senza raggiungere temperature eccessivamente alte. Le unità **Vacuum** producono la carica per le unità **Mild Hydrocracking**, **Cracking Catalitico a letto Fluido (FCC)** e **Visbreaking**. Altre colonne di distillazione sono presenti nel ciclo di lavorazione con lo scopo di separare i diversi prodotti ottenuti nelle unità di conversione.

Conversione dei distillati pesanti

I processi di conversione (trasformazione mediante reazioni chimiche) sono finalizzati alla produzione di tagli medioleggeri a partire da tagli pesanti del petrolio migliorandone le proprietà: a tale scopo si utilizzano processi termici o catalitici realizzati nelle unità **Visbreaking**, **Mild Hydrocracking 1 e 2** e **Cracking Catalitico a letto Fluido (FCC)**.

Il **Visbreaking** trasforma, tramite una reazione di cracking termico, il distillato pesante del Vacuum in prodotti leggeri (soprattutto gasolio) e in un prodotto (TAR) che costituisce la carica dell'impianto IGCC.

Il **Mild Hydrocracking 2** realizza sia la desolforazione del gasolio da vuoto destinato al Cracking che la sua parziale trasformazione in prodotti leggeri (soprattutto gasolio) tramite reazioni di idrogenazione su letto catalitico fisso.

L'**impianto FCC** converte prodotti pesanti in prodotti leggeri (GPL, gasolio e soprattutto benzine) tramite reazioni di cracking catalitico in un sistema a letto fluido.

Trasformazione dei distillati leggeri

Il **Reforming catalitico** delle benzine trasforma frazioni di distillati leggeri in componenti ad alto ottano per la formulazione delle benzine con un processo che impiega un catalizzatore con platino; contemporaneamente si produce idrogeno utilizzato nei trattamenti di **desolforazione**.

Nell'**Alchilazione** il GPL proveniente da **Cracking, Topping e Reforming** viene fatto reagire, in presenza dell'acido fluoridrico come catalizzatore, per formare un componente molto pregiato ad alto ottano per la formulazione delle benzine.

L'impianto di **Eterificazione (TAME)** consente di migliorare complessivamente le caratteristiche della benzina finita prodotta. In particolare riduce in modo sostanziale il contenuto di olefine e diminuisce la tensione di vapore delle benzine, come richiesto dalle nuove specifiche del mercato petrolifero. Lo scopo finale è quello di ridurre i componenti inquinanti presenti in questi prodotti petroliferi.

Trattamento dei distillati medi

I distillati medi (keroseni e gasoli) vengono trattati con processi di idrogenazione catalitica per rimuovere lo zolfo e migliorarne le qualità. Lo zolfo rimosso sotto forma di acido solfidrico (H₂S) viene recuperato e trasformato in zolfo solido (prodotto commerciabile) con una serie di impianti descritti nei servizi.

Interscambi Polimeri Europa

Anche se non sono parte dello stabilimento Saras, devono essere evidenziati gli interscambi con lo stabilimento petrolchimico Polimeri Europa di Sarroch. Questo legame consente di sfruttare, con mutuo vantaggio, le sinergie tra raffinazione e petrolchimica, consolidando al contempo la struttura industriale dell'area cagliaritano.

Tra queste attività si segnalano:

- l'invio di benzine per la lavorazione sul Reforming catalitico in Polimeri Europa;
- la fornitura di diverse cariche petrolchimiche quali GPL ad elevato contenuto di propilene, distillati medi ad elevato contenuto di paraffine, cariche per il Reforming;
- l'integrazione e lo scambio per alcuni servizi (fuel gas, idrogeno, vapore);
- l'estrazione del benzene da semilavorati Saras.

D. FASI DEL CICLO PRODUTTIVO

L'area di produzione della Saras comprende vari impianti di processo.

La complessità degli impianti permette di modulare le differenti fasi del ciclo di raffinazione in base ai tipi e alle caratteristiche dei prodotti da lavorare. Gli impianti di distillazione primaria del greggio (Topping), caratterizzati da una capacità complessiva di 18 milioni di tonnellate l'anno, permettono la lavorazione simultanea di grezzi molto diversi. Dagli impianti di distillazione primaria seguono in cascata i cicli di produzione che coinvolgono i vari impianti. Vengono così realizzate tutte le operazioni necessarie per trasformare gli idrocarburi presenti nel petrolio greggio nelle differenti tipologie di prodotti petroliferi.

Gli impianti principali sono:

Distillazione Atmosferica grezzo (Topping 1 e 2, RT2) e Merox Kerosene
Distillazione Sottovuoto (Vacuum 1 e 2)
Reforming benzine (CCR)
Cracking Catalitico (FCC)
Visbreaker (VSB)
Alchilazione
Mild Hydrocracking (MHC1 e 2)
Desolforazione gasoli e cherosene (4 unità)
Trattamento gas combustibile (lavaggio amminico)
Impianto zolfo, ciclo Claus (Z2-Z3-Z4)
Impianto di eterificazione (TAME)
Impianto IGCC

A completamento: movimentazione (ricezione e spedizione) e stoccaggio grezzo e prodotti, trattamento acque (impianto TAS, TAZ, TMK) e una centrale termoelettrica (CTE).

E. GREZZI LAVORATI E PRODOTTI

La materia prima della Raffineria è il petrolio grezzo.

Gli idrocarburi presenti nel petrolio greggio secondo il rapporto tra atomo di carbonio (C) e atomo di idrogeno (H) e il loro modo di concatenarsi, si possono classificare in 4 grandi famiglie:

- paraffine → saturi
- olefine → insaturi
- nafteni → ciclici
- aromatici

I petroli greggi a seconda della percentuale di composizione si possono classificare in 3 categorie:

- 1) PETROLI A BASE PARAFFINICA: sono quelli con un contenuto di almeno 65% di idrocarburi paraffinici (a catena aperta).
- 2) PETROLI A BASE NAFTENICA: sono quelli con un contenuto di almeno 65% di idrocarburi naftenici (a catena chiusa).
- 3) PETROLI A BASE MISTA: sono quelli nei quali le diverse famiglie sono presenti in percentuali pressoché uguali.

Oltre a questa classificazione vi sono dei fattori caratteristici che differenziano ciascun greggio, e cioè:

- a) densità
- b) contenuto in zolfo.

A densità alta del greggio corrisponde, generalmente un alto contenuto di zolfo.

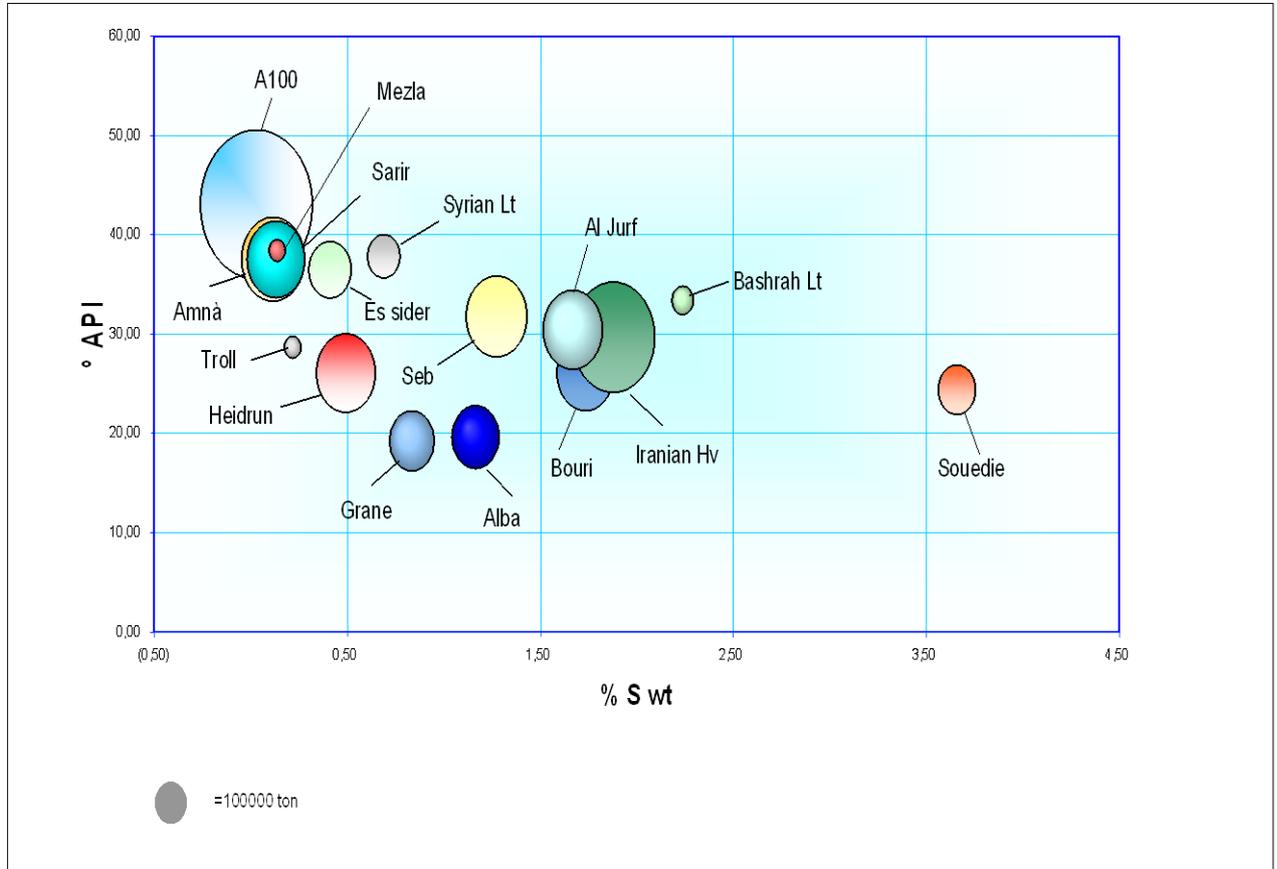
Il contenuto di zolfo varia notevolmente da greggio a greggio, per esempio:

- il greggio russo contiene 1÷2% di zolfo
- il greggio libico contiene 0,1÷0,4% di zolfo
- il greggio persiano contiene 1,4÷ 1,8% di zolfo
- il greggio arabico contiene 2,5÷3% di zolfo
-

E' possibile fornire un panorama dei profili qualitativi riscontrati nel corso del 2004 per i grezzi ricevuti dalla Raffineria (circa 14,3 mil di tonnellate), sulla base di caratterizzazioni effettuate da Sartec e EniTecnologie.

CLASSIFICAZIONE PER °API E ZOLFO

Gli arrivi riscontrati in raffineria oscillano in un range di densità compreso tra 20 e 42 °API : una quantità importante si colloca nell'intorno tra 28 e 33 °API e zolfo compreso in un intervallo 0.05 e 4.0 %S.

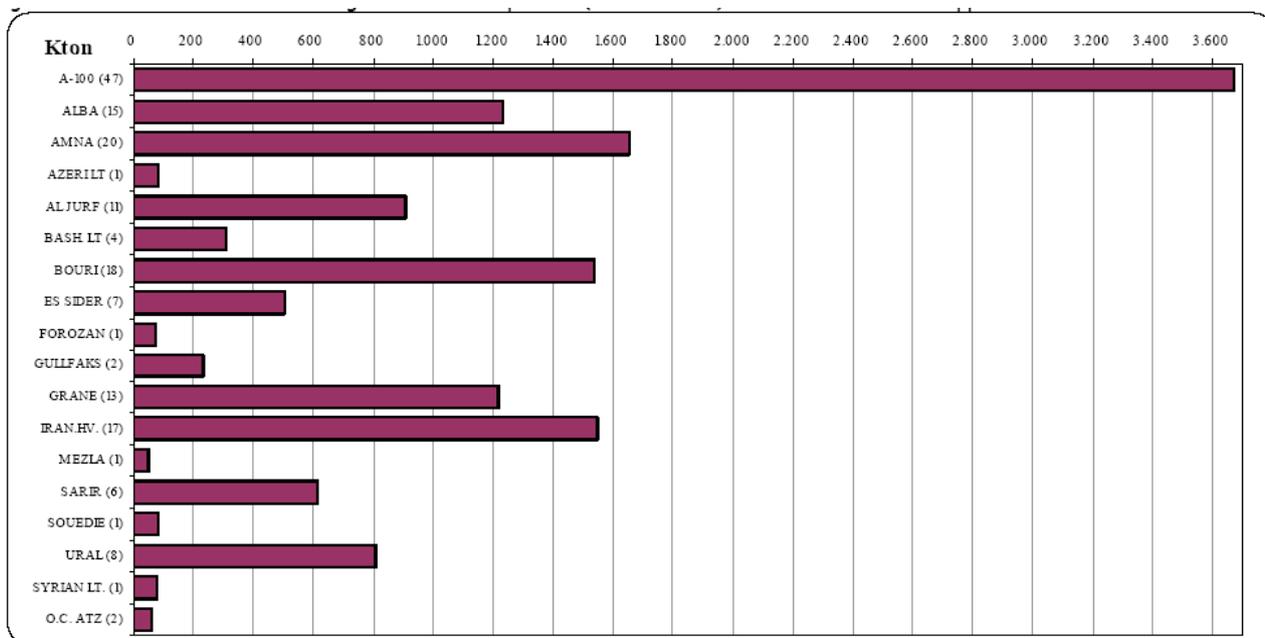


NUMERO CARICHI E QUANTITA'

Nel **2005** la raffineria ha ricevuto **14.664** kton di materia prima di cui:

- 14.605 kton di grezzo
- 59 kton di olio combustibile ATZ

con una qualità media del grezzo pari a **33.7 °API** e **0.87 %S (32.6 con OC)**



In parentesi è indicato il numero dei carichi ricevuti

Le **materie prime** che sono trasformate dalla raffineria Saras di Sarroch provengono dai principali paesi produttori (OPEC), principalmente dal Nord-Africa e dal Medio Oriente.

In tabella è riportato il dettaglio delle aree di provenienza delle materie prime lavorate dalla Raffineria dal 2000 al 2005

MATERIA PRIMA LAVORATA DALLA RAFFINERIA SARAS (DATO %)						
PROVENIENZA	2000	2001	2002	2003	2004	2005
Africa	46	43	46	53	54	61
Medio Oriente	34	27	23	25	19	13
Ex Unione Sovietica	9	17	14	10	11	8
Europa	11	13	17	12	16	18
TOTALE	100	100	100	100	100	100

In particolare si riportano le materie prime in t/h riferite al 2005

MATERIE PRIME	2003	2004	2005	Unità di misura
Totale materie prime lavorate*	14.222.000	14.113.000	14.423.000	t/anno
Da Nord Africa Basso zolfo (0,02-1%)	51.5		61	%
Da Medio Oriente Alto zolfo (1,2-3,5%)	24.0		13.6	%
Da Europa Basso zolfo (0,3-0,6%)	11.0		17.8	%
Da Russia Alto zolfo (1,4-1,7%)	5.0		6.7	%
Altri grezzi	1.2		0	%
O.C. totale	7.3		0.6	%
SEMILAVORATI				
GAV	230.964	144.542	0	t/anno
CHEMICALS				
Additivi di trattamento e di processo	12.324.858	15.228.562	21.992.665	kg/anno
Catalizzatori	3.701.801	3085573	3422219	kg/anno
Additivi prodotti finiti (tra cui piombo tetraetile)	2.166.108	2318048	1860373	kg/anno
Idrogeno (da Polimeri Europa)	348.97.5	29607	32049	t/anno
Ossigeno (da Air Liquide)	958.235	979922	984535	KNmc/anno
Azoto liquido (da Air Liquide)	57.419.357	25.524.630	22.996.289	l/anno
Azoto Gas (da Air Liquide)	14.249	15.053	21.809	KNmc/anno

NOTE

*La capacità di stoccaggio di grezzo è pari a 1.420.000 m³ per un totale di 15 serbatoi

Per quel che riguarda i **prodotti**, Saras, presenta rese elevate in benzina, gasoli e cariche petrolchimiche

Produzione media della raffineria Saras	
Prodotti	%
GPL	2,6
Benzine	20,6
Jet Fuel	0,9
Gasoli	42,3
Oli Combustibili	9,7
Carica IGCC	8,5
Cariche Petrolchimiche	9,9
Altri	5,5
Totale	100,0

F. DESCRIZIONE DELLE FASI

Ricezioni, preparazione e movimentazione, spedizioni

Topping 1

Topping 2 – Vacuum 2

Topping RT2

Vacuum1

Reforming CCR

Merox Kerosene

Desolforazioni kerosene (2 Unità)

Desolforazioni Gasoli (2 unità)

Visbreaking RT1

FCC/CO Boiler

Rete gas(Lavaggio e distribuzione FG)

Recupero Zolfo

MHC 1

MHC 2

Alchilazione

Eterificazione (TAME)

Impianto IGCC

Impianti di trattamento delle acque di scarico (TAS)

Impianti di trattamento delle acque di zavorra (TAZ)

Impianti di trattamento delle acque industriali (TMK)

Sistemi di raffreddamento

SWS (1,2,3)

Centrale termoelettrica (CTE, ecc)

Sistema blow down e recupero gas

Nei capitoli a seguire si procede alla descrizione tecnica del ciclo produttivo per ciascuna tipologia di fase e/o impianto, specificando le finalità e i principi dell'impianto, la storia dell'impianto, gli streams di carica e prodotti, la descrizione del processo e gli aspetti ambientali individuati, così come richiesto dal documento "Guida alla presentazione dell'autorizzazione integrata ambientale".

In particolare per gli aspetti ambientali si riportano, per singola fase e/o impianto, i consumi di materie prime, di energia e di acqua, le tipologie di emissioni in aria e in acqua, i rifiuti prodotti, e altre tipologie di emissione, qualora fossero presenti.

Per quanto riguarda, invece, i problemi di carattere ambientale legati al rumore, agli odori e alle emissioni fuggitive, è stata fatta una trattazione relativa alla raffineria nel suo complesso, in quanto risulta improprio e difficoltoso isolare le sorgenti di emissione per singola fase e/o impianto (vedasi rispettivamente la scheda B 14 e B15 e B8.1).

L'aspetto ambientale rumore è trattato nel dettaglio nell' Allegato B24 alla scheda B.

L'aspetto ambientale emissioni odorigene è trattato nella relazione tecnica "piano monitoraggio odori, allegata al documento Allegato E4, piano di monitoraggio e controllo (scheda E).

L'aspetto ambientale emissioni fuggitive è discusso nella relazione tecnica piano di monitoraggio emissioni fuggitive CCR, come parte integrante del nuovo piano di monitoraggio, Allegato E4 (scheda E).

Per l'analisi e valutazione dei rischi ambientali vedi allegato D11.

RICEZIONE, PREPARAZIONE E MOVIMENTAZIONE, SPEDIZIONI

Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante

Il grezzo viene introdotto in raffineria ed i prodotti intermedi e finiti vengono mandati all'esterno della raffineria attraverso un terminale marittimo costituito da un grande complesso portuale collegato allo stabilimento. Per la circolazione interna dei prodotti e delle materie prime fra i diversi impianti e le zone di stoccaggio, nonché per il caricamento dei prodotti finiti e la ricezione delle materie prime la raffineria possiede un insieme di attrezzature che costituiscono le aree movimentazione e stoccaggio. In quest'ultima area il grezzo ed i prodotti vengono stoccati in serbatoi dislocati all'interno della raffineria e in un contiguo deposito nazionale.

Storia dell'impianto/fase rilevante

La **progettazione** esecutiva degli impianti in oggetto è stata effettuata dalle seguenti Società:

- SNAM PROGETTI
- IDI
- FEDERIC HARRIS e POLYTECNA HARRIS (Pontile)
- CARLO GAVAZZI IMPIANTI
- SARTEC.

Descrizione del processo e dell'impianto

Richiamando il sistema di gestione della qualità della raffineria e la scheda A4 allegata alla domanda di autorizzazione integrata ambientale, si suddivide il processo di ricezione, preparazione e movimentazione, spedizione, nelle seguenti sottofasi fasi (sottoprocessi) rilevanti:

1. Ricezione
2. Preparazione e movimentazione
3. Spedizione

Ricezione

L'area "Ricezione/Movimentazione" opera in accordo con la programmazione che fornisce tutte le informazioni per la ricezione movimentazione - spedizione dei prodotti.

PONTILE

Tutte le operazioni effettuate al pontile rispettano il regolamento per la disciplina delle attività marittime e portuali nell'approdo di SARROCH edito dai Servizi Tecnici e di Sicurezza della Capitaneria di Porto di Cagliari.

In particolare, nel su citato regolamento vengono indicati:

- gli adempimenti a bordo delle navi per la sicurezza dell'approdo;
- la sicurezza delle installazioni di terra;
- le modalità di esecuzione lavori a bordo ed alle installazioni a terra;
- le modalità per le operazioni di allibio, lavaggio, degassificazione e pulizia nave;
- le modalità di accesso delle persone a bordo ed al pontile;
- le norme speciali per la navigazione dell'approdo;
- le norme diverse di polizia portuale;
- la modulistica di sicurezza (certificato "gas-free", ecc.);
- le penalità per gli inadempienti.

PUNTI DI ORMEGGIO

La SARAS è dotata di un pontile realizzato con una struttura in cemento armato, poggiata su pali misti in cemento armato o ferro conficcati nel fondo marino, che dalla spiaggia di Portofoxi si addentra nel mare per 1420 m.

Dalla struttura principale si diramano 6 pennelli/diramazioni sui quali si trovano 7 accosti operativi (pontili) denominati: P1, P2, P3, P4, P5, P7 e P9, P6 e P10, al momento, non sono operativi. Vedasi lo schema a blocchi *Sistema Pontile* allegato.

Le piattaforme dei pontili P7 e P9 sono abilitate alla caricazione di GPL.

Dalla testata della struttura principale si dirama una struttura d'acciaio orientata a 87° e lunga 1.150 attraverso la quale si accede ai due approdi denominati Isola1 e Isola 2.

Le piattaforme dei pontili sono abilitate alla caricazione dei prodotti finiti, inoltre i pontili P1 e P2 possono ricevere grezzi e oli combustibili, con navi aventi DWT inferiore a 40.000 ton.

Le due Isole I1 e I2 sono gli unici accosti abilitati alla ricezione del grezzo per navi con DWT maggiore di 40.000 ton.

In teoria tutti i punti di ormeggio possono essere occupati ed operanti simultaneamente.

Le linee dei prodotti asservite ai vari accosti sono tutte "dedicate", pertanto ogni linea è sempre interessata dallo stesso tipo di prodotto.

Nella tabella seguente si riporta per ogni ormeggio la denominazione, il tipo di prodotto che si può caricare/scaricare, il max pescaggio consentito, il max DWT consentito ed il numero di bracci di carico con i relativi diametri.

PUNTO DI ORMEGGIO	TIPO DI PRODOTTO	PESCAGGIO MAX (PIEDI)	DWT MAX (TON)	DISTANZA MANIFOLD		ALTEZZA MANIFOLD		N. BRACCI DI CARICO DIAMETRI
				min	max	min	max	
I 1	Greggio, olio combustibile.	68'	300.000	90	180	4,5	24	4 x 16"
I 2	Greggio, olio combustibile	57'	160.000	110	160	4,5	19	4 x 16"
P 1	Greggio, olio combustibile. Gasoli, petroli, benzine	39'	50.000	45	105	1,5	14,5	2 x 10" neri 2 x 12" bianchi
P 2	Greggio, oli Gasoli, petroli, benzine	36'	50.000	45	105	1,5	14,5	2 x 10" neri 2 x 12" bianchi
P 3	Oli, Petroli, gasoli, benzine, MTBE in ricezione	37'	65.000	40	115	2,5	14,5	1 x 8" neri 1 x 10" neri 1 x 10" bianchi 2 x 8" bianchi
P 4	Oli, Petroli, gasoli, benzine	38'	50.000	40	105	1,8	14,5	1 x 8" neri 1 x 10" neri 2 x 8" bianchi 1 x 12" bianchi
P5	Oli, Gasoli, petroli, benzine, GPL, Metanolo ed MTBE in ricezione	35'	18.000	35	80	1,6	12	1 x 8" neri 1 x 8" bianchi 1 x 8" bianchi 1 x 6" GPL
P 7	Oli, Petroli, gasoli, benzina, GPL	31'	20.000	30	80	1,6	13	1 x 8" neri 2 x 8" bianchi 1 x 6" GPL (ritorno da 4")

Allegato B18 Rev.1

P 9	GPL, Oli, Gasolio, benzine, petroli, Metanolo e MTBE in ricezione	22'	4.000	30	50	1,4	7,8	1 x 6" GPL 1 x 6" neri 1 x 8" bianchi
-----	---	-----	-------	----	----	-----	-----	---

BRACCI DI CARICO

Tutti i bracci di carico sono in acciaio (per la quasi totalità costruiti dalla ditta BARETTI di Vesio) e dispongono di un sistema di connessione/sconnessione rapido (costruito dalla MIB di Padova) per un immediato scollegamento nave - pontile in caso di necessità (si può affermare da controllo effettuato che il tempo di sconnessione può essere indicato come 1-2 minuti).

Il drenaggio dei bracci di carico viene eseguito in contenitori di slop posizionati sotto la piattaforma (1 per piattaforma di circa 10 m³) muniti di pompe di svuotamento che trasferiscono il prodotto nel serbatoio di zavorra a terra.

I bracci di carico sono "soffiati" con azoto, sia ad inizio operazioni per provarne la tenuta, che a fine operazioni, per aiutarne lo svuotamento.

INDICAZIONI DELLE QUANTITÀ MOVIMENTATE			
PRODOTTO	RATEI MEDI DI CARICO/SCARICO (t/h)	DI	UTILIZZO PONTILI/ISOLE (h/anno)
Arrivi			
GREGGI	5.500		2.451
OLIO COMB. + GASOLIO DA VUOTO	1.000		656
MTBE	100		1.078
METANOLO	125		311

TONNELLAGGIO MEDIO DELLE NAVI AL PONTILE	
PRODOTTO	DWT (t)
GREGGI	45.000 ÷ 165.000
PRODOTTI FINITI	6.000 ÷ 64.000
GPL	2.500 ÷ 10.000
METANOLO	3.500÷6.250
NUMERO TIPICO NAVI/MESE	
PRODOTTO	N.
GREGGI	9 - 15
PRODOTTI FINITI	40 - 60
GPL	3 - 14
METANOLO	1

DIAMETRO TUBAZIONI DI CARICO		
PRODOTTO	N. TUBAZ.	DIAMETRO (pollici)
GPL: Fase Liquida	2	6"/8"
Fase gas	2	4"/4"
VIRGIN NAFTA	1	14"
JET FUEL	2	10" / 10"
BENZINE	6	10"/ 10"/ 10"/ 10"/ 14"/14"
GASOLI	4	12"/ 12"/ 10"/ 24"
OLI COMBUST.	4	16"/ 10"/ 18" / 16"
GREGGI (da mare a terra)	2	42" / 42"
ZAVORRA (da mare a terra)	2	16" / 24"
MTBE (da mare a terra)	2	6"/6"
METANOLO (da mare a terra)	1	6"
AZOTO	1	2,5"
ACQUA DOLCE	1	6"
ACQUA ANTINCENDIO	1	14"

OPERAZIONI DI ORMEGGIO, CARICAMENTO E DISCARICA

Il terminale marino SARAS S.p.A. e tutta la zona di mare compresa tra Punta Zavorra ed il Porto di Cagliari ricadono sotto la giurisdizione dell'Autorità Portuale di Cagliari.

La Capitaneria di Porto di Cagliari è presente a Sarroch, in località Porto Foxi, con la Sezione staccata denominata "Seziomare Sarroch".

Sussiste l'obbligo da parte della nave di osservare le Normative Nazionali ed Internazionali, riguardanti la Sicurezza della Navigazione, e quelle sull'Ambiente Marino in generale, il "Regolamento per la disciplina delle attività marittime e portuali nell'approdo di Sarroch" emesso, con ordinanza n°54/1971, dalla Capitaneria di Porto di Cagliari e "le procedure SARAS S.p.A."

In particolare, nei su citati regolamenti vengono indicati:

- gli adempimenti a bordo delle navi per la sicurezza dell'approdo;
- la sicurezza delle installazioni di terra;
- le modalità di esecuzione lavori a bordo ed alle installazioni a terra;
- le modalità per le operazioni di allibo, lavaggio, degassificazione e pulizia nave;
- le modalità di accesso delle persone a bordo ed al pontile;
- le norme speciali per la navigazione dell'approdo;
- le norme diverse di polizia portuale;
- la modulistica di sicurezza (certificato "gas-free", ecc.);
- le penalità per gli inadempienti.

OPERAZIONI DI DISCARICA

Gli accosti adibiti alla discarica del grezzo sono principalmente le due Isole, collegate al parco serbatoi grezzo da 2 linee da 42", di cui una riscaldata.

Le due Isole possono inoltre ricevere o caricare fuel oil, tramite una linea da 30", e sono fornite di una linea da 30" per lo scarico della zavorra.

I serbatoi di ricezione si trovano ad una distanza di circa 4.000 m e ad una quota di qualche metro sul livello del mare.

Ogni Isola è dotata di quattro bracci da 16" muniti d'attacchi rapidi ASA 150 da 12"/14"/16".

La pressione massima consentita ai manifolds è di 8 Kg/cm², con corrispondente rata oraria di 10.000 m³/h.

Il terminale marino Saras può ricevere Metanolo e MTBE dagli accosti P5 e P9 (bracci con attacchi rapidi da 6") e GPL dagli accosti P7 e P9 (bracci con attacchi da 6").

La Saras comunica i programmi operativi e le richieste d'ormeggio alla sezione staccata della Capitaneria di Porto di Cagliari (Seziomare Sarroch).

Questa dà disposizione ai piloti che, con l'aiuto dei rimorchiatori, conducono la nave all'ormeggio. Durante l'operazione di ormeggio un apposito sistema misura la velocità di accosto della nave alle strutture dell'isola del pontile e dà le opportune segnalazioni al pilota tramite un sistema semaforico.

Il personale Saras del terminale marino predispone il collegamento dei morsetti e cavi, per creare la corretta continuità elettrica fra nave e pontile (messa a terra).

Una volta ormeggiata la nave, si effettuano tutte le operazioni preliminari di *misurazione, ispezioni e campionamento*, quindi si collegano i bracci con i manifold della nave. Questa operazione si fa tramite *sistemi meccanici con ricerca automatica* montati all'estremità del braccio metallico di cui

Allegato B18 Rev.1

una centralina idraulica ne comanda i movimenti. Effettuato il collegamento si verifica che non ci siano perdite inviando nel braccio aria compressa fino a 8 kg/cm². Dopo aver allineato il circuito della discarica sino al serbatoio di ricezione, si dà inizio alla discarica. Normalmente durante le operazioni di scarico in linea, in piattaforma, la pressione è di 4÷5 kg/cm².

In qualunque momento è possibile sospendere la discarica e staccare i bracci nel tempo di 10 ÷ 20 minuti.

Le operazioni di discarica si completano con la fermata delle pompe della nave seguita dalla chiusura delle valvole dei bracci, della linea e del serbatoio.

Alle isole oltre alle linee di grezzo arriva una linea per la spedizione/ricezione olio combustibile e una linea per consentire la discarica della zavorra.

E' possibile la discarica del grezzo anche dai pontili P1/P2.

Preparazione e movimentazione

L'area "Preparazione e Movimentazione" opera in accordo con la programmazione che fornisce tutte le informazioni per la ricezione movimentazione - spedizione dei prodotti.

Il movimento prodotti comprende le unità necessarie per la ricezione delle materie prime, per il loro invio all'impianto di processo, il successivo colaggio dei prodotti semilavorati, l'invio di semilavorati a impianti secondi per ulteriore processo e loro colaggi.

Inoltre ci sono le sezioni necessarie per la preparazione dei prodotti finiti e la successiva fase di spedizione sia via mare che via terra.

Le sezioni componenti l'area sono:

- Parco serbatoi
- misuratori volumetrici - sistemi di additivazione;
- movimentazione zolfo

PARCO SERBATOI

Il parco serbatoi della Raffineria è costituito da n. 161 serbatoi metallici (cilindrici o sferici o ortosferoidi) ed ha una capacità di stoccaggio pari a complessivi m³ 3.828.700, come dal seguente riepilogo,

Parco serbatoi di stoccaggio liquidi idrocarburici

SIGLA	CAPACITA' GEOMETRICA (m ³)	DIAMETRO (m)	ALTEZZA (m)	TIPO
ST1	50.000	64	15,54	T.G.
ST8-ST9	80.000	78,028	16,73	T.G.
ST 10/11/12/13/14	100.000	85,344	17,48	T.G.
ST 15	160.000	103,75	18,92	T.G.
ST 16	100.000	85,344	17,48	T.G.
ST 18	100.000	85,344	17,48	T.G.
ST 19/20	100.000	85,344	17,48	T.G.
ST 21	50.000	60,98	17,12	T.F.
ST 22	50.000	60,98	17,12	T.F.
ST 23	50.000	60,98	17,12	T.F.
ST 24/25/26/27/28	50.000	60,98	17,12	T.F.
ST 29	50.000	60,98	17,12	T.F.
ST 40/41	50.000	60,98	17,12	T.F.
ST 42	50.000	60,98	17,12	T.F.
ST 46	120.000	91,44	18,3	T.G.
ST 51	25.000	46,94	14,45	T.F.
ST 52/53/54/55/56	20.000	42,67	14,63	T.F.
ST 57	15.000	40,843	11,45	T.F.
ST 58	10.000	30,48	13,7	T.F.
ST 59/60	10.000	30,48	13,7	T.F.
ST 61/6072/63/64	5.000	21,336	13,98	T.F.
ST 65	1.000	12,190	8,57	T.F.
ST 66/67	1.000	12,190	8,57	T.F.
ST 68/69	10.000	30,48	13,7	T.F.
ST 70	15.000	40,843	11,45	T.F.
ST 71	25.000	46,94	14,45	T.F.
ST 72	20.000	42,67	14,63	T.F.
ST 73	10.000	30,48	13,7	T.F.
ST 74/75/76	5.000	21,336	13,98	T.F.
ST 77/78/79/80/81	1.000	12,190	8,57	T.F.
ST 82	3.000	18,288	11,42	T.F.
ST 83	3.000	18,288	11,42	T.F.
ST 90/91/92/93	20.000	42,67	14,63	T.F.
ST 94	30.000	48,76	16,06	T.G.
ST 95	30.000	48,76	16,06	T.G.
ST 96/97	30.000	48,76	16,06	T.F.
ST 98	30.000	48,76	16,06	T.G.
ST 99	30.000	48,76	16,06	T.G.
ST 101	10.000	30,48	13,7	T.G.
ST 102	5.000	21,336	13,98	T.G.
ST 103	5.000	21,336	13,98	T.G.
ST 104	5.000	21,336	13,98	T.G.

Allegato B18 Rev.1

ST 105/106	5.000	21,336	13,98	T.G.
ST 107	5.000	21,336	13,98	T.G.
ST 108/109	1.000	12,19	8,57	T.G.
ST 110	1.000	12,19	8,57	T.G.
ST 111	10.000	30,48	13,7	T.G.
ST 112	10.000	30,48	13,7	T.G.
ST 113/114	10.000	30,48	13,7	T.G.
ST 115	5.000	21,336	13,98	T.G.
ST 116	3.000	24,336	13,98	T.G.
ST 117/118	5.000	21,336	13,98	T.G.
ST 119	10.000	30,48	13,7	T.G.
ST 120	5.000	21,336	13,98	T.G.
ST 121	5.000	21,336	13,98	T.G.
ST 122	5.000	21,336	13,98	T.G.
ST123	40.000	67,1	11,86	T.G.
ST 125	1.000	12,19	8,57	T.G.
ST 128	15.000	40,34	11,74	T.G.
ST 129	15.000	40,34	11,74	T.G.
ST 130	10.000	30,48	13,7	T.G.
ST 131	20.000	42,67	14,63	T.G.
ST 132	30.000	48,76	16,06	T.G.
ST 133	30.000	48,76	16,06	T.G.
ST 134	30.000	48,76	16,06	T.G.
ST 135	20.000	42,67	14	T.G.
ST 136/137	20.000	42,67	14	T.G.
ST 138	20.000	42,67	14	T.G.
ST 160÷167	35.000	54,86	14,8	T.G.
ST 168/169	50.000	60,98	17,12	T.G.
ST 170/171	15.000	36,52	14,32	T.G.
ST 201÷206	50.000	59	18,29	T.F.
ST 207/208	51.500	60,96	17,64	T.F.

Legenda: T.G. **Tetto Galleggiante**
T.F. **Tetto Fisso**

Parco serbatoi di Stoccaggio Pentani e GPL (Pressione e Refrigerato)

Il parco stoccaggio Pentani e GPL è composto dai seguenti serbatoi.

SERBATOI DI STOCCAGGIO GPL E PENTANI				
SIGLA SERBATOI	CAPACITA' m³	TIPO	PRODOTTO	REFR.
ST31	5.000	SF	GPL	R
ST32	5.000	SF	GPL	R
ST33	5.000	SF	GPL	R
ST34	5.000	SF	GPL	R
ST35	5.000	SF	GPL	R
ST37	5.000	SF	GPL	R
ST301	2.000	SF	GPL	
ST302	2.000	SF	GPL	
ST303	2.000	SF	GPL	
ST304	2.000	SF	GPL	
ST305	1.150	SF	GPL	
ST306	1.150	SF	GPL	
ST307	5.000	SF	GPL	
ST311	1.500	OSF	PENTANI	
ST312	1.500	OSF	PENTANI	
ST 313	1.500	OSF	PENTANI	
ST314	1.500	OSF	PENTANI	
ST315	2.400	OSF	PENTANI	
ST316	2.400	OSF	PENTANI	
ST321÷ST338	200	SIG	GPL	

Legenda:

SF	Sfera
OSF	Ortosferoidali
SIG	Sigari Orizzontali
R	Refrigerate

Parco serbatoi di Stoccaggio Pentani e GPL (Pressione e Refrigerato)

Il parco GPL a pressione è costituito da sfere e serbatoi cilindrici orizzontali (sigari).

Le operazioni di drenaggio dei serbatoi avvengono con le seguenti apparecchiature e modalità:

- barilotto evaporatore collegato alla rete di blow-down
- collegamento del barilotto all'apparecchiatura da drenare
- raggiungimento di un livello prefissato di liquido (acqua) nel barilotto
- intercettazione del collegamento tra barilotto ed apparecchiatura
- immissione di vapore nel barilotto per eliminare l'eventuale presenza di butano o pentani
- drenaggio del liquido (acqua) nella rete fognaria

L'area di stoccaggio non è recintata con diga, ma esiste un muretto di separazione fra sfere e sigari avente un'altezza di circa 60 cm.

Tutte le ortosfere sono recintate con diga.

L'area pompe di trasferimento GPL è separata dall'area di stoccaggio con muro alto circa 2 m.

Di seguito si riporta lo schema di lavorazione:



I principali sistemi di sicurezza sono:

✓ *Pendenze e canalette*

Pendenze e canalette per il convogliamento di eventuali spandimenti di liquido (GPL) verso canalette e pozzetti poste in zone decentrate, in modo da ridurre gli effetti dell'irraggiamento in caso di innesco del prodotto fuoriuscito.

✓ *Sistemi per la diluizione delle fughe gas (barriere ad acqua frazionata)*

Barriere d'acqua attorno alla stazione di pompaggio, ai serbatoi cilindrici orizzontali, alle sfere ed alle ortosfere.

✓ *Rivestimenti antifuoco*

Fire-profing.

Allegato B18 Rev.1

✓ *Impianti a schiuma*

Protezione di canalette di raccolta.

✓ *Sistemi di raffreddamento*

Impianto fisso di raffreddamento ad acqua su tutto il parco stoccaggio GPL, compresa la sala pompe GPL.

✓ *Rivelazione ed intervento in caso di incendio*

Rivelazione di incendio affidata a cavi termosensibili ed estesa alle seguenti aree:

- area sottostante le sfere ST 301÷306;
- area sottostante gli stacchi di fondo dei serbatoi cilindrici ST 321÷338;
- sala pompe GPL.

✓ *Rivelazione ed intervento per fuga GPL*

La rilevazione di fughe di GPL è affidata a sensori a raggi infrarossi di tipo lineare lungo il perimetro della sala pompe e dei serbatoi di stoccaggio.

✓ *Sistemi di allarme*

Installazione di un secondo allarme di altissimo livello, indipendente dall'allarme di basso livello, sulle sfere ST301÷306.

✓ *Valvole di sezionamento su linee GPL liquido*

✓ *Sistemi di immissione acqua dal basso*

Stoccaggio GPL refrigerato

La refrigerazione del GPL è realizzata con impianto di refrigerazione ad ammoniaca costituito principalmente di compressori, condensatori ed evaporatori.

Le condizioni operative del GPL nelle sfere risultano mediamente:

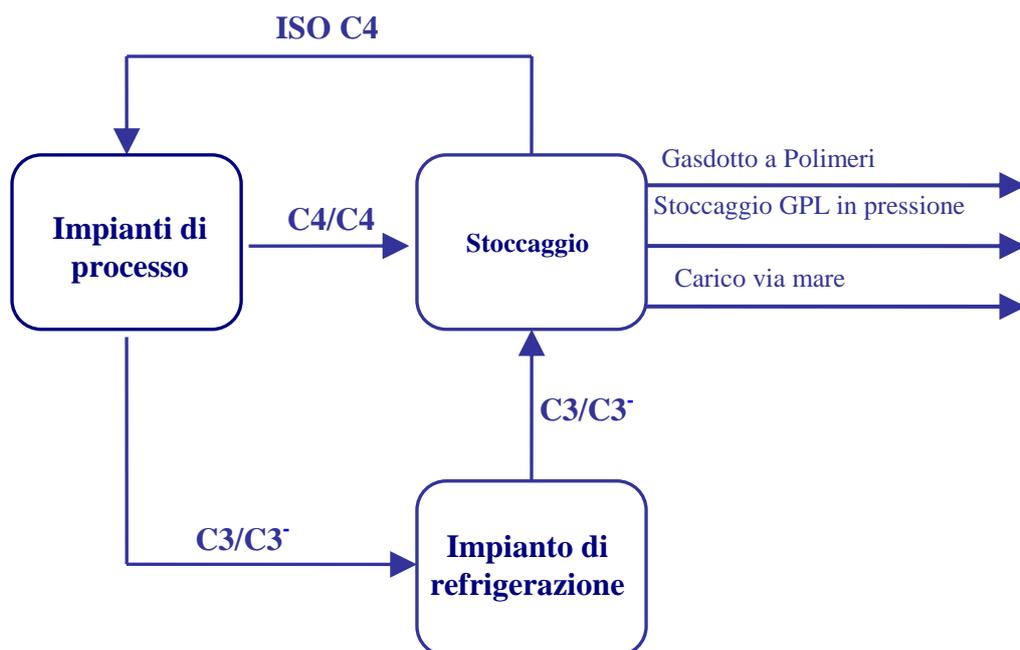
$$P = 1,5 \div 5 \text{ kg/cm}^2$$

$$T = 0 \div 5 \text{ }^\circ\text{C}.$$

L'area dello stoccaggio in esame è completamente recintata con diga avente altezza di circa 60 cm.

All'interno diga vi sono canalette di raccolta acque meteoriche collettate nel "Rio Mascheroni" tramite pozzetto con saracinesca e da qui a mare.

Di seguito è riportato lo schema a blocchi di lavorazione.



I principali sistemi di sicurezza sono:

- ✓ pendenze e canalette per l'allontanamento del prodotto eventualmente fuoriuscito;
- ✓ installazione di valvole motorizzate ad azionamento telecomandato sulle linee principali del prodotto.
- ✓ rivestimento antifuoco (fire-proofing);
- ✓ sistema antincendio di adeguate capacità.
- ✓ installazione di sensori di fughe di gas alla base delle sfere e di rilevatori lineari lungo il perimetro delle sfere, ed in prossimità dei manifold;
- ✓ installazione di sistemi di rilevazione incendio del tipo a cavo termosensibile;
- ✓ installazione di barriere ad acqua frazionata per la diluizione di eventuali fughe di gas; il sistema di barriere ad acqua frazionata viene attivato in automatico su segnalazione del sistema di rilevazione gas e/o rilevazione incendi, oppure manualmente mediante pulsante da campo ubicato in zona sicura, e/o da sala Controllo Movimento.
- ✓ Sistema di immissione di acqua dal basso

Descrizione dei serbatoi di stoccaggio e MTD

La tabella seguente mostra le sorgenti con l'indicazione delle dei sistemi di controllo.

SORGENTI DI EMISSIONI DIFFUSE				
Sorgenti	Contenuto	Tipologia	Inquinanti caratteristici	Sistemi di Controllo
15 Serbatoi	Petrolio grezzo	Tetto galleggiante	Vapori di idrocarburi leggeri	Doppia tenuta
32 Serbatoi	Benzina	Tetto galleggiante	Vapori di idrocarburi leggeri	Doppia tenuta
2 Serbatoi	Metanolo	Tetto galleggiante+cupola geodetica	Metanolo	Doppia tenuta
13 Serbatoi	Kerosene	Tetto galleggiante	Idrocarburi leggeri	Doppia tenuta
34 Serbatoi	Gasolio	32 Tetto fisso 2 Tetto galleggiante	Idrocarburi	Doppia tenuta
28 Serbatoio	Olio combustibile	24 Tetto fisso	Idrocarburi	Doppia tenuta

Allegato B18 Rev.1

		4 Tetto galleggiante	
31 Serbatoi	GPL	Sfere – Sigari	Rilascio solo in caso di emergenza. (V. Rapporto di Sicurezza)
6 Serbatoi	Pentani	Horton sferoidi	

Su tutti i serbatoi a tetto galleggiate è installata la doppia tenuta, inoltre si sta procedendo alla sigillatura dei tubi di calma e supporti del tetto. Questa installazione, contribuisce alla riduzione dei VOC fa parte degli obiettivi legati al Sistema di Gestione Ambientale.

Di seguito si riportano per ulteriori dettagli:

1. Tabella riepilogativa che, serbatoio per serbatoio, indica le caratteristiche geometriche, il contenuto e la tipologia delle tenute
2. Tabella riepilogativa dei serbatoi che indica, serbatoio per serbatoi, tutte le dotazioni tecniche utilizzate per l'implementazione del database TANKS.

						Working		Anno	Livello max		tenuta	tenuta
Nome		Contenuto	mc	Ø	H	Volume	Tipo	Costruz.	(mm)	Risc.	primaria	secondaria
			x 1.000	mm	(mm)						(m3)	
ST	9	OLIO PESANTE	80	78.028	17.000	71690,5424	T.G.	66	15000	si	IM - PGX	IM - WSU
ST	10	GREZZO ATZ	100	85.344	17.600	96056,0949	T.G.	67	16800	si	IM - PGX	IM - WSU
ST	11	GREZZO ATZ	100	85.344	17.600	90338,4702	T.G.	68	15800	si	IM - PGX	IM - WSU
ST	12	GREZZO ATZ	100	85.344	17.680	90338,4702	T.G.	69	15800	si	IM - PGX	IM - WSIIU
ST	13	GREZZO ATZ	100	85.344	17.600	90338,4702	T.G.	69	15800	si	IM - PGX	IM - WSU
ST	14	GREZZO BTZ	100	85.344	17.600	89766,7077	T.G.	70	15700	si	IM - PGX	IM - WSU
ST	15	GREZZO BTZ	160	103.750	19.500	147026,33	T.G.	72	17400	si	IM - PGX	IM - WSIIU
ST	16	GREZZO BTZ	100	85.344	17.600	88623,1828	T.G.	73	15500	si	IM - PGX	IM - WSU
ST	18	GREZZO BTZ	100	85.344	17.600	89766,7077	T.G.	74	15700	si	IM - PGX	IM - WSU
ST	19	GREZZO BTZ	100	85.344	17.600	88623,1828	T.G.	75	15500	si	SPATER H2	SPATER G
ST	20	GREZZO ATZ	100	85.344	17.600	90910,2326	T.G.	75	15900	si	SPATER H2	SPATER G
ST	21	GASOLI	50	60.980	17.600	45245,5837	T.G.	69	15500	si	IM - PGX	IM - WSU
ST	22	OLIO PESANTE	50	60.980	17.600	46121,3046	T.G.	69	15800	si	SPATER H2	SPATER G
ST	23	OLIO PESANTE	50	60.980	17.600	45245,5837	T.G.	69	15500	si	IM - PGX	IM - WSYU
ST	24	OLIO PESANTE	50	60.980	17.600	49040,3746	T.F	76	16800	si		
ST	25	OLIO PESANTE	50	60.980	17.600	49040,3746	T.F	76	16800	si		
ST	26	OLIO PESANTE	50	60.980	17.600	49040,3746	T.F	76	16800	si		
ST	27	OLIO PESANTE	50	60.980	17.600	49040,3746	T.F	74	16800	si		
ST	28	OLIO PESANTE	50	60.980	17.600	49040,3746	T.F	74	16800	si		
ST	29	OLIO PESANTE	50	60.980	17.600	49040,3746	T.F	74	16800	si		
ST	40	OLIO PESANTE	50	60.980	17.600	49040,3746	T.F	74	16800	si		
ST	41	OLIO PESANTE	50	60.980	17.600	49040,3746	T.F	74	16800	si		
ST	42	OLIO PESANTE	50	60.980	17.600	49040,3746	T.F	74	16800	si		
ST	46	GREZZO BTZ	120	91.440	17.000	111581,196	T.G.	96	17000	si	IM - PGX	IM - WSIIU
ST	51	OLIO PESANTE	25	46.940	14.600	23869,0379	T.F	64	13800	si		
ST	52	OLIO PESANTE	20	42.670	14.600	19723,9562	T.F	64	13800	si		
ST	53	OLIO PESANTE	20	42.670	14.600	19723,9562	T.F	64	13800	si		
ST	54	OLIO PESANTE	20	42.670	14.600	19723,9562	T.F	64	13800	si		
ST	55	OLIO PESANTE	20	42.670	14.600	19723,9562	T.F	64	13800	si		
ST	56	OLIO PESANTE	20	42.670	14.600	19723,9562	T.F	64	13800	si		
ST	57	OLIO PESANTE	15	40.843	14.600	14142,5812	T.F	64	10800	si		
ST	58	OLIO PESANTE	10	30.480	14.600	10064,1863	T.F	64	13800	si		
ST	59	OLIO PESANTE	10	30.480	14.600	10064,1863	T.F	64	13800	si		
ST	60	OLIO PESANTE	10	30.480	14.600	10064,1863	T.F	64	13800	si		

Allegato B18 Rev.1

ST	61	OLIO PESANTE	5	21.336	12.800	3930,86698	T.F	64	11000	si		
ST	62	OLIO PESANTE	5	21.336	12.800	3930,86698	T.F	64	11000	si		
ST	63	OLIO PESANTE	5	21.336	12.800	3930,86698	T.F	64	11000	si		
ST	64	OLIO PESANTE	5	21.336	12.800	3930,86698	T.F	64	11000	no		
ST	65	OLIO PESANTE	1	12.192	10.900	1050,17596	T.F	64	9000	no		
ST	66	GASOLI	1	12.192	10.900	1050,17596	T.F	64	9000	no		
ST	67	GASOLI	1	12.192	10.900	1050,17596	T.F	64	9000	no		
ST	68	GASOLI	10	30.480	14.600	9845,39966	T.F	64	13500	no		
ST	69	GASOLI	10	30.480	14.600	9845,39966	T.F	64	13500	no		
ST	70	GASOLI	15	40.843	11.500	14011,6314	T.F	64	10700	no		
ST	71	GASOLI	25	46.940	14.600	23869,0379	T.F	64	13800	no		
ST	72	GASOLI	20	42.670	14.600	19723,9562	T.F	64	13800	no		
ST	73	GASOLI	10	30.480	14.600	10064,1863	T.F	64	13800	no		
ST	74	GASOLI	5	21.336	12.800	4216,74821	T.F	64	11800	no		
ST	75	GASOLI	5	21.336	12.800	4216,74821	T.F	64	11800	no		
ST	76	GASOLI	5	21.336	12.800	4216,74821	T.F	64	11800	no		
ST	77	GASOLI	1	12.192	10.900	933,489746	T.F	64	8000	no		
ST	78	GASOLI	1	12.192	10.900	933,489746	T.F	64	8000	no		
ST	79	GASOLI	1	12.192	10.900	933,489746	T.F	64	8000	no		
ST	80	GASOLI	1	12.192	10.900	1050,17596	T.F	64	9000	no		
ST	81	GASOLI	1	12.192	10.900	1050,17596	T.F	64	9000	no		
ST	82	GASOLI	3	18.288	12.800	3098,01909	T.F	64	11800	no		
ST	83	OLIO PESANTE	3	18.288	12.800	3098,01909	T.F	67	11800	si		
ST	90	GASOLI	20	42.082	14.600	19184,1025	T.F	67	13800	no		
ST	91	GASOLI	20	42.082	14.600	19184,1025	T.F	67	13800	no		
ST	92	GASOLI	20	42.082	14.600	19184,1025	T.F	67	13800	no		
ST	93	GASOLI	20	42.082	14.600	19184,1025	T.F	67	13800	no		
ST	94	GASOLI	30	48.760	16.400	27248,9584	T.G.	67	14600	no	SPATER H2	SPATER G
ST	95	GASOLI	30	48.760	16.400	27248,9584	T.G.	67	14600	no	SPATER H2	SPATER H1
ST	96	OLIO PESANTE	30	48.760	16.400	28368,7786	T.F	67	15200	si		
ST	97	OLIO PESANTE	30	48.760	16.400	28368,7786	T.F	67	15200	si		
ST	98	OLIO PESANTE	30	48.760	16.400	27995,5052	T.G.	67	15000	si	IM - PGX	IM - WSU
ST	99	OLIO PESANTE	30	48.760	16.400	27995,5052	T.G.	67	15000	si	IM - PGX	IM - WSU
ST	101	BENZINE	10	30.480	14.600	9043,18191	T.G.(I)	91	12400	no	IM - PFYT	IM - WSII
ST	102	BENZINE	5	21.336	12.800	3752,19121	T.G.	64	10500	no	IM - PFYT	IM - WSU
ST	103	BENZINE	5	21.336	12.800	3752,19121	T.G.	88	10500	no	SPATER H2	SPATER G
ST	104	BENZINE	5	21.336	12.800	3752,19121	T.G.	89	10500	no	IM - PFYT	IM - WSII
ST	105	BENZINE	5	21.336	12.800	3752,19121	T.G.	00	10500	no	SPATER H2	SPATER G
ST	106	BENZINE	5	21.336	12.800	3680,7209	T.G.	01	10300	no	SPATER H2	SPATER G

Allegato B18 Rev.1

ST	107	BENZINE	5	21.336	12.800	3752,19121	T.G.	64	10500	no	SPATER H2	SPATER G
ST	108	BENZINE	1	12.192	9.100	816,803528	T.G.	64	7000	no	SPATER H2	SPATER G
ST	109	BENZINE	1	12.192	10.900	1050,17596	T.G.	64	9000	no	IM - PFYT	IM - WSU
ST	110	BENZINE	1	12.192	9.100	816,803528	T.G.	64	7000	no	IM - PFYT	IM - WSU
ST	111	BENZINE	10	30.480	14.600	9189,03969	T.G.	64	12600	no	SPATER H2	SPATER G
ST	112	BENZINE	10	30.480	14.600	8897,32414	T.G.(I)	64	12200	no	IM - PFYT	IM - WSII
ST	113	BENZINE	10	30.480	14.600	9261,96857	T.G.	64	12700	no	IM - PFYT	IM - WSIIU
ST	114	BENZINE	10	30.480	14.600	9261,96857	T.G.	64	12700	no	IM - PFYT	IM - WSIIU
ST	115	BENZINE	5	21.336	12.800	3752,19121	T.G.	64	10500	no	IM - PFYT	IM - WSW
ST	116	GASOLI	5	21.336	12.800	3752,19121	T.G.	94	10500	no	IM - PFYT	IM - WSIIU
ST	117	BENZINE	5	21.336	12.800	3752,19121	T.G.	64	10500	no	IM - PFYT	IM - WSU
ST	118	BENZINE	5	21.336	12.800	3752,19121	T.G.	64	10500	no	IM - PFYT	IM - WSII
ST	119	BENZINE	10	30.480	14.600	9407,82635	T.G.	64	12900	no		SPATER G
ST	120	BENZINE	5	21.336	12.800	3573,51543	T.G.	64	10000	no	SPATER H2	SPATER G
ST	121	BENZINE	5	21.336	12.800	3752,19121	T.G.	64	10500	no	IM - PFYT	IM - WSW
ST	122	BENZINE	5	21.336	12.800	3752,19121	T.G.	64	10500	no	IM - PFYT	IM - WSW
ST	123	BENZINE	50	67.116		31824,6984	T.G.	02	9000	no	IM - PFYT	
ST	125	BENZINE	1	12.192	10.900	1050,17596	T.G.	64	9000	no	SPATER H2	SPATER G
ST	128	BENZINE	15	40.840	12.800	14271,4343	T.G.	99	10900	no	IM - PFYT	IM - WSU
ST	129	BENZINE	15	40.840	12.800	14009,5731	T.G.	64	10700	no	IM - PFYT	IM - WSU
ST	130	BENZINE	10	30.480	14.600	9189,03969	T.G.	65	12600	no	IM - PFYT	SPATER G
ST	131	BENZINE	20	42.672	16.400	20869,3301	T.G.	66	14600	no	IM - PFYT	IM - WSIIU
ST	132	BENZINE	30	48.760	16.400	27248,9584	T.G.	68	14600	no	IM - PFYT	IM - WSII
ST	133	BENZINE	30	48.760	16.400	26689,0483	T.G.	68	14300	no	SPATER H2	SPATER G
ST	134	BENZINE	30	48.760	16.400	27062,3217	T.G.	69	14500	no	SPATER H2	SPATER G
ST	135	BENZINE	20	42.670	16.400	21010,3011	T.G.	69	14700	no	SPATER H2	SPATER G
ST	136	BENZINE	20	42.670	16.400	20724,4467	T.G.	99	14500	no	SPATER H2	SPATER G
ST	137	BENZINE	20	42.670	16.400	20867,3739	T.G.	70	14600	no	IM - PFYT	IM - WSII
ST	138	BENZINE	20	42.670	16.400	20295,665	T.G.	00	14200	no	SPATER H2	SPATER G
ST	160	BENZINE	35	54.860	16.400	34493,2502	T.G.	72	14600	no	IM - PFYT	SPATER G
ST	161	BENZINE	35	54.860	16.400	34965,7605	T.G.	72	14800	no	IM - PFYT	IM - WSII
ST	162	BENZINE	35	54.860	16.400	34493,2502	T.G.	72	14600	no	SPATER H2	SPATER G
ST	163	BENZINE	35	54.860	16.400	34493,2502	T.G.	72	14600	no	IM - PFYT	IM - WSIIU
ST	164	BENZINE	35	54.860	16.400	34256,9951	T.G.	72	14500	no	IM - PFYT	IM - WSIIU
ST	165	BENZINE	35	54.860	16.400	34020,74	T.G.	70	14400	no	IM - PFYT	IM - WSII
ST	166	BENZINE	35	54.860	16.400	34256,9951	T.G.	70	14500	no	IM - PFYT	IM - WSIIU
ST	167	BENZINE	35	54.860	16.400	34965,7605	T.G.	70	14800	no	IM - PFYT	SPATER G
ST	168	BENZINE	50	60.980	16.400	44661,7697	T.G.	75	15300	no	IM - PFYT	SPATER G
ST	169	BENZINE	50	60.980	16.400	45245,5837	T.G.	75	15500	no	SPATER H2	SPATER G

Allegato B18 Rev.1

ST	170	BENZINE	15	36.496	16.400	15056,4534	T.G.	71	14400	no	IM - PFYT	IM - WSIIU
ST	171	BENZINE	15	36.496	16.400	15056,4534	T.G.	71	14400	no	IM - PFYT	IM - WSIIU
ST	201	GASOLI	50	59.100	17.600	47159,9206	T.F	82	17200	no		
ST	202	GASOLI	50	59.100	17.600	47159,9206	T.F	82	17200	no		
ST	203	GASOLI	50	59.100	17.600	47159,9206	T.F	82	17200	no		
ST	204	GASOLI	50	60.980	17.600	48164,6536	T.F	83	16500	no		
ST	205	GASOLI	50	60.980	17.600	48164,6536	T.F	83	16500	no		
ST	206	GASOLI	50	60.980	17.600	48164,6536	T.F	83	16500	no		
ST	207	GASOLI	50	60.980	17.600	48164,6536	T.F	93	16500	no		
ST	208	GASOLI	50	60.980	17.600	48164,6536	T.F	93	16500	no		
DN	1	BENZINE	1	9.600		904,32	T.G.	79	12500	no	IM - PFYT	
DN	2	BENZINE	1	9.600		904,32	T.G.	79	12500	no	IM - PFYT	
DN	3	GASOLI	1	7.500		463,640625	T.G.	79	10500	no	IM - PFYT	
DN	4	GASOLI	1	7.500		463,640625	T.G.	79	10500	no	IM - PFYT	
DN	5	GASOLI	1	7.500		463,640625	T.G.	79	10500	no	IM - PFYT	
DN	9	GASOLI	5	21.350		4651,66861	T.G.	81	13000	no	IM - PFYT	
DN	10	BENZINE	5	21.350		4651,66861	T.G.	81	13000	no	IM - PFYT	
ST	677	ADDITIVI	0,2	6.200	7.070	144822,7	T.F		5.000	no		
ST	685	ADDITIVI	0,2	6.000	6.970	162756	T.F		6.000	no		
ST	680	ADDITIVI	0,2	6.000	7.000	162756	T.F		6.000	no		
ST	678	ADDITIVI	0,014	2.000	4.350	9042	T.F		3.000	no		
ST	681	ADDITIVI	0,2	5.988	7.000	162105,627	T.F		6.000	no		
ST(polm. Con azoto)	690	ADDITIVI	0,15	8.900	2.400	119369,47	T.F		2.000	no		

Tabella riepilogativa - caratteristiche geometriche, contenuto e tipologia delle tenute

Allegato B18 Rev.1

-	Nome	Pontone	N° DRENAGGI ARTICOLATI (STUB DRAIN)	N° Valvole stramazzo acqua dal tetto (ROOF DRAIN)	Valvole sfiato guarnizione (RIM VENT)	Bocchelli sul tetto	Colore Mantello	Colore	TUBI DI CALMA(Scanalati) (SLOTTED GUIDE POLE)			
						(SAMPLE PIPE OR WELL)		Tetto	N°	pollici	Coperchio SI/NO	Fessure tubo
ST	9	D	2	3	2	4	bianco	beige	2	8	NO	SI
ST	10	D	2	4	3	4	bianco	verde	2	8	SI	SI
ST	11	D	2	2	4	3	beige	bianco	2	8	SI	SI
ST	12	D	2	4	4	3	bianco	beige	2	8	NO	SI
ST	13	D	2	2	4	3	beige	beige	2	8	NO	SI
ST	14	D	2	2	4	3	beige	beige	2	8	NO	SI
ST	15	D	2	4	4	3	bianco	beige	2		NO	SI
ST	16	D	2	2	4	3	beige	bianco	2	8		SI
ST	18	D	2	4	4	3	bianco	beige	2	8	SI	SI
ST	19	D	2	4	4	3	bianco	bianco	2	8	SI	SI
ST	20	D	2	4	4	3	bianco	beige	2	8	SI	SI
ST	21	D	2	1	2	3	marrone	bianco	2	8	SI	NO
ST	22	D	2	2	2	3	grigio	marrone	2	8	SI	SI
ST	23	D	2	1	2	3	verde	bianco	2	8	SI	SI
ST	24					2	marrone	marrone				
ST	25					2	coibentazione metallizzata	grigio scuro				
ST	26					2	verde	beige				
ST	27					2	marrone	marrone				
ST	28					2	marrone	bianco				
ST	29					2	coibentazione metallizzata	verde				
ST	40					2	coibentazione metallizzata	marrone ruggine				
ST	41					2	grigio	grigio scuro				
ST	42						bianco	bianco				
ST	46	D	3	3	4	2	coibentazione metallizzata	bianco	2	8	SI	SI
ST	51					2	coibentazione metallizzata	marrone				
ST	52					2	marron ruggine	bianco				
ST	53					2	grigio	bianco				
ST	54					2	verde	verde				
ST	55					2	marrone	giallo				
ST	56					2	grigio	bianco				
ST	57					2	marron ruggine	marrone				
ST	58					2	marrone	marrone ruggine				
ST	59						marrone	marrone ruggine				

Allegato B18 Rev.1

ST	60					2	verde	marrone ruggine					
ST	61					2	coibentazione metallizzata	beige					
ST	62					2	coibentazione metallizzata	giallo					
ST	63					2	coibentazione metallizzata	beige					
ST	64					2	coibentazione metallizzata	bianco					
ST	65						verde	beige					
ST	66						verde	beige					
ST	67						verde	beige					
ST	68					2	marrone	marrone					
ST	69					2	verde	verde					
ST	70						grigio	beige					
ST	71					2	grigio scuro	grigio scuro					
ST	72					2	marrone	marrone					
ST	73					2	grigio	bianco					
ST	74					2	verde	bianco					
ST	75					2	grigio	giallo ruggine					
ST	76					2	marrone	grigio					
ST	77						blu aviazione	blu aviazione					
ST	78						blu aviazione	blu aviazione					
ST	79						blu aviazione	blu aviazione					
ST	80						bianco	bianco					
ST	81						bianco	bianco					
ST	82						bianco	bianco					
ST	83					2	marrone	giallo					
ST	90					2	marrone	bianco					
ST	91					2	marrone	giallo					
ST	92					2	verde	verde					
ST	93					2	marrone	grigio scuro					
ST	94	D	2	2	3	3	marrone	beige	1	8	SI	SI	
ST	95	D	2	2	3	3	verde	bianco	2	8	SI	SI	
ST	96					2	verde	beige					
ST	97					2	marrone	marrone					
ST	98	D	2	2	3	3	bianco	beige	2	8	SI	SI	
ST	99	D	2	2	3	3	verde	bianco	2	8	SI	SI	
ST	101						bianco	bianco					
ST	102	S	2		1	2	bianco	bianco	2	8	SI	SI	
ST	103	S	2		1	2	bianco	bianco	2	8	NO	SI	
ST	104	S	2		1	1	beige	bianco	2	8	SI	SI	
ST	105	S	2		1	2	bianco	bianco	2	8	SI	SI	
ST	106	S	2		1	2	bianco	bianco	2	8	NO	SI	
ST	107	S	2		1	2	bianco	bianco	2	8	SI	SI	
ST	108	S	1	1	1	1	bianco	bianco	2	8	SI	SI	

Allegato B18 Rev.1

ST	109	S	1	1	1	1	bianco	bianco	2	8	SI	SI
ST	110	S	1	1	1	1	bianco	bianco	2	8	SI	SI
ST	111	S	2		1	2	beige	bianco	2	8	SI	SI
ST	112						bianco	bianco				
ST	113	S	2		1	2	bianco	bianco	2	8	SI	SI
ST	114	S	2		1	2	beige	bianco	2	8	SI	SI
ST	115	S	2		1	1	bianco	bianco	2	8	SI	SI
ST	116	S	2		1	2	beige	bianco	2	8	SI	SI
ST	117	S	2		1	2	bianco	beige	2	8	SI	SI
ST	118	S	2		1	2	bianco	bianco	2	8	SI	SI
ST	119	S	2		1	2	bianco	beige	2	8	SI	SI
ST	120	S	2		1	2	beige	bianco	2	8	SI	SI
ST	121	S	2		1	1	bianco	bianco	2	8	SI	SI
ST	122	S	2		1	2	beige	bianco	2	8	SI	SI
ST	123	D	3	1	2	2	bianco	bianco	2	8	SI	SI
ST	125		1	1	1	1	bianco	bianco	2	8	SI	SI
ST	128	D	2	1	1	2	bianco	bianco	2	8	SI	SI
ST	129	D	2		1	1	bianco	bianco	2	8	SI	SI
ST	130	S	2		2	2	bianco	bianco	2	8	SI	SI
ST	131	S	2			1	beige	bianco	2	8	SI	SI
ST	132	D	2	2	3	3	bianco	bianco	2	8	SI	SI
ST	133	D	2	1	1	2	beige	bianco	2	8	SI	SI
ST	134	D	2	1	2	3	bianco	bianco	2	8	SI	SI
ST	135	D	2	1	2	2	bianco	bianco	2	8	SI	SI
ST	136	D	2		2	3	bianco	bianco	2	8	SI	SI
ST	137	D	2	1	2	3	bianco	bianco	2	8	NO	SI
ST	138	D	2	1	2	2	bianco	bianco	2	8	SI	SI
ST	160	D	2	1	1	2	bianco	beige	2	8	SI	SI
ST	161	D	2		1		bianco	bianco	2	8	SI	SI
ST	162	D	2		2	3	bianco	bianco	2	8	SI	SI
ST	163	D	2		2	2	bianco	bianco	2	8	SI	SI
ST	164	D	2	1	2	3	bianco	bianco	2	8	SI	SI
ST	165	D	2	2	2	3	bianco	bianco	2	8	NO	SI
ST	166	D	2	1	2	3	bianco	bianco	2	8	SI	SI
ST	167	D	2	1	3	4	beige	bianco	2	8	SI	SI
ST	168	D	2	3	1	3	bianco	bianco	2	8	NO	SI
ST	169	D	2	1	3	3	bianco	bianco	2	8	SI	SI
ST	170	S	2		2	1	bianco	bianco	2	8	SI	SI
ST	171	S	2		2	1	bianco	bianco	2	8	SI	SI
ST	201					2	marrone	marrone				
ST	202					2	verde	verde				
ST	203					2	beige	bianco				

Allegato B18 Rev.1

ST	204					2	marrone	beige				
ST	205					2	beige	bianco				
ST	206					2	verde	verde scuro				
ST	207					2	verde	grigio scuro				
ST	208					2	marrone	marrone				
DN	1	D	1	1	1	2	bianco	bianco	2	8	si	0
DN	2	D	1	1	1	2	bianco	bianco	2	8	si	0
DN	3	D	1	1	1	2	bianco	bianco	2	8	si	0
DN	4	D	1	1	1	2	bianco	bianco	2	8	si	0
DN	5	D	1	1	1	2	bianco	bianco	2	8	si	0
DN	9	S	2	1	1	2	bianco	bianco	2	8	si	0
DN	10	S	2	1	1	2	bianco	bianco	2	8	si	0
ST	677											
ST	685											
ST	680											
ST	678											
ST	681											
ST(polm. Con azoto)	690											

Tabella riepilogativa dei serbatoi che indica, serbatoio per serbatoi, tutte le dotazioni tecniche utilizzate per l'implementazione del database TANKS.

Programma di installazione doppi fondi

L'installazione del doppio fondo in un serbatoio può essere fatta solamente quando lo stesso viene fermato per manutenzione.

Il piano decennale di installazione dei doppi fondi prevede, in relazione ai piani produttivi della società di manutenzionare e quindi installare il doppio fondo due serbatoi all'anno.

Indicativamente nei prossimi 6 anni si procederà alla installazione dei doppi fondi sui seguenti serbatoi

2008	ST12	ST168
2009	ST203	ST163
2010	ST18	ST207
2011	ST208	ST164
2012	ST19	ST165
2013	ST137	ST117

Saras dispone di un piano di pavimentazione dei bacini dei serbatoi che tiene conto sia della tempistica di realizzazione che del piano produttivo. Il piano prevede la pavimentazione annuale di un serbatoio di grezzo e di due serbatoi di prodotti bianchi (gasoli, benzine), prioritari rispetto agli altri serbatoi.

2008	2009	2010	2011	2012	2013
------	------	------	------	------	------

GREZZI

ST-12	ST-10	ST-9	1 ST GREZZO	1 ST GREZZO	1 ST GREZZO
-------	-------	------	-------------	-------------	-------------

BIANCHI

G.O. P.O

ST-208	ST-205	ST-206	2 ST BIANCHI	2 ST BIANCHI	2 ST BIANCHI
--------	--------	--------	--------------	--------------	--------------

BENZINE

ST-163	ST-122	ST-137			
--------	--------	--------	--	--	--

[Vedi mappa in allegato 000-GP-226](#) in cui sono riportati i bacini già pavimentati.

Il programma di pavimentazione è partita cronologicamente prima della installazione dei doppi fondi.

Il programma di pavimentazione bacini e installazione doppi fondi non è stato inserito nella scheda C in quanto il programma di adeguamento era stato avviato in precedenza, e sono obiettivi del sistema di gestione ambientale.

LINEE DI TRASFERIMENTO PRODOTTI

Al fine di caratterizzare il sistema "interconnecting" di Raffineria, sono state individuate le tubazioni principali di trasferimento prodotti dai punti di attracco della nave cisterna sul pontile ai serbatoi di stoccaggio, e di qui agli impianti di lavorazione.

Fra i prodotti movimentati sono state considerate le sostanze che, per la loro pericolosità, risultano essere le più rappresentative.

Per quanto riguarda la scelta dei tratti di tubazione, sono state considerate le linee aventi diametro maggiore.

Sostanza	Linea	Massima lunghezza tratto intercettabile (m)	Diametro (mm)
GREGGIO	Da isola a testata pontile	1.500	1.000
	Da testata pontile a radice pontile	1.500	1.000
	Da radice pontile a valvola di intercettazione	300	1.000
	Da valvola di intercettazione a serbatoio	1.300	1.000
	Da stoccaggio a sala pompe	1.400	750
	Da sala pompe a impianto Topping 2	600	350
BENZINA	Da impianto FCC a valvola di intercettazione	800	300
	Da valvola di intercettazione a stoccaggio	1.300	300
	Da stoccaggio a sala pompe	1000	500
	Da sala pompe a contatori fiscali	350	500
	Da contatori fiscali a nave cisterna	1.600	500
NAFTA	Da stoccaggio a limiti batteria IGCC	500	100
NAFTA	Da Stoccaggio a sala pompe	500	100
	Da sala pompe a pontile	350	100
GPL	Da impianto FCC a valvola di intercetto	900	150
	Da valvola di intercetto a sfera	700	150
	Da sfere a sala pompe	250	200
	Da sala pompe a radice pontile	700	200
	Da radice pontile a nave cisterna	1.200	200
GASOLIO	Da impianto T2 a ST95	1.700	250
	Da valvola di intercetto a ST208	1.500	250
	Da stoccaggio a sala pompe	1.700	600
	Da sala pompe a contatori	350	600
	Da contatori a navecisterna	1.600	600
KEROSENE	Da impianto a stoccaggio	1.300	400÷450
	Da stoccaggio a sala pompe	750	400÷450
	Da sala pompe a contatori	350	250
	Da contatori a navecisterna	1.600	150
BENZINA LCN	Da TAME ad FCC	270	300
	Da FCC a TAME	270	300
BENZINA MCN	Da FCC a Nuova sezione desolfurazione benzine MCN (U800)	480	200
ISO-C5	Da Blending a Nuova sezione desolfurazione benzine MCN (U800)	550	100

Sostanza	Linea	Massima lunghezza tratto intercettabile (m)	Diametro (mm)
METANOLO	Da nave cisterna a Stoccaggio	1.300	150
		800	150
	Da stoccaggio a impianto TAME	500	150

Allegato B18 Rev.1

OSSIGENO GASSOSO	Da recinzione Raffineria a limiti batteria IGCC	1000 (interrata)	300
Blow Down	Da impianti a Torce	900	1.500
Blow Down acido	Da impianti a Torce	900	250

SALA POMPE

Esistono in raffineria n. 6 sale pompe così strutturate:

Sala pompe prodotti bianchi

Vi sono installate n. 41 pompe che consentono la movimentazione dei seguenti prodotti:

Benzine n. 23 pompe
Virgin Naphta n. 6 pompe
Kerosene n. 2 pompe
Gasolio n. 13 pompe
Olio combustibile n. 2 pompe
Slop liquidi n. 3 pompe

Sala pompe prodotti neri

Vi sono installate n. 25 pompe di cui:

- n. 10 per spedizioni olio combustibile di cui 3 sono utilizzate anche per le operazioni di preparazione prodotti finiti;
- n. 15 per carica agli impianti di processo

Sala pompe carica Topping

Vi sono installate n. 11 pompe per la carica di greggio agli impianti Topping (T1, T2, RT2)

Sala pompe GPL/A

Vi sono installate n. 22 pompe di cui:

- n. 11 per spedizioni via mare/via terra
- n. 13 per cariche impianti e per trasferimenti

Sala pompe GPL/B

Vi sono installate n. 12 pompe e n. 5 gruppi frigoriferi:

- n. 4 pompe servono per spedizioni prodotto
- n. 6 pompe e i gruppi frigoriferi servono per refrigerare propano/propilene
- n. 2 pompe servono al trasferimento prodotti.

Sala pompe via terra

Vi sono installate n. 17 pompe per spedizioni dalla pensilina via terra.

MISURATORI VOLUMETRICI

Sono presenti n. 5 stazioni di misura dove sono installati n. 64 contatori fiscali. Ogni stazione fiscale, oltre ai misuratori, comprende due serbatoi campione tarati, pompe e serbatoi per la taratura dei contatori.

I contatori misurano i prodotti in ricezione e spedizione via oleodotto e, per quanto relativo a quelli via mare, solo in spedizione.

Sono esclusi gli oli combustibili e i grezzi, il cui controlli non avvengono attraverso misuratori fiscali ma bensì attraverso accertamento diretto sui serbatoi.

SISTEMI DI ADDITIVAZIONE

Sistemi di additivazione

In sala pompe prodotti bianchi è installato un sistema composto da piccoli serbatoi e pompe dosatrici per l'invio di additivi nel kerosene e colorazione benzine esportazione durante la fase di spedizione.

Inoltre è installato un sistema per invio tracciante nella benzina verde per mercato interno. Esso è composto da n° 1 serbatoio cilindrico orizzontale da 40 m³ e n° 2 pompe.

Additivazione gasolio "Cetano Improver"

Il sistema di additivazione in oggetto consente di ottenere un prodotto per autotrazione (gasolio) ad elevato numero di cetano, con conseguente miglioramento delle prestazioni del combustibile e riduzione delle emissioni in atmosfera.

Additivazione benzine e gasoli con "Lubrizol"

L'additivazione delle benzine e gasoli con "Lubrizol" ha lo scopo di migliorare le qualità disperdenti e detergenti dei combustibili con conseguente minor formazione di sedimenti e miglioramento delle prestazioni del combustibile.

Il "lubrizol" arriva in Raffineria in bulk e da qui è additivato direttamente sull'oleodotto di trasferimento prodotti dalla Raffineria al Deposito nazionale, per mezzo delle pompe dosatrici DN-P12 A/B.

IMPIANTO GECAM

L'impianto GECAM di nuova realizzazione ha lo scopo di produrre gasolio in emulsione acquosa, ottenuto per additivazione della carica di gasolio con acqua demineralizzata e agente emulsionante.

L'impianto è dimensionato per produrre in continuo 15000 l/h di gasolio emulsionato.

BLENDING BENZINE

La benzina finita è costituita da una miscela di composti idrocarburici alimentati direttamente dagli impianti di produzione (alchilazione, cracking catalitico, eterificazione, Topping 1/2), oppure provenienti da stoccaggio.

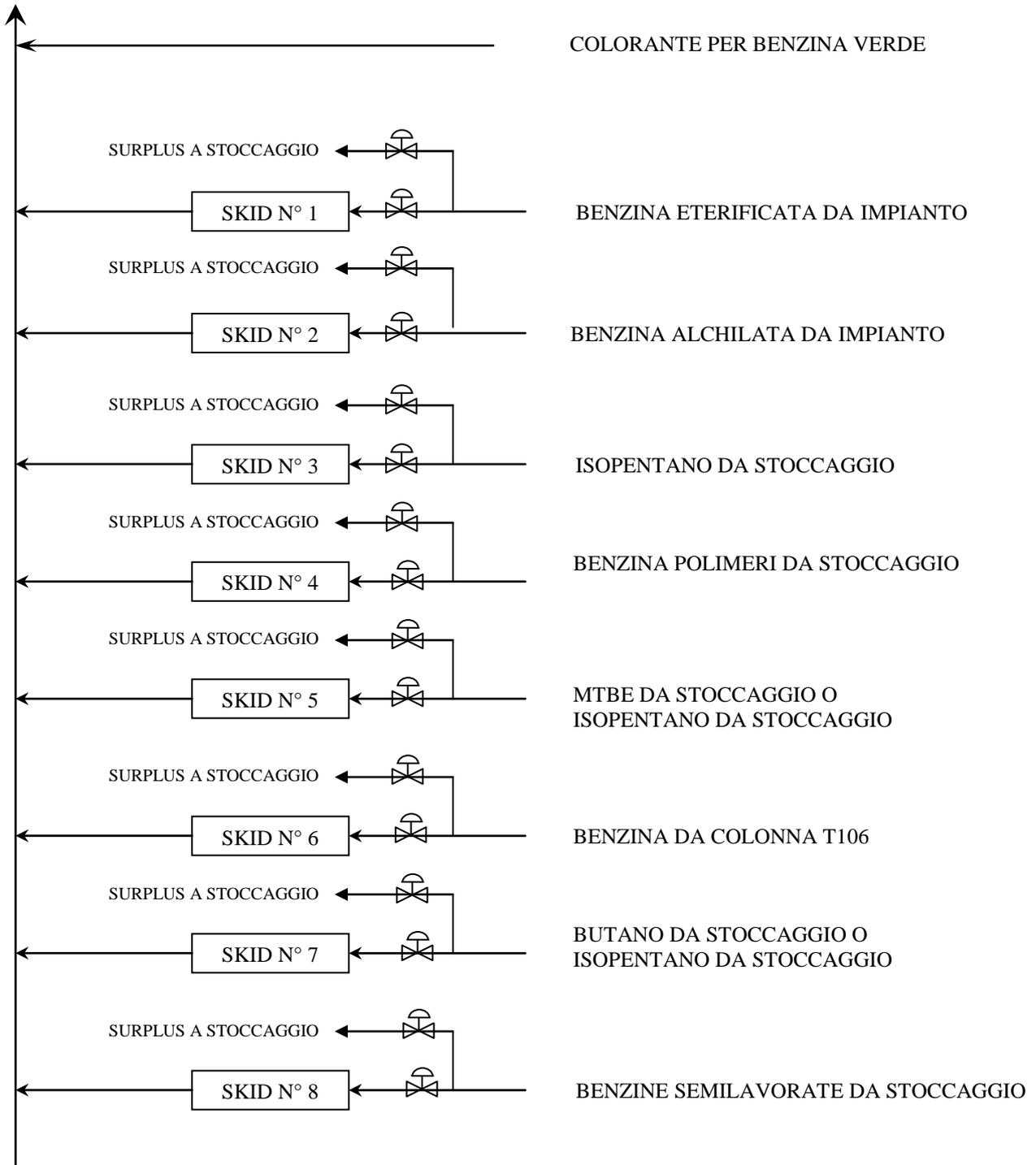
Nella figura riportata nella seguente pagina è schematizzato il sistema "blending benzine", con l'indicazione, dell'assetto tipico previsto, fatto salvo che vi possono essere alcune flessibilità nell'utilizzo degli skid.

I componenti della benzina finita da dosare possono essere alimentati o direttamente dagli impianti, oppure da stoccaggio, fatta eccezione per MTBE, butano, benzina Polimeri Europa e benzina leggera BAL, dosati esclusivamente da stoccaggio.

La portata di ciascun componente della miscela viene alimentata al "collettore di miscelazione" attraverso lo skid di dosaggio in controllo di portata; la portata in eccesso alimentata a ciascuno skid viene deviata, attraverso una linea di "surplus", allo stoccaggio.

Schema tipico blending benzine

BENZINA FINITA A STOCCAGGIO



IMPIANTO DI REFRIGERAZIONE PROPANO/PROPILENE

L'impianto di refrigerazione propano/propilene è costituito da gruppi frigoriferi ad ammoniaca per la refrigerazione del GPL.

PENSILINE DI CARICO DELLA RAFFINERIA

La caricazione avviene mediante n. 1 pensilina con 12 corsie per gli idrocarburi liquidi a pressione atmosferica e n. 1 pensilina (con 3 punti di carico) per il GPL che è distanziata rispetto a quelle dei carburanti.

In dettaglio i punti di carico sono così suddivisi:

IDROCARBURI LIQUIDI	
Corsia	Prodotto
1	Gasolio Riscaldamento JP8 (militare)
2	Gasolio Riscaldamento JP1 (civile)
3	JP8 (militare) Gasolio Riscaldamento
4	JP1/JP8 (militare e civile)
5	Olio combustibile (BTZ)
6	Olio combustibile Fluido (BTZ)
7	Olio combustibile (BTZ)
8	Olio combustibile (BTZ)
9	Olio combustibile (BTZ)
10	Attualmente F.S. in futuro Gasolio Agricolo
11	Gasolio Agricolo-Gasolio Gecam-Gasolio 10 ppm
12	Gasolio Agricolo-Gasolio Gecam-Gasolio 10 ppm
GPL	
Punti di Carico	Prodotto
13	Propano + Butani + Miscela
14	Propano + Butani + Miscela
15	Propano + Butani + Miscela

Da uno dei tre punti di carico GPL può essere spedito anche propano per autotrazione.

QUANTITÀ MOVIMENTATE

Si può assumere come media ESTATE/INVERNO un carico di circa 150 ATB/GIORNO così indicativamente ripartito:

ATB/GIORNO	TIPO PRODOTTO
25	GPL
25	GASOLI
20	PETROLI
60	OLI COMBUSTIBILI

TEMPI MEDI DI CARICAZIONE

PRODOTTO	TEMPI (minuti)
GPL	30
PRODOTTI BIANCHI	20
PRODOTTI NERI	15

STOCCAGGIO E MOVIMENTAZIONE ZOLFO LIQUIDO

Lo zolfo liquido viene prelevato dagli accumulatori degli impianti Z2, Z3 e Z4 ed inviato a mezzo di pompe ad un sistema di stoccaggio composto da 2 serbatoi di stoccaggio a tetto fisso della capacità di circa 4.000 m³ ciascuno.

I serbatoi di stoccaggio sono dotati di opportuno sistema di riscaldamento per mantenere lo zolfo a temperatura superiore alla temperatura di solidificazione.

Oltre ai serbatoi di accumulo, anche tutte le linee interessate dal flusso di zolfo liquido sono coibentate e mantenute in temperatura mediante incamiciatura con vapore.

Per il trasferimento dello zolfo fuso dal serbatoio all'autobotte, viene utilizzato un braccio di carico rigido, dotato di camicia esterna di riscaldamento con vapore, e di linea di recupero dei vapori.

Le operazioni di caricamento zolfo liquido avvengono mediante predeterminazione del carico da trasferire.

MOVIMENTAZIONE ZOLFO SOLIDO

Dai serbatoi lo zolfo liquido viene inviato a 4 scagliettatrici dove viene raffreddato in forma di lamina su nastro di acciaio con acqua in circuito chiuso. Viene quindi frantumato in scaglie e convogliato a mezzo di nastro trasportatore negli appositi (4) silos. Da questi è possibile effettuare le operazioni di caricamento e spedizione via terra dello zolfo sotto forma solida.

Spedizioni

L'area "Spedizioni" opera in accordo con la programmazione che fornisce tutte le informazioni per la ricezione - movimentazione - spedizione dei prodotti.

L'area spedizioni comprende le sezioni necessarie per le spedizioni via mare, via oleodotto, via terra e via terra al Deposito Nazionale.

Le sezioni componenti l'area sono:

- pensilina per spedizioni al mercato sardo;
- pontile;
- gasdotto SARAS – ENI BUSINESS GPL
- gasdotto SARAS - LIQUIGAS
- n° 3 oleodotti SARAS - DEPOSITO NAZIONALE

INDICAZIONE DELLE QUANTITÀ MEDIE MOVIMENTATE			
PRODOTTO	MOVIMENTATO (t/anno)	RATEI MEDI DI CARICO/SCARICO (t/h)	UTILIZZO PONTILI/ISOLE (h/anno)
Spedizioni			
GPL	200.000	130	1.506
PETROLI	126.000	460	275
BENZINE	2.950.000	700	4.241
GASOLI	5.550.000	900	6.173
OLI COMBUSTIBILI	550.000	1200	453

Sull'asse principale del pontile sono disposte n° 21 linee per prodotti petroliferi.

La dimensione delle linee varia da 6" a 24". Le portate e i pontili cui sono collegate sono indicate nella tabella seguente:

Prodotto	Temperatura (C°)	Portata (m³/h)	Punti di ormeggio
Olio Combustibile	35 ÷ 90	600÷3000	Is.1, Is.2, P1, P2, P3, P4, P5
Gasolio	10 ÷ 45	300 ÷ 2500	P1, P2, P3, P4, P5, P7
Gasolio petrolchimico	40 ÷ 70	300 ÷ 700	P1, P2, P3, P4, P5
Jet fuel - Kerosene	5 ÷ 35	300 ÷ 1200	P1, P2, P3, P4, P5, P7
Benzine	5 ÷ 25	300 ÷ 1800	P1, P2, P3, P4, P5, P7
Virgin Nafta	5 ÷ 25	300 ÷ 1200	P1, P2, P3, P4, P5
GPL	3 ÷ 25	50 ÷ 350	P7, P9

Per quanto riguarda la funzionalità dei vari attracchi, le linee di processo sono collegate in modo che tutti i prodotti liquidi possano essere spediti indifferentemente da qualunque Pontile. Per il GPL sono abilitati i Pontili P9-P10-P7-P5.

Le pressioni medie di carico, sui vari pontili e bracci di carico, sono variabili in funzione della pressione di mandata della pompa del carico, della contro-pressione causata dal diametro delle linee e dal numero di cisterne aperte della nave.

I bracci di carico sono tutti azionati idraulicamente e dotati di attacchi rapidi, la dimensione varia da 6" a 12".

Allegato B18 Rev.1

Ai pontili P7 e P9, i bracci GPL sono provvisti d'attacco per collegare la linea del ritorno (3"ASA 300).

La fase gas è collegata sempre ed è usata solo per motivi di sicurezza.

Completate le operazioni di ormeggio con procedura analoga a quella descritta per le operazioni di scarica, si procede al collegamento dei bracci di carico con i manifold della nave per consentire la scarica della *zavorra* (se richiesto).

Al termine di tale operazione si procede a tutte le altre operazioni preliminari per iniziare il carico.

Anche in questo caso, come per la scarica, i bracci sono metallici, muniti di sistemi meccanici con ricerca automatica, e comandati da una centralina idraulica.

Verificata la tenuta del braccio (con pressione di azoto) ed avuta conferma dalla nave per l'inizio delle operazioni, d'accordo con il personale del movimento addetto ai serbatoi, si aprono le valvole con conseguente inizio carico per gravità.

Il personale di bordo, verificata la regolarità dell'arrivo di prodotto, chiede l'avviamento delle pompe di spedizione.

La nave, con congruo anticipo (mezz'ora, un'ora), preavvisa il completamento carico; a 5÷10 minuti avvisa per la fermata delle pompe ed il completamento del carico avviene per gravità.

A fine carico il prodotto rimasto nei bracci viene drenato nelle tanche della nave e nel serbatoio di slop (tranne nel caso di olio combustibile per il quale si drena tutto a bordo con l'ausilio di aria compressa/azoto).

Tutte le linee sono protette da valvole di sicurezza che, eventualmente, scaricano a serbatoio di slop.

Il sistema di carico prodotti per mezzo dei pontili è stato dotato di un sistema di protezione automatizzato, costituito da pressostati, posti sui clarinetti di tutti i bracci, tarati ad una pressione massima di 8 Kg/cm², che comandano l'arresto delle pompe di carico e la chiusura delle valvole di piede dei bracci di carico e mettono in condizioni di sicurezza le apparecchiature, ogni qualvolta si raggiungano valori di pressione tali da creare situazioni anomale.

L'intervento del sistema di blocco è segnalato da una sirena d'allarme.

Il sistema è in grado di controllare continuamente la pressione di caricazione, di rilevare in qualsiasi momento eventuali condizioni di alta pressione su uno qualsiasi dei bracci e di bloccare le operazioni di carico.

Il sistema di protezione adottato permette una gestione sia a livello locale, sia dalla Sala Controllo Movimento, ubicata a circa 4 km dai pontili interessati al carico, attraverso le possibili operazioni di:

- intervento manuale in emergenza degli operatori locali, attraverso quadri di controllo ubicati sui pontili
- intervento manuale degli operatori da Sala Controllo Fungo, attraverso le stazioni video del sistema di controllo distribuito
- intervento automatizzato, sulla base dei segnali provenienti dal campo.

La funzione del sistema è quella di proteggere le linee di carico da sovrappressioni, dovute in genere ad una chiusura improvvisa e non programmata di valvole sul ponte delle navi. I sensori che mettono in azione il sistema sono quindi dei rilevatori di pressione, che, ubicati su ciascuno dei bracci interessati, provvedono a segnalare un valore di pressione superiore al massimo valore accettabile.

In conseguenza all'intervento dei sensori di pressione (pressostati), il sistema provvede al blocco automatico delle pompe. Inoltre è sempre possibile l'intervento manuale di attivazione del blocco

Allegato B18 Rev.1

da parte dell'operatore, che provvederà, in questo caso, anche alla chiusura delle valvole motorizzate dei bracci di carico.

GASDOTTO SARAS-ENI – BUSINNES GPL

Tale gasdotto effettua il collegamento tra il parco stoccaggio GPL della Raffineria SARAS e lo stabilimento ENI – Businnes GPL di Sarroch.

La linea per trasferimento di GPL in oggetto è realizzata con una tubazione in acciaio del diametro esterno di 6" nominali.

Il percorso della linea si sviluppa dalla Sala pompe GPL, dove è interconnessa con pompe esistenti, fino alla recinzione fiscale dello stabilimento, dove si collega con la linea realizzata da Eni. La lunghezza complessiva è di circa 1000m.

La portata operativa durante le fasi di trasferimento è dell'ordine degli 80-100 m3/h.

In prossimità della sala pompe è installata una slitta di misura fiscale dotata di misuratori volumetrici approvati da 4" e di tutte le apparecchiature ausiliarie quali filtri, limitatori di portata, doganatori, valvole di intercettazione ecc..

Vi sono inoltre due misuratori volumetrici fiscali al fine di consentire le operazioni di trasferimento in ogni circostanza anche quando uno dei due misuratori dovesse risultare fuori servizio per manutenzione o taratura.

In corrispondenza della slitta di misura fiscale sono installati estintori carrellati e portatili come previsto dalle normative di sicurezza.

Tecnologia di base adottata

Le tecnologie adottate sono quelle note e consolidate che comunemente caratterizzano gli impianti di stoccaggio e movimentazione dei prodotti dell'industria dei derivati del petrolio.

Vengono inoltre effettuate operazioni di additivazione prodotti petroliferi (benzina, gasoli) senza modificare lo stato fisico dei prodotti stessi.

Capacità produttive dell'impianto

La capacità annua di progetto di lavorazione dello stabilimento è di 18.000.000 di tonnellate di grezzo.

Nella seguente tabella viene riportato il prospetto delle quantità medie di prodotti in uscita

Prodotto in uscita dalla Raffineria	Via mare (t)	Via terra (t)	Via oleodotto/ gasdotto (t)	Totale (t)
GPL	195.745	105.401	111.216	412.362
Benzina/V.N.	3.293.226	301.627	982.455 (*)	4.577.308
Jet Fuel JP1/Kero/Petr.	159.510	64.530	68.060	292.100
Gasolio/GAP	5.789.109	562.763	217.668	6.569.540
Olio combustibile	868.348	328.265	147.941	1.344.554
Zolfo	--	115.586	--	115.586
Fuel gas	--	--	52.580	52.580
				TOT 030 !Errore di sintassi,

(*) I prodotti del Deposito Nazionale sono poi trasferiti via autobotte.

Aspetti ambientali

Consumi

Risorse idriche

Il consumo di risorse idriche è riferito, per fase di utilizzo, alle acque igienico sanitarie e alle acque di raffreddamento, così come riporta la scheda B2.1 nell'anno di riferimento 2003:

Fasi di utilizzo	Utilizzo	Volume totale annuo, m ³
RICEZIONE PREPARAZIONE E MOVIMENTAZIONE SPEDIZIONE	Igienico sanitario	1.703
RICEZIONE PREPARAZIONE E MOVIMENTAZIONE SPEDIZIONE	Industriale di raffreddamento	29.346.000
SPEDIZIONE	Igienico sanitario	304

Materie prime

Le materie prime consumate nelle aree di ricezione, stoccaggio e movimentazione, spedizioni sono riportate nelle seguenti tabelle, come indicato nella scheda B1.1. allegata.

Materie prime	Fasi di utilizzo	Sostanze pericolose contenute		
		Denominazione	% in peso	Contenuto annuo
GREZZI	PREPARAZIONE E MOVIMENTAZIONE	Miscela di idrocarburi composta da metano sino alle frazioni petrolifere più pesanti con temperatura finale di ebollizione pari a 370 °C		14.293.781 ton
Benzina da pirolisi	PREPARAZIONE E MOVIMENTAZIONE	PYGAS		82.975 ton
METANOLO	PREPARAZIONE E MOVIMENTAZIONE	METANOLO		55.855 ton
METIL-TER-BUTIL ETERE	PREPARAZIONE E MOVIMENTAZIONE	MTBE		91.492 ton
GASOLIO	PREPARAZIONE E MOVIMENTAZIONE	Miscela complessa di idrocarburi con intervallo di distillazione 160-390		255.366 ton
BENZINA SEMILAVORATA	PREPARAZIONE E MOVIMENTAZIONE	BENZINA		11.124 ton
PROPANO	PREPARAZIONE E MOVIMENTAZIONE	PROPANO		3.698 ton
DETERGENTE BLU DIESEL	SPEDIZIONI	Nafta	60-69,9%	1.732 kg
		Alcol Alchilico	10-19 %	
		Naftaleno	6,80%	
		Trimetil benzene	1-4,9%	

Allegato B18 Rev.1

		Idrocarburi aromatici	1-4,9	
		Fenol butilato	0,5-1,5%	

Materie prime	Fasi di utilizzo	Sostanze pericolose contenute		
		Denominazione	% in peso	Contenuto annuo
DENATURANTE GPL	PREPARAZIONE PRODOTTI FINITI, SPEDIZIONE	2,4 pentadiene		5.351 kg
		acetilacetone	74%	
		Alcol isobutilico		
COLORANTE ROSSO Gasolio riscaldamento	PREPARAZIONE PRODOTTI FINITI	Colorante azoico		3.736 kg
		Solvete xiloli	5%	
		Solvente nafta	40%	
COLORANTE VERDE benzine	PREPARAZIONE PRODOTTI FINITI	Colorante antrachinonico blu e colorante azoico		69.245 kg
		Solvente xiloli	30%	
		Solvente Nafta	20%	
ANTIDETONANTE per BENZINE	PREPARAZIONE PRODOTTI FINITI	PIOMBO TETRAETILE*	-	5.470 kg
		1,2 DIBROMO-ETANO	-	
		STABILIZZATORI E SOSTANZE COLORANTI	-	
COLORANTE VERDE Gasolio agricolo	SPEDIZIONI	Colorante antrachinonico in olio minerale	54%	17.458 kg
		Marcante A	6%	
		Solvente Xilolo	40%	
CFPP improver	PREPARAZIONE PRODOTTI FINITI	Nafta Solvente	30-35%	1.162.118 kg
		2 etilesan 1-olo	10-20%	
		Ammino deriavato	3-8%	

* non più utilizzato, ultime ricezioni I semestre 2002, per utilizzo nel mercato estero nell'anno 2003.

Allegato B18 Rev.1

Lubrificante per gasolio	PREPARAZIONE PRODOTTI FINITI	Miscela Acidi Grassi in solvente petrolifero	100%	314.955 kg
Lubrificante per gasolio	PREPARAZIONE PRODOTTI FINITI	Frazione idrocarburica miscelata con sostanze vegetali	80%	105.131 kg
Cetan improver	PREPARAZIONE PRODOTTI FINITI	2-etil esil nitrato	100%	311.521 kg
Antiossidante	PREPARAZIONE PRODOTTI FINITI	Miscela butil fenoli terziari in xilolo	100%	6.800 kg
Dehazer	PREPARAZIONE PRODOTTI FINITI			920 kg
Anticorrosivo	PREPARAZIONE PRODOTTI FINITI	Acido grasso	50%	5.040 kg
		Solvente Nafta	50%	

Materie prime	Fasi di utilizzo	Sostanze pericolose contenute		
		Denominazione	% in peso	Contenuto annuo
Antistatico per cherosene	PREPARAZIONE PRODOTTI FINITI	Toluene	30-60%	356 kg
		Solvente nafta	10-30%	
		Acido dinonilnaftalensolfonico	10-30%	
		Polimero contenente zolfo	10-30%	
		Polimero contenente azoto	5-10%	
		Propan-2-olo	1-5%	
		Naftalene	1-5%	
Anticorrosivo per cherosene STADIS 450	PREPARAZIONE PRODOTTI FINITI	1,2,4 Trimetil benzene	1-5%	798 kg
		Naftalene	5-10%	
		Nafta aromatica pesante	30-50%	
Anticongelante per cherosene	PREPARAZIONE PRODOTTI FINITI	2-(2metossi) etanolo	100%	63.404 kg
Stabilizzante gasolio emulsionato	PREPARAZIONE PRODOTTI FINITI	Poliestere modificato non ionico	100%	56.399 kg

Allegato B18 Rev.1

Glicole Monoetilenico	PREPARAZIONE PRODOTTI FINITI	Glicole monoetilenico	>98%	8.041 kg
AMMONIACA		AMMONIACA	100%	16.800 kg
OLI MINERALI TRATTATI E ADDITIVATI		OLI LUBRIFICANTI E IDRAULICI	100%	6.618 kg

Sostanze pericolose

Nelle seguenti tabelle sono riportate le sostanze trattate, ai sensi del D. Lgs. 334/99, sulla base dei quantitativi di sostanze pericolose¹ effettivamente presenti negli stessi, calcolate secondo quanto descritto nelle note.

Impianto	Sostanze pericolose presenti	Quantità Massima (t)
Parco Stoccaggio Atmosferico	MTBE	7.400
	Metanolo	7.945
	Benzina	503.000 (1)
	Cherosene	78.400 (2)
	Grezzo	1.207.000 (2)
	Gasolio	675.500 (3)
	Olio Combustibile	758.000 (4)

(1) Quantità calcolata considerando i serbatoi di stoccaggio atmosferico pieni al 100% ed utilizzando una densità di 0,74 t/m³

(2) Quantità calcolata considerando i serbatoi di stoccaggio atmosferico pieni al 100% ed utilizzando una densità di 0,85 t/m³ per greggi

(3) Quantità calcolata considerando i serbatoi di stoccaggio atmosferico pieni al 100% ed utilizzando una densità di 0,80 t/m³ per kerosene e di 0,82 t/m³ per il gasolio

(4) Quantità calcolata considerando i serbatoi di stoccaggio atmosferico pieni al 100% ed utilizzando una densità di 0,95 t/m³

Impianto	Sostanze pericolose presenti	Quantità Massima (t)
Stoccaggio GPL e pentani	Gas liquefatti estremamente infiammabili	20.988 (4)
	Tossiche (NH ₃)	4
	Pentani BAL	6.804 (4)
	9ii – Sostanze pericolose per l'ambiente (2-etilesilnitrito)	129

(4) Quantità calcolata considerando l'hold up contenuto nei serbatoi di stoccaggio GPL a pressione, GPL refrigerato ed utilizzando i le seguenti densità: 0,42 t/m³ per GPL e 0,63 t/m³ per i pentani.

STOCCAGGI			
SOSTANZE PRESENTI	ATTIVITÀ		
	Stoccaggio	Blending	Prodotti finiti
GREGGIO	X		
BENZINA SEMILAV.	X	X	
KERO SEMILAVOR.	X	X	
GASOLI SEMILAVOR.	X	X	
OLI COMBUSTIBILI	X	X	
GPL	X	X	
METANOLO	X		
MTBE	X	X	
ADDITIVI	X (*)	X	
BENZINE	X		X
PETROLI	X		X
GASOLI	X		X
FUEL OIL	X		X
GPL	X		X

(*) In bulk e/o serbatoi di stoccaggio di capacità massima di 200 m³

PONTILE		
SOSTANZE PRESENTI	FASI OPERATIVE	
	SCARICO	CARICO
ACQUA ZAVORRA	X	
GPL		X
BENZINE		X
PETROLI		X
GASOLI		X
OLI COMBUSTIBILI	X	X
GREZZO	X	
MTBE	X	
METANOLO	X	
BENZINE SEMILAV.	X	
GPL SEMILAV.	X	
KERO SEMIL.	X	
GASOLI SEMILAV	X	

EmissioniAria

Le emissioni in atmosfera sono principalmente di origine fuggitiva sottoforma di VOC, dovute alle perdite dai serbatoi di stoccaggio durante la movimentazione prodotti.

Come è riportato nella scheda B.8.1 allegata alla presente le emissioni fuggitive nell'anno di riferimento 2003 risultano essere:

Fase	Emissioni	Descrizione	Inquinanti presenti	
			Tipologia	Quantità
movimentazione e spedizione prodotti	diffuse		VOC	3.298 kg/anno (C) ⁽¹⁾
stoccaggi grezzo e prodotti	fuggitive		VOC	392.506 kg/anno (C)

Note

(1) Calcolo delle perdite di prodotti petroliferi nelle fasi di caricamento per trasporto via mare e via terra (metodo E.P.A.):

$Q.tà\ emessa\ (gal/anno) = Q \times L1$

$Q = Q.tà\ spedita\ (gal)$

$L1\ (lb/1000gal) = 12.46 \times S \times P \times Mv / T \times (1 - Eff / 100)$

S = Fattore di saturazione

P = Tensione di vapore (psia)

Mv = peso molecolare vapori (lb/lbmol)

T = Temperatura del liquido caricato (°R)

Eff. = Efficienza del sistema di recupero vapori

Acqua

Le acque reflue prodotte si riferiscono principalmente alle acque di drenaggio serbatoi convogliate in fognatura che possono contenere idrocarburi in emulsione e inviate alle vasche API del TAS.

Lo scarico 8B raccoglie le acque meteoriche provenienti dai bacini di contenimento dei serbatoi di stoccaggio del GPL .

Rifiuti

I rifiuti tipici generati nell'area di stoccaggio e movimentazione sono i fanghi del fondo dei serbatoi (rifiuto pericoloso, codice CER 050103), rimossi durante le operazioni di pulizia in fase di manutenzione e ispezione.

I rifiuti subiscono un trattamento chimico-fisico (inertizzazione) prima di essere inviati in discarica, la ditta che effettua il trattamento è la società Ecotec.

Suolo

Eventuali perdite dai serbatoi di stoccaggio ed il sovrariempimento degli stessi potrebbero provocare rilasci nel suolo di sostanze pericolose per l'ambiente (R51/R53). Allo stesso modo la rottura, la perdita da flangie e valvole e i perdite per corrosione delle tubazioni possono portare al rilascio di accidentale di grezzo o di altri prodotti sul suolo.

Tra le modalità di prevenzione adottate, la raffineria ha predisposto:

- la pavimentazione dei bacini di contenimento dei serbatoi in cemento con piani pluriennali:
 - o un primo piano triennale (2004-2006) per i serbatoi di grezzo prevede la realizzazione del 50% dei bacini di questi serbatoi;
 - o un piano quinquennale (2004-2006) per i serbatoi contenente benzina, gasolio e cherosene prevede la realizzazione del 30% dei bacini di questi serbatoi;
- la pavimentazione delle piste tubi (pipe-way) in cemento dove le linee di movimentazione del grezzo e dei prodotti (linee aeree) permettono i trasferimenti tra serbatoi, impianti e sistemi di ricezione e spedizione;
- adozione di uno standard per la realizzazione dei doppi fondi per i serbatoi di stoccaggio per grezzi, benzine, gasoli e cherosene.

Tale standard è valido sia per i nuovi serbatoi che per gli esistenti quando sottoposti alle normali operazioni di manutenzione. Il completamento di sostituzione dei fondi potrà avvenire negli anni con l'esclusione dei serbatoi dal processo durante la manutenzione degli stessi.

Altre problematiche ambientali da evidenziare

Traffico marittimo

Nel trasporto via mare si possono verificare rotture accidentali o altri incidenti che possono portare alla dispersione di idrocarburi in mare.

Per la riduzione del rischio la Saras ha già operato la sostituzione delle navi a monoscafo con quelle a doppio scafo (oltre il 90%) le esistenti motoscafo con zavorra segregata.

Ugualmente dal pontile, nelle operazioni di carico e scarico, si possono verificare perdite di grezzo, gasoli e idrocarburi nei tratti di mare immediatamente prospicienti.

IMPIANTI DI DISTILLAZIONE ATMOSFERICA: TOPPING 1 (T1)

Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante

Nel Topping 1 il petrolio, portato alla temperatura di distillazione durante il passaggio nei forni, viene immesso in colonna di frazionamento dove la miscela di liquido e vapore si separa. Da fondo colonna viene estratta la frazione pesante (residuo atmosferico), destinata ad alimentare gli impianti sotto vuoto. I vapori tendono a salire nella colonna, condensando a diverse altezze e dando luogo alle frazioni distillate: gasoli, petrolio/cherosene, benzine, , GPL miscela (butano, propano), fuel gas.

Storia dell'impianto

La progettazione esecutiva è stata effettuata dalla Società SNAM PROGETTI. L'impianto è stato avviato nel 1965.

Capacità produttive dell'impianto

La capacità giornaliera di progetto dell'impianto Topping T1 è di 21.500 m³/giorno

Descrizione dei processi e degli impianti

IMPIANTO DI DISTILLAZIONE ATMOSFERICA: TOPPING 1

L'impianto Topping 1 è costituito da una Sezione di Distillazione Atmosferica e da una Sezione di Frazionamento Benzine e Recupero GPL.

L'unità è stata progettata per ottenere i seguenti prodotti:

	T (°C) (*)
GPL	-
Isopentano	-
Benzina leggera	75
Benzina media	75-135
Benzina pesante	135-170
Cherosene	170-230
Gasolio leggero	230-340
Gasolio pesante	340-375
Residuo atmosferico	> 380

(*) Intervalli di temperatura tipici di frazionamento (valori orientativi)

1. Sezione di distillazione

Comprende le seguenti sottosezioni:

Recupero termico (Treno di scambio)

Il preriscaldamento del grezzo è ottenuto nel treno di scambio a spese del calore dei prodotti prima dell'invio a stoccaggio e dei reflussi circolatori.

Dissalazione

Il grezzo, dopo essere stato preriscaldato ad una temperatura di 110-130 °C, è miscelato intimamente con acqua (3-5% in volume) e inviato a due desalters, dove, per effetto di un campo elettrico, si ottiene la separazione della fase idrocarburi dalla fase acqua, ricca di sali, che viene scaricata riducendo così fortemente il contenuto di sali residui nel grezzo.

Forno

E' costituito da una sezione convettiva comune e da una sezione radiante suddivisa in tre camere. Prima dell'ingresso nella zona convettiva la linea del grezzo è suddivisa in 12 serpentine, con regolazione di portata in modo da assicurare una equilibrata ripartizione del flusso.

Terminata la fase di preriscaldamento, con recupero di calore dai fumi della combustione, il grezzo subisce l'incremento finale di temperatura (345 ÷ 365 °C) per effetto dell'irraggiamento.

Il controllo del processo è ottenuto tramite TRC (la termocoppia è ubicata nella transfer line a valle del punto in cui si riuniscono le tubazioni in uscita dalle tre camere radianti) che mantiene il valore prefissato di temperatura del grezzo in uscita forno, inviando un segnale di comando alle valvole che regolano l'afflusso del combustibile (gas di raffineria e/o olio denso).

Un complesso di termocoppie, manometri e deprimometri è predisposto per consentire l'esercizio del forno in condizioni ottimali sia dal punto di vista del rendimento che della sicurezza.

Colonna di distillazione

Il grezzo proveniente dal forno, parzialmente vaporizzato, è trasferito alla colonna di distillazione, dotata di 42 piatti, in cui è frazionato nei diversi tagli.

In particolare si ottengono i seguenti prodotti:

a) Residuo

Dopo essere stato strappato in controcorrente con vapore è estratto dal fondo colonna, sotto controllo di livello, cede calore al grezzo (nel treno di scambio) in alcuni ribollitori della sezione di frazionamento leggeri, subisce una refrigerazione finale con produzione di vapore ed è inviato a stoccaggio.

b) Gasolio pesante

E' prelevato dal 35° piatto, inviato ad una colonna di strappaggio con vapore e, dopo lo scambio termico col grezzo e per produzione di vapore, a stoccaggio in controllo di portata.

c) Gasolio medio e gasolio leggero

Nel normale assetto viene prodotto solo gasolio leggero, che è prelevato dal 29° piatto, strappato con vapore, scambia calore col grezzo, è raffreddato ed inviato a stoccaggio in controllo di portata.

Nel caso di carica impianto con grezzo A100, può essere estratto anche gasolio medio, che è inviato unitamente al gasolio leggero all'unità di essiccamento dell'impianto HDS500.

d) cherosene

Il kerosene è estratto dal piatto n. 20, è strappato con vapore, cede calore nel treno di preriscaldamento del grezzo, preriscalda l'aria comburente è refrigerato ed è stoccato in controllo di portata.

Il kerosene può inoltre essere inviato ai filtri di essiccamento J1 e J2.

e) Benzina pesante

La benzina pesante è prelevata dal piatto n. 13, strappata, refrigerata ed inviata a stoccaggio sotto controllo di portata.

f) Prodotto di testa

Questa frazione comprende i costituenti leggeri del grezzo e cioè benzine, gas condensabili (GPL) e incondensabili (fuel gas); è raffreddata in refrigeranti ad aria e in condensatori ad acqua ed inviata ad un separatore; il prodotto liquido (a 38°C) è in parte riflussato in colonna, in parte inviato alla sezione di frazionamento; i gas sono convogliati ad una stazione di compressione per il recupero dei componenti propano e butano.

2 Sezione di frazionamento leggeri

Colonna stabilizzatrice

Il distillato di testa della colonna atmosferica, prelevato a bassa temperatura da un accumulatore, è inviato, dopo scambio termico con il riflusso circolatorio inferiore, in carica alla prima colonna di frazionamento leggeri.

Il calore necessario al processo è fornito da un ribollitore (il fluido caldo è il riflusso circolatorio inferiore).

Il prodotto di testa, dopo condensazione, è in parte riflussato ed in parte inviato in carica alla colonna deetanizzatrice.

Il prodotto di fondo è inviato, sotto controllo di livello, alla colonna di frazionamento (splitter) benzine.

Splitter benzine

Il prodotto di fondo della stabilizzatrice è inviato, direttamente in carica ad una seconda colonna che lo fraziona in due tagli: il primo è costituito da benzine di media densità (fondo), il secondo da benzine leggere (testa).

La benzina leggera condensata in parte è riflussata in colonna ed in parte, dopo preriscaldamento con la benzina di fondo, è inviata a stoccaggio.

La benzina media, dopo aver ceduto calore per preriscaldare la carica di tali colonne, è refrigerata e inviata a stoccaggio in controllo di portata.

Il calore necessario allo splittaggio è ottenuto tramite scambio tra il prodotto di fondo e il riflusso circolatorio inferiore.

Colonna T1-T106

La benzina riformata proveniente dall'impianto CCR costituisce, dopo essere stata preriscaldata, la carica alla colonna T1-T106 che ha lo scopo di separare il benzene ed i suoi precursori dalla rimanente frazione di benzina.

La benzina (prodotto di testa) è refrigerata, condensata, in parte riflussata e in parte destinata a stoccaggio.

Il prodotto di fondo colonna è refrigerato, è inviato a stoccaggio sotto controllo di livello.

Il calore necessario per il frazionamento è ceduto al prodotto di fondo in due ribollitori tramite il residuo di fondo della colonna atmosferica.

Dal taglio laterale viene estratto circa l'85% del benzene presente nella carica.

Deetanizzatrice

Il condensato di testa della stabilizzatrice è preriscaldato e inviato in carica alla colonna deetanizzatrice allo scopo di separare i gas incondensabili dalla miscela di propano e butano (GPL).

Il prodotto di fondo (C3/C4) dopo aver ceduto calore alla carica, è refrigerato, trattato chimicamente in un impianto di desolforazione Merox e successivamente inviato alla colonna di frazionamento GPL T110, fuori dai limiti batteria dell'impianto Topping 1.

Il prodotto di testa è solo parzialmente condensabile: la frazione liquida, prevalentemente etano, è riflussata in colonna, mentre la frazione gassosa, costituita dagli incondensabili, è convogliata alla rete gas combustibile della raffineria previo lavaggio in una colonna fuori dai limiti di batteria dell'impianto T1.

Aspetti ambientali

Consumi

Risorse idriche

Il consumo di risorse idriche è riferito, per fase di utilizzo, alle acque di processo e alle acque di raffreddamento, così come riporta la scheda B.2.1, nell'anno di riferimento 2003 risulta:

Fasi di utilizzo	Utilizzo	Volume totale annuo, m ³
Distillazione atmosferica	Industriale di processo	200.000
Distillazione atmosferica	Industriale di raffreddamento	20.486.000

Energia termica ed energia elettrica

Come riportato in letteratura, l'unità di distillazione atmosferica risulta essere quella con il più alto consumo energetico.

Il consumo energetico nell'anno di riferimento 2003, così come è riportato nella scheda B.4.1 allegata, risulta:

Energia termica consumata (MWh)	Energia elettrica consumata (MWh)
755.100	38.622

Combustibile

I combustibili consumati nell'unità di Topping 1 sono riportati nella seguente tabella, come indicato nella scheda B.5.1 nell'anno di riferimento 2003.

Combustibile	% S	Consumo annuo (t)	PCI (kJ/kg)	Energia (MMJ)
Fuel oil	0,82	53.108	40.803	2.167
Fuel gas	0,12	18.409	47.868	881

Materie prime

Le materie prime consumate nell'unità di distillazione atmosferica (Topping 1) sono riportate nella seguente tabella, come indicato nella scheda B.1.1 allegata.

Descrizione	Produttore e scheda tecnica	Tipo	Stato fisico	Eventuali sostanze pericolose contenute		Consumo annuo
				N° CAS	Denominazione	
Grezzo A100		Materia prima	Liquido			3.442,36 Kton
Grezzi ATZ		Materia prima	Liquido			516,35 Kton
Grezzi BTZ		Materia prima	Liquido			1.778,55 kton
Slop		Rilavorazione	Liquido			62,56 kton
Trattamento anticorrosione	Baker Petrolite	Additivo	Liquido	Na	BPR34260	72.144 kg
	Baker Petrolite	Additivo	Liquido	Na	BPR27589	9.809 kg
Trattamento anticorrosione	Baker Petrolite	Additivo	Liquido	Na	BPR81156	14.647 kg
	Baker Petrolite	Additivo	Liquido	Na	BPR81203	7.198 kg
Emulsionante fuel oil al forno F101	Betz	Additivo	Liquido	Na	Fuelsolv PEP 99	10.300 kg

Allegato B18 Rev.1

Descrizione	Produttore e scheda tecnica	Tipo	Stato fisico	Eventuali sostanze pericolose contenute		Consumo annuo
				N° CAS	Denominazione	
Additivo Merox	UOP	Additivo		7732-18-5	Merox WS	300 Kg

Nota: emulsionante PEP additivato da gennaio ad agosto.

Sostanze pericolose

Nelle seguenti tabelle sono riportate le sostanze in carica al Topping 1 sulla base dei quantitativi di sostanze pericolose¹ effettivamente presenti negli stessi.

Impianto	Sostanze pericolose presenti	Quantità massima (t)
Topping 1	grezzo	1177,3

Dalla distillazione del grezzo derivano i seguenti prodotti:

TOPPING 1						
SOSTANZE PRESENTI	SEZIONI DELL'IMPIANTO					
	CARICA	FRAZION. (Col.topp.)	STABILIZZ. BENZINA	SPLITTER BENZINA	DEBENZ.	DETANIZZ.
GREGGIO	X	X				
FG		X	X	X	X	X
GPL		X	X			X
C5		X	X	X		
BAL		X	X	X		
BAM		X	X	X		
BAP		X	X	X		
RIFCCR					X	
KERO		X				
GAL/GAM		X				
GAP		X				
RA		X				

Sono di seguito riportate le sigle utilizzate nella tabella:

BAL: Benzina leggera
 BAM: Benzina media
 BAP: Benzina pesante
 RIFCCR: Benzina riformata da CCR
 KERO: Cherosene
 GAL: Gasolio leggero
 GAM: Gasolio medio
 GAP: Gasolio pesante
 RA: Residuo atmosferico
 FG: Fuel gas - gas combustibile
 GPL: Gas di Petrolio Liquefatto
 C5: Pentani
 C3: Propano
 C4: Butano
 BD: Gas da Blow-Down

EmissioniAria

Le emissioni di tipo convogliato derivano principalmente dai forni di processo, mentre quelle fuggitive sono sottoforma di COV.

Le emissioni puntuali vengono convogliate dal camino 25, camino centralizzato. Il camino centralizzato convoglia i fumi derivanti dal Topping 1 e dalle tre caldaie della CTE.

In particolare le emissioni in atmosfera relative derivanti dal Topping 1 e dalle tre caldaie della CTE sono di tipo convogliato e nell'anno di riferimento 2003 risultano essere come media annuale:

Camino	Portata Nm ³ /h	Inquinanti	Flusso di massa, t/anno (C)	Concentrazione, mg/Nm ³ (C)	% O ₂
camino centralizzato	298.363	CO	141	54	3
		SO ₂	2.926	1.120	
		NO _x	1.390	532	
		Polveri	223	85	

Acqua

La condensazione del vapore d'acqua, utilizzato per gli strippaggi, contribuisce alla generazione delle acque reflue. Le quali possono contenere principalmente idrocarburi, H₂S, solidi sospesi, cloruri, mercaptani, fenolo, NH₃ e soda caustica usate per proteggere dalla corrosione che possono dare un pH elevato.

Le acque acide prodotte vengono inviate a trattamento nell'impianto SWS, prima di essere convogliate al TAS.

Rifiuti

I rifiuti tipici generati nell'unità di distillazione atmosferica Topping 1 sono i fanghi provenienti dalle operazioni di pulizia/manutenzione periodica (rifiuto pericoloso, codice CER 050106).

I rifiuti vengono prima inertizzati e successivamente inviati in discarica, la ditta che effettua lo smaltimento è la società Ecotec.

Suolo

L'area impianti è pavimentata ed eventuali perdite o rilasci accidentali sono convogliate al sistema di fognatura oleosa della stabilimento che è collegato all'impianto Trattamento Acque di Scarico.

IMPIANTO DI DISTILLAZIONE ATMOSFERICA: TOPPING 2 - VACUUM2

Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante

Nel Topping 2 il petrolio, portato alla temperatura di distillazione durante il passaggio nei forni, viene immesso in colonna di frazionamento dove la miscela di liquido e vapore si separa. I vapori tendono a salire nella colonna, condensando a diverse altezze e dando luogo alle frazioni distillate: gasoli, petrolio/Kerosene, benzine, butano, propano, GPL miscela, fuel gas.

Dal fondo colonna viene estratta la frazione pesante (residuo atmosferico), destinata ad alimentare l'impianto sotto vuoto Vacuum 2 per il recupero del gasolio. Questa unità è strettamente integrata con l'impianto Topping 2 sia perché ne processa la carica calda e sia perché i suoi prodotti cedono calore al Topping 2.

Storia dell'impianto/fase rilevante

La **progettazione** esecutiva degli impianti in oggetto è stata effettuata dalla Società:

- SNAM PROGETTI

L'impianto Topping 2 è stato avviato nel 1969.

L'impianto Vacuum 2 è stato avviato nel 1982.

Capacità produttive dell'impianto

La capacità di progetto dell'impianto Topping 2 è di 22.300 m³/d

La capacità di progettodell'impianto Vacuum 2 è di 11.200 m³/d

La carica è costituita tipicamente da residuo atmosferico in carica diretta dal T2 (anche se è possibile anche la carica da T1 ed RT2 o da stoccaggio).

Descrizione del processo e dell'impianto

L'impianto Topping 2 è costituito da una Sezione di Distillazione Atmosferica e da una Sezione di Frazionamento Benzine e Recupero GPL.

L'unità è stata progettata per ottenere i seguenti prodotti:

	T (°C) (*)
Propano	-
Butano	-
Isopentano	-
Benzina leggera	70
Benzina media	70-165
pesante	165-250
Kerosene	250-320
Gasolio leggero	320-360
Gasolio medio	360-380
Gasolio pesante	> 380
Residuo atmosferico	

Allegato B18 Rev.1

1. Sezione di distillazione

Comprende le seguenti sottosezioni:

Recupero termico (Treno di scambio)

Il preriscaldamento del grezzo è ottenuto nel treno di scambio (costituito da due rami in parallelo, comprendenti rispettivamente 15 e 14 scambiatori, e da un ramo finale unico, comprendenti 5 corpi) a spese del calore dei prodotti del Topping e dell'impianto di distillazione sottovuoto, termicamente integrata a quella atmosferica.

Dissalazione

Il grezzo, dopo essere stato preriscaldato ad una temperatura di 110-130 °C, è miscelato intimamente con acqua (3-5% in volume) e inviato a due desalters, dove, per effetto di un campo elettrico, si ottiene la separazione della fase idrocarburi dalla fase acqua, ricca di sali, che viene scaricata riducendo così fortemente il contenuto di sali residui nel grezzo.

Colonna Preflash DN4

La carica successivamente viene inviata in una colonna preflash DN4.

I vapori sviluppatasi rappresentano la carica alla prima colonna splitter e a loro volta inviati alla colonna stabilizzatrice.

La fase liquida del DN4, previo secondo scambio termico e miscelazione con il fondo della colonna primo splitter, rappresenta la carica del forno.

Forno

E' costituito da una sezione convettiva comune e da una sezione radiante, suddivisa in tre camere. Prima dell'ingresso nella zona convettiva la linea del grezzo è suddivisa in 12 serpentini, con regolazione di portata in modo da assicurare una equilibrata ripartizione del flusso.

Terminata la fase di preriscaldamento, con recupero di calore dai fumi della combustione, il grezzo subisce l'incremento finale di temperatura (380 °C circa) per effetto dell'irraggiamento.

Il controllo del processo è ottenuto tramite TRC (la termocoppia è ubicata nella transfer line a valle del punto in cui si riuniscono le tubazioni in uscita dalle tre camere radianti) che mantiene il valore prefissato di temperatura del grezzo in uscita forno inviando un segnale di comando alle valvole che regolano l'afflusso del combustibile (gas di raffineria e/o olio denso).

Un complesso di termocoppie, manometri, deprimometri e analizzatori è predisposto per consentire l'esercizio del forno in condizioni ottimali sia dal punto di vista del rendimento che della sicurezza.

Colonna di distillazione

Il grezzo proveniente dal forno, parzialmente vaporizzato, è trasferito alla colonna di distillazione, dotata di 57 piatti, in cui è frazionato nei diversi tagli.

In particolare si ottengono i seguenti prodotti:

a) Residuo

Dopo essere stato strappato in controcorrente con vapore è estratto dal fondo colonna, sotto controllo di livello, viene inviato al forno del Vacuum 2.

b) Gasolio pesante

E' prelevato dal 13° piatto, inviato ad una colonna di strippaggio con vapore e dopo lo scambio termico, col grezzo e per produzione di vapore, a stoccaggio in controllo di portata.

c) Gasolio medio

E' estratto dal 27° piatto, strappato in un'apposita colonna, cede calore al grezzo nel treno di scambio, e inviato a stoccaggio sotto controllo di portata.

d) Gasolio leggero

E' prelevato dal 40° piatto, strappato con vapore, scambia calore nella sezione di frazionamento

Allegato B18 Rev.1

leggeri (ribollitori delle colonne stabilizzatrice e splitter GPL) e preriscalda l'aria comburente, è inviato a stoccaggio in controllo di portata.

Sia il gasolio medio che il gasolio leggero possono essere inviati in controllo di temperatura sia nello scambiatore di preriscaldamento aria comburente del forno, sia alla colonna di essiccamento gasoli T502, come carica calda all'MHC1.

e) Kerosene

E' estratto dal piatto n. 49, strappato con vapore, cede calore ai ribollitori delle colonne deisopentanizzatrice e deetanizzatrice, è stoccato in controllo di portata.

f) Prodotto di testa

Questa frazione comprende i costituenti leggeri del grezzo, benzine, gas condensabili (GPL) e incondensabili (fuel gas); è raffreddato in due successivi stadi a diversi valori di temperatura: il prodotto liquido a 100 °C è reflusso in colonna mentre quello che condensa a 38 °C è inviato alla sezione di frazionamento.

2. Sezione di frazionamenti leggeri

Primo splitter benzine

La colonna, che riceve direttamente la carica dal recipiente di preflash, consente la separazione delle frazioni leggere (F.G.+GPL+ISO+ parte della benzina leggera) dai trascinati di prodotti più pesanti verificatisi in quanto il flash è "incontrollato" dal punto di vista della qualità dei prodotti.

Il prodotto di testa, condensato oltretutto mediante refrigeranti ad aria ed acqua anche con iniezione di benzina direttamente sulla vapor-line, viene in parte reflussato ed in parte costituisce la carica alla stabilizzatrice. Il prodotto di fondo viene inviato mediante pompa, a miscelarsi con quello proveniente dal fondo del recipiente del preflash.

Secondo splitter benzine

Il distillato di testa della colonna atmosferica, prelevato a bassa temperatura da un accumulatore, è inviato, dopo una serie di scambi termici, in carica alla colonna di frazionamento delle benzine T2-T4.

Il calore necessario al processo è fornito da un ribollitore (il fluido caldo è il reflusso circolatorio inferiore).

Recentemente sono state apportate modifiche al sistema di condensazione dei vapori di testa colonna, al fine di adeguarlo alle nuove condizioni di marcia dell'impianto di reforming catalitico CCR, di cui la benzina proveniente dallo splitter ne costituisce la carica: si vuole infatti ridurre il contenuto di benzolo e dei precursori di gruppi aromatici nelle benzine.

In sintesi, il prodotto di testa colonna viene raffreddato in uno scambiatore in controcorrente con la carica allo splitter e condensato mediante tre scambiatori ad aria (di cui uno di recente installazione), eserciti in parallelo.

Inoltre, mediante il nuovo separatore liquido/vapore, installato a monte degli scambiatori ad aria, si ottiene una migliore ripartizione del vapore da condensare negli scambiatori stessi.

Il prodotto di testa colonna quindi, dopo condensazione, è in parte reflussato ed in parte costituisce la carica della stabilizzatrice e mentre quello di fondo è inviato dopo scambio termico (preriscaldamento carica splitter, refrigerazione ad aria ed acqua) a stoccaggio.

Stabilizzatrice

Il prodotto di testa del 1° splitter benzine, composto da benzina leggera e gas (condensabili e non) miscelato col prodotto di testa 2° splitter benzina (anch'esso avente una composizione simile alla precedente) è preriscaldato con recupero di calore da quello di fondo e costituisce la carica alla stabilizzatrice.

In questa colonna avviene la separazione dei gas (prodotto di testa) dalla benzina (prodotto di fondo).

I gas, GPL e incondensabili refrigerati e condensati, sono in parte reflussati e in parte inviati ad un successivo frazionamento.

Per quanto riguarda la stabilizzatrice il calore di fondo colonna è fornito tramite due ribollitori che scambiano rispettivamente con gasolio leggero e reflusso circolatorio inferiore.

Deisopentanizzazione

La benzina proveniente dal fondo della stabilizzatrice è preriscaldata con kerosene e inviata in

Allegato B18 Rev.1

carica alla colonna deisopentanizzatrice che ha lo scopo di separare l'isopentano (utilizzato quale componente benzine finite ad alto ottano) dalla rimanente frazione di benzina.

L'isopentano (prodotto di testa) è refrigerato, condensato, in parte riflussato e in parte destinato a stoccaggio, sotto controllo di livello, dopo aver subito un trattamento chimico nell'impianto Merox, allo scopo di ridurre al minimo il contenuto di zolfo.

La benzina leggera (prodotto di fondo) è refrigerata, trattata chimicamente per ridurre il contenuto di zolfo in un secondo impianto Merox, e inviata a stoccaggio, sotto controllo di livello.

Il calore necessario per il frazionamento è ceduto al prodotto di fondo in tre ribollitori tramite il riflusso circolatorio inferiore, il vapore a bassa pressione ed il kerosene.

Splitter GPL

La miscela di gas (condensabili e non), ottenuta quale prodotto di testa della stabilizzatrice è preriscaldata e inviata in carica alla colonna di frazionamento del GPL.

Il prodotto di fondo è costituito da butano che, dopo aver ceduto calore per preriscaldare la carica, viene raffreddato, trattato chimicamente in un impianto Merox per ridurre al minimo il contenuto di zolfo e quindi inviato a stoccaggio.

Il prodotto di testa è una miscela di propano e di gas incondensabili che è necessario sottoporre a ulteriore frazionamento, pertanto è condensato, in parte riflussato; e in parte inviato in carica alla colonna deetanizzatrice.

Il calore necessario alla colonna di splittaggio C3/C4 è ceduto tramite ribollitore con scambio tra prodotto di fondo e gasolio leggero.

Deetanizzatrice

Riceve in carica, dopo preriscaldamento, il condensato di testa della colonna splitter gas.

Il prodotto è frazionato in propano (fondo colonna) ed etano e gas più leggeri (testa colonna).

La frazione di testa è solo parzialmente condensabile: la fase liquida è riflussata in colonna, la fase gas è convogliata alla rete generale di gas combustibile della raffineria, previo lavaggio in colonna posta fuori limite batteria dell'impianto Topping 2.

Il propano dopo aver ceduto calore per preriscaldare la carica è ulteriormente raffreddato, inviato ad un impianto Merox (trattamento desolforante) e da qui a stoccaggio.

Il calore al fondo della deetanizzatrice è fornito tramite scambio con kerosene.

Recupero gas da Blow Down e recontacting

Il sistema di recupero gas da Blow Down è processisticamente collegato con l'impianto Topping 2.

Il processo di recupero avviene mediante una sezione iniziale di compressione del gas di Blow Down ed una seguente sezione di recontacting con benzina, dove, sfruttando la capacità di assorbimento della benzina proveniente dall'impianto Topping 2, viene effettuato il recupero di una quota del GPL presente nel gas compresso.

La benzina arricchita in GPL viene inviata in carica ad uno splitter dell'impianto Topping 2, mentre il gas separato nella sezione di recontacting viene inviato a lavaggio amminico prima di essere inviato nella rete di fuel gas di Raffineria.

Il sistema è realizzato in due sezioni: compressione e recontacting.

La prima sezione è costituita da due compressori volumetrici ad anello liquido, e da un separatore di mandata; la seconda sezione è costituita da uno scambiatore di calore e da un recipiente di recontacting.

Gli scarichi convogliati nel sistema di Blow Down di Raffineria attraversano due guardie idrauliche, posizionate in serie, le quali sono strutturate per garantire un sigillo idraulico di 800 mm di acqua; in condizioni di minimo scarico a Blow Down la pressione del sistema a monte delle guardie idrauliche risulta pari a 0,08 kg/cm².

La pressione di aspirazione dei nuovi compressori è mantenuta costante a 0,04 kg/cm² mediante un ricircolo con apposita regolatrice dalla mandata dei compressori in aspirazione degli stessi.

I due compressori (T2-C-501A/B) sono di tipo ad anello liquido e dotati di tenute meccaniche doppie flussate con acqua.

Il gas compresso dai due compressori, funzionanti in parallelo, viene inviato, insieme all'acqua dell'anello liquido, nell'accumulatore di mandata (T2-D-501) dove si separano le tre fasi: gas,

Allegato B18 Rev.1

idrocarburi liquidi ed acqua.

Il gas viene inviato quindi nella sezione di recontacting; gli idrocarburi liquidi, sotto controllo di livello, vengono inviati in carica alla colonna T2-T4 oppure nel sistema di slop della Raffineria. L'acqua separata nel T2-D-501 ritorna in parte in circolazione all'anello liquido di ciascun compressore, previo raffreddamento negli scambiatori T2-E-503A/B e regolazione di portata, la rimanente viene inviata all'impianto Sour Water Stripper (SWS) sotto controllo di livello dell'accumulatore T2-D-501.

Il flusso di gas proveniente dal T2-D-501 si miscela con un'altra corrente gassosa proveniente dagli accumulatori T2-D6 e T2-D8 e successivamente con una corrente di benzina proveniente dalla colonna T2-T4, mediante le pompe T2-P-14A/B.

La benzina ha la funzione di assorbire una quota di GPL presente nel gas recuperato.

Il flusso risultante passa poi in un refrigerante ad acqua (T2-E-501) dove viene ceduto il calore prodotto nella fase di assorbimento del GPL nella benzina e successivamente si immette in un accumulatore finale (T2-D-90) che ha il compito di separare le fasi gas - idrocarburi liquidi - eventuale acqua.

Il gas separato in T2-D-90 viene inviato nella sezione di lavaggio amminico per essere purificato dall'H₂S presente, prima di essere scaricato nella rete fuel gas di Raffineria.

Gli idrocarburi liquidi (benzina e GPL) separati sono inviati in carica alla colonna splitter T2-T4, mentre l'acqua eventualmente separata viene inviata in carica agli impianti SWS

Vacuum 2

L'impianto di distillazione sotto vuoto n. 2 (V2) è caratterizzato dalla stretta interconnessione con il Topping 2 sia per quanto riguarda la carica all'unità stessa, sia per quanto riguarda i flussi termici; inoltre ha la possibilità di elaborare prodotti provenienti dal Vacuum 1 (V1) e dal Visbreaking (VSB).

La carica principale è costituita da residuo atmosferico proveniente dal fondo colonna del Topping 2 (T2).

Sulla linea in uscita dal fondo della colonna T2-T1 è disposto il T2-DN6, che ha lo scopo di aumentare l'hold-up liquido del sistema. Il residuo è inviato, sotto controllo di livello, direttamente al forno di preriscaldamento carica V2, il V1-F1B, tramite le pompe T2-P3 A/B/C.

Dall'uscita del forno la carica passa alla zona flash della colonna sotto vuoto, la T2-TN1.

Carica da Visbreaking

La colonna T2-TN1 è attrezzata anche per lo strippaggio con vapore del TAR del visbreaking. Il TAR proviene direttamente dal fondo della colonna RT1-T108

Carica da Vacuum 1

Il residuo del Vacuum 1 può essere inviato alla colonna T2-TN1 per essere strippato con vapore. Il residuo V1 viene inviato alla T2-TN1.

Colonna Vacuum T2-TN1

Il residuo atmosferico del T2, proveniente dal forno V1-F1B, subisce un flash nella apposita zona della colonna sotto vuoto. Il liquido risultante cola in uno dei due stripper presenti sul fondo colonna; allo stesso stripper giunge l'eventuale residuo proveniente dal V1. Nello stripper viene ricircolata parte dei vapori uscenti dalla testa della colonna, grazie a due eiettori nei quali il ruolo di fluido motore è svolto dallo stesso vapore di strippaggio.

Nel secondo stripper giunge il TAR proveniente dal fondo colonna T108 del Visbreaker che subisce un trattamento del tutto simile a quello del residuo atmosferico del T2 e che viene di seguito descritto.

I vapori liberati nella zona flash, insieme a quelli provenienti dagli stripper, passano attraverso un primo piatto a camini e vengono lavati in controcorrente con HVGGO caldo nel soprastante riempimento, allo scopo di eliminare trascinamenti di residuo. I condensati vengono raccolti nel piatto a camini e immessi per gravità, tramite una condotta esterna alla colonna, nello Stripper del residuo proveniente dal flash della carica da T2.

Allegato B18 Rev.1

Superato il lavaggio con HVGO caldo, i vapori attraversano il piatto di raccolta dell'HVGO (idrocarburi con punto di ebollizione compreso tra 410 e 560°C) e vengono lavati in controcorrente nel riempimento soprastante dall'HVGO del riflusso circolatorio inferiore, una corrente di HVGO raffreddata dalla cessione di calore alla carica del T2.

Il piatto a camini superiore condensa e raccoglie il taglio LVGO (gasolio leggero da vuoto: punto di ebollizione compreso tra 380 e 410°C). Il riempimento è lavato in controcorrente con l'LVGO del riflusso circolatorio superiore.

Dalla testa della colonna escono il gas prodotto da cracking termico nel forno, i vapori di idrocarburi con punto di ebollizione inferiore a 380°C ("distillate") e il vapor d'acqua utilizzato negli stripper e nei serpentine del forno.

Prodotti

Il residuo vacuum derivante dalla carica da T2 viene aspirato dal fondo del proprio stripper e inviato, al treno di scambio del T2, quindi è inviato a stoccaggio.

Il TAR viene invece trattato nell'altro stripper del fondo colonna; il TAR strippato, è alimentato al treno di scambio del visbreaking o al treno di scambio del V1 a seconda dell'assetto dell'integrazione V1-V2-VSB.

Dal secondo piatto a camini della T2-TN1, partendo dall'alto viene prelevato l'HVGO. Parte di esso viene direttamente inviato alle griglie di lavaggio sottostanti il piatto, mentre la maggior parte viene inviata al treno di scambio del T2.

Parte dell'HVGO può essere inviata in carica al cracking catalitico (FCC) o all'impianto MHC, il resto è inviato a stoccaggio.

A valle dell'E18 A esiste un ulteriore stacco per il ritorno del riflusso circolatorio inferiore verso la T2-TN1; la relativa linea è dotata di controllo di portata. L'invio di HVGO a stoccaggio avviene sotto controllo del livello del piatto di raccolta nella T2-TN1.

L'LVGO viene prelevato dal piatto superiore della T2-TN1 tramite la T2-PN8. A valle di questa pompa sono presenti gli stacchi che permettono di inviare l'LVGO in carica all'FCC/MHC, e a stoccaggio. Il resto della portata elaborata dalla PN8, costituente il riflusso circolatorio superiore, cede calore alla carica al T2 negli scambiatori T2-EN1 A/B, prima di tornare alla T2-TN1 per effettuare il lavaggio della zona di condensazione dell'LVGO. La corrente diretta verso lo stoccaggio viene raffreddata nel V1-E18 B, prima di andare al parco serbatoi in miscela con la corrente di HVGO.

I vapori che non vengono condensati nella T2-TN1 escono dalla testa della colonna e in parte vengono ricircolati negli stripper, per la restante parte passano nei condensatori T2-EN11 A/B/C/D/E/F. Il liquido in uscita dagli EN11 cola per gravità nei T2-DN1, che ha il compito di separare le condense d'acqua e di idrocarburi: le prime vengono inviate all'impianto di trattamento acque acide tramite la T2-PN10, mentre il distillate viene inviato al parco serbatoi tramite le T2-PN9 A/B. Entrambe le portate sono regolate dai rispettivi livelli nel DN1.

La fase gas in uscita dagli EN11 e dal DN1 viene aspirata dal sistema di eiettori a vapore che hanno il compito di mantenere il vuoto nella T2-TN1. Il sistema è costituito da tre stadi di eiettori, ciascuno seguito da un condensatore (T2-JN1 A/B/C e T2-EN12 A per il primo stadio. JN1 D/E e EN12 B per il secondo stadio e JN1 F/G e EN12 C per il terzo stadio). I condensati provenienti dagli EN12 colano nel T2-DN2, dove vengono separate una fase acquosa e una fase oleosa: la prima viene inviata all'impianto di trattamento acque acide tramite le T2-PN11 A/B, la seconda a rilavorazione tramite la T2-PN12. I gas incondensabili separati negli EN12 e nel DN2 passano nel T2-DN8 dove, in miscela con gli incondensabili provenienti dal circuito di testa del V1, vengono lavati con una soluzione assorbente dall'H₂S prima di essere inviati ai forni V1-F1 A/B per essere bruciati.

Sezione comune (V1 & V2) di lavaggio amminico

La sezione comune di lavaggio amminico gas di testa degli impianti Vacuum V1 e V2 ha lo scopo di abbassare il contenuto di H₂S nel gas inviato ai bruciatori dei forni V1-F1A/B.

Il gas di testa dei due impianti di distillazione sottovuoto (circa 3000 kg/h ad una temperatura massima di 60°C) viene raffreddato a 35°C mediante lo scambiatore T2-EN-13 ed è alimentato al ciclone CYC-EN-1.

All'interno della colonna V1-DN-8 avviene il contatto tra il gas di processo e l'ammina rigenerata, raffreddata in modo che la sua temperatura sia di circa 5°C maggiore di quella del gas, e la conseguente rimozione del contenuto di H₂S presente nel gas stesso.

Il gas di processo lavato nella colonna V1-DN-8 viene quindi inviato ai bruciatori dei forni V1-F1A/B, mentre l'ammina che ha assorbito H₂S viene inviata al sistema di rigenerazione ammina mediante le pompe T2-PN-14A/B.

Aspetti ambientali**Consumi**Risorse idriche

Il consumo di risorse idriche è riferito, per fase di utilizzo, alle acque di processo e alle acque di raffreddamento, così come riporta la scheda B.2.1, nell'anno di riferimento 2003 risulta:

Fasi di utilizzo	Utilizzo	Volume totale annuo, m ³
Distillazione atmosferica e sottovuoto	Industriale di processo	253.000
Distillazione atmosferica e sottovuoto	Industriale di raffreddamento	27.500.000

Nota: 1500 m³/hr al T2 e 1800 m³/hr al V2

Energia termica ed energia elettrica

Il consumo energetico nell'anno di riferimento 2003, così come è riportato nella scheda B.4.1 allegata, risulta:

Fase o gruppi di fasi	Energia termica consumata (MWh)	Energia elettrica consumata (MWh)
Topping 2	774.000	35.223
Vacuum 2	261.000	17.012
TOTALE	1.035.000	52.235

Combustibile

I combustibili consumati nell'unità di Topping 1 sono riportati nella seguente tabella, come indicato nella scheda B.5.1 nell'anno di riferimento 2003.

Combustibile	% S	Consumo annuo (t)	PCI (kJ/kg)	Energia (MMJ)
Fuel oil forno T2	0,82	53.059	40.803	2.165
Fuel gas forno T2	0,12	18.286	47.868	875
Fuel oil forno V2	0,82	207	40.803	8,4
Fuel gas forno V2	0,12	18.492	47.868	885

Allegato B18 Rev.1

Materie prime

Le materie prime consumate nell'unità di distillazione atmosferica (Topping 2-Vacuum 2) sono riportate nella seguente tabella, come indicato nella scheda B.1.1 allegata.

Descrizione	Produttore e scheda tecnica	Tipo	Stato fisico	Sostanze pericolose contenute		Consumo annuo
				N° CAS	Denominazione	
Grezi ATZ		Materia prima	Liquido			3.362,86 Kton
Grezi BTZ		Materia prima	liquido			1.411,23 Kton
Grezi Acidi		Materia prima	Liquido			1.140,97 Kton
Slop		Rilavorazione	Liquido			118,28 Kton
Residuo da T2 a V2		Flusso interno impianto	Liquido			2.563,216 Kton
TAR da Visbreaking a Vacuum		Materia d'origine interna	Liquido			1.128,253 Kton
Trattamento	NALCO	Additivo	Liquido	265-198-5	NALCO EC3112A	18.630 kg
Trattamento	NALCO	Additivo	Liquido	N.A.	NALCO EC1196A	19.490 kg
Trattamento	NALCO	Additivo	Liquido	N.A.	NALCO EC1191A	1.3581 kg
Trattamento	NALCO	Additivo	Liquido	N.A.	NALCO EC2134A	9535 kg
Trattamento	NALCO	Additivo	Liquido	265-199-0	NALCO EC1242A	94.360 kg
Additivo merox	UOP	Additivo	Liquido	7732-18-5	UOP WS	300 kg
Emulsionante fuel oil al forno T2F1	Betz	Additivo	Liquido	Na	Fuelsolv PEP 99	10.300 kg
Additivo a Minalk	UOP	Additivo		7732-18-5	UOP merox-plus	8.500 kg

Sostanze pericolose

Nelle seguenti tabelle sono riportate le sostanze presenti nel Topping 2-Vacuum 2

Impianto	Sostanze pericolose presenti	Quantità massima (t)
Topping 2	Grezzo	1.284,9

Impianto	Sostanze pericolose presenti	Quantità massima (t)
Vacuum 2	Residuo da Topping 2	621

Allegato B18 Rev.1

Dalla distillazione del grezzo derivano i seguenti prodotti:

TOPPING 2									
SOSTANZE PRESENTI	SEZIONI DELL'IMPIANTO								
	CARICA	COLON. TOPPING	1° SPLITT. BENZ.	2° SPLITT. BENZ.	STABIL.	SPLITT. GPL	DEETAN.	DEISO PENT.	RECUP. GAS DA B.D.
GREGGIO	X	X							
FG		X	X	X	X	X	X		
C3		X	X	X	X	X	X		
C4		X	X	X	X	X			
C5		X	X		X			X	
BAL		X	X		X			X	
BAM		X		X					
BAP		X		X					
KERO		X							
GAL		X							
GAM		X							
GAP		X							
RA		X							
B.D.									X

Sono di seguito riportate le sigle utilizzate nella tabella:

BAL: Benzina leggera
 BAM: Benzina media
 BAP: Benzina pesante
 RIFCCR: Benzina riformata da CCR
 KERO: Cherosene
 GAL: Gasolio leggero
 GAM: Gasolio medio
 GAP: Gasolio pesante
 RA: Residuo atmosferico
 FG: Fuel gas - gas combustibile
 GPL: Gas di Petrolio Liquefatto
 C5: Pentani
 C3: Propano
 C4: Butano
 BD: Gas da Blow-Down

Allegato B18 Rev.1

Nel Vaccum 2 la carica è costituita dal residuo atmosferico del Topping 2 da cui derivano i prodotti come di seguito indicato:

VACUUM 2					
SOSTANZE PRESENTI	SEZIONI DELL'IMPIANTO				
	PRERISCALDO	CARICA	DISTILLAZIONE SOTTOVUOTO	GRUPPO EIETTORI CONDENS.	LAVAGGIO GAS DI TESTA V1/V2
RA / Grezzo	X	X			
LVGO			X		
HVGO			X		
RV			X		
GAS DI TESTA				X	
TAR	X		X		
WG					X

Sono di seguito riportate le sigle utilizzate nella tabella:

RA: Residuo atmosferico
RV: Residuo da vuoto
LVGO: Gasolio leggero da vuoto
HVGO: Gasolio pesante da vuoto
WG: Waste gas

EmissioniAria

Per un impianto di distillazione atmosferica le emissioni in aria tipiche sono quelle provenienti da forni di processo e le emissioni fuggitive di VOC.

In particolare le emissioni in atmosfera relative al topping 2 sono di tipo convogliato e nell'anno di riferimento 2003 risultano essere come media annuale:

Camino	Portata Nm ³ /h	Inquinanti	Flusso di massa, t/anno (M)	Concentrazione, mg/Nm ³ (M)	% O ₂
Topping 2	102.383	CO	48	55	3
		SO ₂	913	1.038	
		NO _x	264	300	
		Polveri	70	80	

Per maggiore completezza si riporta in allegato la campagna di misura annule eseguita in raffineria.

Per un impianto di distillazione sotto vuoto le emissioni in aria tipiche sono quelle provenienti da forni di processo e le emissioni fuggitive di VOC.

In particolare le emissioni in atmosfera relative al vacuum 2 sono di tipo convogliato e nell'anno di riferimento 2003 risultano essere come media annuale:

Camino	Portata Nm ³ /h	Inquinanti	Flusso di massa, t/anno (C)	Concentrazione, mg/Nm ³ (C)	% O ₂
Vacuum 2	32.337	CO	15	57	3
		SO ₂	48	184	
		NO _x	161	616	
		Polveri	2	8	

Per maggiore completezza si riporta in allegato la campagna di misura annule eseguita in raffineria.

Acqua

Le acque reflue prodotte nell'unità di distillazione atmosferica Topping 2 e nell'unità di distillazione sottovuoto Vacuum 2 contengono principalmente idrocarburi, H₂S, solidi sospesi, cloruri, mercaptani, fenolo e ammoniaca e soda caustica usate per proteggere dalla corrosione che possono dare pH elevato.

Le acque acide prodotte vengono inviate a trattamento nell'impianto SWS, prima di essere convogliate al TAS.

Rifiuti

I rifiuti tipici generati nelle unità di distillazione atmosferica Topping 2 e sotto vuoto Vacuum 2 sono i fanghi provenienti dalle operazioni di pulizia/manutenzione periodica (rifiuto pericoloso, codice CER 050106).

I rifiuti vengono prima inertizzati e successivamente inviati in discarica, la ditta che effettua lo smaltimento è la società Ecotec.

Suolo

L'area impianti è pavimentata ed eventuali perdite o rilasci accidentali sono convogliate al sistema di fognatura oleosa della stabilimento che è collegato all'impianto Trattamento Acque di Scarico.

IMPIANTO DI DISTILLAZIONE ATMOSFERICA: TOPPING RT2

Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante

L'impianto produce, a partire dagli oli minerali, i tagli petroliferi primari medio-leggeri (dal gas combustibile al gasolio) ed è suddiviso in due sezioni: Distillazione Atmosferica e Frazionamento Benzine e Recupero GPL.

Storia dell'impianto/fase rilevante

La **progettazione** esecutiva degli impianti in oggetto è stata effettuata dalle seguenti Società:

- COMING

L'impianto è stato avviato nel 1974.

Capacità produttive dell'impianto

La capacità giornaliera di progetto dell'impianto Topping RT2 è di 12.700 m³/giorno

Descrizione del processo e dell'impianto

L'impianto Topping RT2 è costituito da una Sezione di Distillazione Atmosferica e da una Sezione di Frazionamento Benzine e recupero GPL.

L'unità è stata progettata per ottenere i seguenti prodotti :

	T (°C) (*)
Propano	-
Butano	-
IC5 + Benzina Leggera	5-75
Benzina media	75-135
Benzina pesante	135-170
Kerosene	165-250
Gasolio leggero	250-360
Gasolio pesante	360-380
Residuo atmosferico	> 380

(*) Range di temperatura tipici di frazionamento (valori orientativi)

1. Sezione di distillazione

Comprende le seguenti sottosezioni:

Recupero termico (Treno di scambio)

Il preriscaldamento del grezzo è ottenuto nel treno di scambio (costituito da 19 scambiatori) a spese del calore dei prodotti e dei reflui circolatori dell'impianto di Distillazione.

Dissalazione

Il grezzo, dopo essere stato preriscaldato ad una temperatura di 110-120 °C, è miscelato intimamente con acqua (3-5 % in volume) e inviato al desalter dove, per effetto di un campo elettrico, si ottiene la separazione della fase idrocarburi dalla fase acqua, ricca di sali, che viene scaricata riducendo così fortemente il contenuto di sali residui nel grezzo.

Forni

Il preriscaldamento finale del grezzo è ottenuto tramite due forni cilindrici verticali, ognuno costituito da una sezione convettiva e da una sezione radiante.

Prima dell'ingresso nella zona convettiva la linea del grezzo è suddivisa in 3 serpentini con regolazione di portata in modo da assicurare una equilibrata ripartizione del flusso.

Dopo aver recuperato il calore dei fumi della combustione, il grezzo subisce l'incremento finale di temperatura (370°C) per effetto dell'irraggiamento.

Il controllo del processo è ottenuto, separatamente per ogni forno, tramite TRC ubicato all'uscita di ogni forno, che mantiene il valore prefissato di temperatura del grezzo in uscita forno inviando un segnale di comando alle valvole che regolano l'afflusso del combustibile (gas di raffineria e/o olio denso).

Un complesso di termocoppie e manometri è predisposto per consentire l'esercizio dei forni in condizioni ottimali sia dal punto di vista del rendimento che della sicurezza.

Colonna di distillazione

Il grezzo proveniente dai forni, parzialmente vaporizzato, è trasferito alla colonna di distillazione, dotata di 39 piatti, in cui è frazionato nei diversi tagli.

In particolare si ottengono i seguenti prodotti:

a) Residuo

Dopo essere stato strippato in controcorrente con vapore è estratto, sotto controllo di livello, dal fondo colonna, cede calore al grezzo nel treno di scambio e in alcuni ribollitori della sezione di frazionamento leggeri, è refrigerato in scambiatori ad acqua temperata e inviato a stoccaggio.

b) Gasolio pesante

E' estratto dal 9° piatto, strippato in un'apposita colonna, cede calore al grezzo nel treno di scambio, è raffreddato in refrigeranti ad acqua temperata e inviato a stoccaggio sotto controllo di portata.

c) Gasolio leggero

E' prelevato dal 25° piatto, strippato con vapore, scambia calore col grezzo, è raffreddato in refrigeranti e inviato a stoccaggio in controllo di portata, e/o all'impianto Mild Hydrocracking MHC e/o alla colonna essiccazione gasoli T502.

d) Kerosene

E' estratto dal piatto n. 34, strippato con vapore, cede calore al grezzo nel treno di scambio, è raffreddato in refrigeranti ad aria e mandato a stoccaggio in controllo di portata.

e) Prodotto di testa

Questa frazione comprende i costituenti leggeri del grezzo, benzine, gas condensabili (GPL) e incondensabili (fuel gas); è raffreddata in due successivi stadi a diversi valori di temperatura: il prodotto liquido a 100 °C è reflusso in colonna mentre quello che condensa a 38°C è inviato alla

Allegato B18 Rev.1

sezione di frazionamento, i gas sono convogliati ad una stazione di compressione per il recupero della frazione GPL fuori dal limite di batteria dell'impianto.

L'impianto RT2 è inoltre dotato di propri compressori per il recupero gas, installati in area dell'impianto Visbreaking RT1.

2. Sezione di frazionamento leggeri

Stabilizzatrice

Mediante il compressore MC1A, qualora sia esercito dall'impianto RT2, il condensato di testa della colonna principale, composto da benzina e gas, è inviato ad una sezione di recontacting dove è messo a contatto con i gas di testa provenienti dalla stazione di compressione allo scopo di assorbire la frazione GPL; da qui, dopo preriscaldamento con l'effluente dal fondo della stessa colonna, è inviato in carica alla stabilizzatrice. Alla stabilizzatrice è inoltre alimentata la benzina di testa della colonna di distillazione atmosferica.

Nella colonna stabilizzatrice avviene la separazione dei gas (prodotto di testa) dalla benzina (prodotto di fondo).

I gas, GPL e incondensabili, refrigerati e condensati, sono in parte refluiti e in parte inviati ad un altro impianto per il recupero della frazione GPL.

La benzina, dopo scambio termico, subisce un ulteriore frazionamento in un'apposita colonna di splitting.

Per quanto riguarda la stabilizzatrice il calore al fondo colonna è fornito tramite due ribollitori che scambiano col residuo di fondo della colonna principale.

Tale stabilizzatrice può essere utilizzata anche per stabilizzare la benzina proveniente dall'impianto FCC.

Splitter benzine

Riceve in carica, dopo preriscaldamento, il prodotto di fondo stabilizzatrice e lo fraziona in tre tagli:

a) prodotto di testa

È costituito da una miscela di benzina leggera e isopentano, dopo la condensazione è in parte refluito in colonna ed in parte inviato a stoccaggio (ortonsfere) e di qui ad altri impianti, per la separazione nei due componenti.

b) taglio laterale

È una benzina di media densità che, dopo scambio termico con la carica alla colonna, viene inviata a stoccaggio.

c) prodotto di fondo

È composto dalla frazione più pesante di benzina ed inviata a stoccaggio dopo aver ceduto calore alla carica ed essere stata ulteriormente refrigerata.

Il calore necessario al frazionamento è fornito al prodotto di fondo tramite due ribollitori che scambiano con il reflusso circolatorio superiore.

Aspetti ambientali

Consumi

Risorse idriche

Il consumo di risorse idriche è riferito, per fase di utilizzo, alle acque di processo e alle acque di raffreddamento, così come riporta la scheda B.2.1, nell'anno di riferimento 2003 risulta:

Fasi di utilizzo	Utilizzo	Volume totale annuo, m ³
Topping RT2	Industriale di processo	120.000
Topping RT2	Industriale di raffreddamento	1.720.000

Energia termica ed energia elettrica

Il consumo energetico nell'anno di riferimento 2003, così come è riportato nella scheda B.4.1 allegata, risulta:

Fase o gruppi di fasi	Energia termica consumata (MWh)	Energia elettrica consumata (MWh)
	330.800	16.428

Combustibile

I combustibili consumati nell'unità di Topping RT2 sono riportati nella seguente tabella, come indicato nella scheda B.5.1 nell'anno di riferimento 2003.

Combustibile	% S	Consumo annuo (t)	PCI (kJ/kg)	Energia (MMJ)
Fuel oil	0,82	5.643	40.803	230
Fuel gas	0,12	23.956	47.868	1.147

Materie prime

Le materie prime consumate nell'unità di distillazione Topping RT2 sono riportate nella seguente tabella, come indicato nella scheda B.1.1 allegata.

Descrizione	Produttore e scheda tecnica	Tipo	Stato fisico	Sostanze pericolose contenute		Consumo annuo
				N° CAS	Denominazione	
Olii combustibili		Materia prima	Liquido			809,14 Kton
Grezzi ATZ		Materia prima	Liquido			1201,45 Kton
Grezzi Acidi		Materia prima	Liquido			416,83 Kton
Slop		Rilavorazione				47,65 kton
Additivi trattamento	NALCO	Additivo	Liquido	265-199-0	NALCO EC3110A	12.945 kg

Allegato B18 Rev.1

Descrizione	Produttore e scheda tecnica	Tipo	Stato fisico	Sostanze pericolose contenute		Consumo annuo
				N° CAS	Denominazione	
Additivi trattamento	NALCO	Additivo	Liquido	N.A.	NALCO EC1005A	10.255 kg
Additivi trattamento	NALCO	Additivo	Liquido	N.A.	NALCO EC1191A	13.632 kg
Additivi trattamento	NALCO	Additivo	Liquido	N.A.	NALCO EC2134A	10.630 kg
Additivi trattamento	NALCO	Additivo	Liquido	265-199-0	NALCO EC1242A	23.000 kg

Sostanze pericolose

Nelle seguenti tabelle sono riportate le sostanze presentitratate nell'unità di distillazione Topping RT2.

Impianto	Sostanze pericolose presenti	Quantità massima (t)
Topping RT2	Grezzo	569,5

Dalla distillazione del grezzo derivano i seguenti prodotti

TOPPING RT2				
SOSTANZE PRESENTI	SEZIONI DELL'IMPIANTO			
	CARICA	COLONNA TOPP:	STABILIZZAZIO.	SPLITTER BENZ.
GREGGIO	X	X		
FG		X	X	
GPL		X	X	
C5		X	X	X
BAL		X	X	X
BAM		X	X	X
BAP		X	X	X
KERO		X		
GAL		X		
GAP		X		
RA		X		

Sono di seguito riportate le sigle utilizzate nella tabella:

BAL: Benzina leggera
 BAM: Benzina media
 BAP: Benzina pesante
 RIFCCR: Benzina riformata da CCR
 KERO: Cherosene
 GAL: Gasolio leggero
 GAM: Gasolio medio
 GAP: Gasolio pesante
 RA: Residuo atmosferico
 FG: Fuel gas - gas combustibile
 GPL: Gas di Petrolio Liquefatto
 C5: Pentani
 C3: Propano
 C4: Butano
 BD: Gas da Blow-Down

EmissioniAria

Per un impianto di distillazione atmosferica le emissioni in aria tipiche sono quelle provenienti da forni di processo e le emissioni fuggitive di VOC.

In particolare le emissioni in atmosfera relative al topping RT2 sono di tipo convogliato e nell'anno di riferimento 2003 risultano essere come media annuale:

Camino	Portata Nm ³ /h	Inquinanti	Flusso di massa, t/anno (C)	Concentrazione, mg/Nm ³ (C)	% O ₂
rt2-f1a	25.665	CO	12	57	3
		SO ₂	76	378	
		NO _x	125	622	
		Polveri	4,5	22	
Camino	25.665	Inquinanti	Flusso di massa, t/anno (C)	Concentrazione, mg/Nm ³ (C)	% O ₂
rt2-f1b	25.665	CO	12	57	3
		SO ₂	76	378	
		NO _x	125	622	
		Polveri	4,5	22	

Per maggiore completezza si riporta in allegato la campagna di misura annuale eseguita in raffineria.

Acqua

La condensazione del vapore d'acqua, utilizzato per gli strippaggi, contribuisce alla generazione delle acque reflue. Le quali possono contenere principalmente idrocarburi, H₂S, solidi sospesi, cloruri, mercaptani, fenolo, NH₃ e soda caustica usate per proteggere dalla corrosione che possono dare un pH elevato.

Le acque acide prodotte vengono inviate a trattamento nell'impianto SWS, prima di essere convogliate al TAS.

Rifiuti

I rifiuti tipici generati nell'unità di distillazione atmosferica Topping RT2 sono i fanghi provenienti dalle operazioni di pulizia/manutenzione periodica (rifiuto pericoloso, codice CER 050106).

I rifiuti vengono prima inertizzati e successivamente inviati in discarica, la ditta che effettua lo smaltimento è la società Ecotec.

Suolo

L'area impianti è pavimentata ed eventuali perdite o rilasci accidentali sono convogliate al sistema di fognatura oleosa della stabilimento che è collegato all'impianto Trattamento Acque di Scarico.

IMPIANTO DI DISTILLAZIONE SOTTOVUOTO VACUUM 1 – V1

Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante

L'impianto Vacuum 1 permette di recuperare dal residuo della distillazione atmosferica il gasolio non estratto, componente fondamentale della carica dell'impianto di Cracking Catalitico (FCC). L'impianto è costituito da tre sezioni: Treno di scambio, Forno, Frazionamento sotto vuoto.

Storia dell'impianto/fase rilevante

La **progettazione** esecutiva degli impianti in oggetto è stata effettuata dalle seguenti Società:

- SNAM PROGETTI

Capacità produttive dell'impianto

La capacità giornaliera di progetto dell'impianto Topping T1 è di 9.600 m³/giorno

Descrizione del processo e dell'impianto

L'impianto di distillazione sotto vuoto ha lo scopo di recuperare dal residuo atmosferico il gasolio non estratto nella distillazione primaria.

Questo prodotto è un componente fondamentale della carica dell'impianto di cracking catalitico. L'impianto di vuoto n. 1 è costituito dalle seguenti sezioni:

1. Treno di scambio
2. Forno
3. Frazionamento sotto vuoto.

E' stato progettato per trattare residuo di grezzo per ottenere i seguenti prodotti:

- gasolio leggero da vuoto
- gasolio pesante da vuoto
- residuo da vuoto.

Il residuo atmosferico proveniente sia dai serbatoi di stoccaggio sia direttamente dagli impianti di Topping (RT2, T1, T2), viene accumulato nel drum V1-D1. Da qui, viene inviato al treno di scambio dove la carica si riscalda a spese del calore dei reflussi circolatori dell'HVGO (scambiatori E1 A ÷ H) e quindi del prodotto di fondo (scambiatori E2 A ÷ H). Altri 2 scambiatori (V1EN10 A/B), a seconda degli assetti di integrazione energetica possono scambiare calore, con i prodotti dell'unità di Cracking Catalitico. A valle di questo scambio la carica viene inviata al forno V1F1A. La carica, parzialmente vaporizzata dopo la fase di riscaldamento nel forno, è immessa nella colonna di distillazione.

Un sistema di eiettori a vapore (costituito da tre stadi in serie, con due eiettori di differente capacità per ogni stadio) aspira i vapori più leggeri ed i gas incondensabili (prodotti dal cracking termico nel forno) dalla testa della colonna e consente di mantenere la pressione interna a valori di 15-20 mm di colonna di mercurio.

Dalla colonna si estraggono i seguenti prodotti:

- a) Residuo da vuoto

E' prelevato dal fondo colonna sotto controllo di livello, quindi inviato con le pompe V1 P2B/E nel treno di scambio dove scambia calore con la carica, genera vapore (scambiatori E4 ed E5) a media e bassa pressione, infine è raffreddato in refrigeranti ad acqua temperata (scambiatore E9) ed inviato a stoccaggio.

Allegato B18 Rev.1

b) Gasolio pesante da vuoto

I vapori provenienti dalla zona flash della colonna attraversano una griglia che ha la funzione di trattenere le frazioni più pesanti, e sono condensati in una seconda griglia, per contatto col riflusso circolatorio inferiore; il prodotto liquido è quindi convogliato al piatto di estrazione. Il gasolio pesante viene inviata nel treno di scambio, è raffreddato in refrigeranti ad acqua temperata e inviato a stoccaggio sotto controllo di portata.

Una frazione della portata totale estratta non subisce la refrigerazione finale in quanto è inviata (alla temperatura di circa 200 °C) direttamente in carica all'impianto FCC o MHC.

c) Gasolio leggero da vuoto

E' ottenuto tramite condensazione, in una griglia bagnata dal liquido del riflusso circolatorio superiore, dei vapori più leggeri provenienti dalla sottostante sezione del gasolio pesante.

Il prodotto è estratto dal piatto di prelievo a bassa temperatura, tale da non consentire recuperi termici, e inviato direttamente a stoccaggio (in casi particolari può essere dato direttamente in carica all'impianto FCC o MHC).

d) Gas incondensabili

La fase gas in uscita dalla colonna V1T1 viene aspirata dal sistema di eiettori a vapore che hanno il compito di mantenere il vuoto in colonna. Il sistema è costituito da 3 stadi di eiettori ciascuno seguito da un condensatore (V1J1 A/B e E14 per il primo stadio, V1J1 C/D e E15 per il secondo e V1J1 E/F e E16 per il terzo). I condensati vengono inviati tramite le pompe V1MP8 A/B nell'accumulatore V1D5 dove viene separata la fase oleosa e quindi inviata nei serbatoi di rilavorazione. La fase acquosa viene invece inviata allo stripper acque acide.

I gas incondensabili in uscita dall'E16 vengono inviati all'accumulatore V1D6 dove viene separata la quota di condensabili rimasti. La fase gas incondensabile viene inviata al sistema di lavaggio dell'impianto V2 immettendosi a monte del separatore CYC-EN-1 tramite l'eiettore T2JN3.

Aspetti ambientali

Consumi

Risorse idriche

Il consumo di risorse idriche è riferito, per fase di utilizzo, alle acque di raffreddamento, così come riporta la scheda B.2.1, nell'anno di riferimento 2003 risulta:

Fasi di utilizzo	Utilizzo	Volume totale annuo, m3
	Industriale di raffreddamento	3.230.000

Energia termica ed energia elettrica

Il consumo energetico nell'anno di riferimento 2003, così come è riportato nella scheda B.4.1 allegata, risulta:

Fase o gruppi di fasi	Energia termica consumata (MWh)	Energia elettrica consumata (MWh)
	192.300	14.535

Allegato B18 Rev.1

Combustibile

I combustibili consumati nell'unità di distillazione sottovuoto Vacuum 1 – V1 sono riportati nella seguente tabella, come indicato nella scheda B.5.1 nell'anno di riferimento 2003.

Combustibile	% S	Consumo annuo (t)	PCI (kJ/kg)	Energia (MMJ)
Fuel gas	0.12	21.571	47.868	1.033

Materie prime

Le materie prime consumate nell'unità di distillazione sottovuoto Vacuum 1 – V1 sono riportate nella seguente tabella, come indicato nella scheda B.1.1 allegata.

Descrizione	Produttore e scheda tecnica	Tipo	Stato fisico	Sostanze pericolose contenute		Consumo annuo
				N° CAS	Denominazione	
Residuo atmosferico a Vacuum1		Materia d'origine interna				1.987,785 Kton
Additivi trattamento	NALCO	Additivo	Liquido	265-199-0	NALCO EC1242A	23.000 kg

Sostanze pericolose

Nelle seguenti tabelle sono riportate le sostanze presenti nell'unità di distillazione sottovuoto V1.

Impianto	Sostanze pericolose presenti	Quantità massima (t)
Vacuum V1	Residuo atmosferico	603,5

Nel Vacuum 1 la carica è costituita dal residuo atmosferico da cui derivano i prodotti come di seguito indicato:

VACUUM 1				
SOSTANZE PRESENTI	SEZIONI DELL'IMPIANTO			
	PRERISCALDO	CARICA	DISTILLAZIONE SOTTOVUOTO	GRUPPO EIETTORI/CONDENS.
RA	X	X		
LVGO			X	
HVGO			X	
RV			X	
GAS DI TESTA	X			X

Sono di seguito riportate le sigle utilizzate nella tabella successiva:

RA: Residuo atmosferico
RV: Residuo da vuoto
LVGO: Gasolio leggero da vuoto
HVGO: Gasolio pesante da vuoto
WG: Waste gas

Emissioni

Aria

Per un impianto di distillazione sotto vuoto le emissioni in aria tipiche sono quelle provenienti da forni di processo e le emissioni fuggitive di VOC.

In particolare le emissioni in atmosfera relative al topping 2 sono di tipo convogliato e nell'anno di riferimento 2003 risultano essere come media annuale:

Camino	Portata Nm ³ /h	Inquinanti	Flusso di massa, t/anno (C)	Concentrazione, mg/Nm ³ (C)	% O ₂
Vacuum 1	37.385	CO	18	60	3
		SO ₂	52	172	
		NO _x	45	149	
		Polveri	2	7	

Per maggiore completezza si riporta in allegato la campagna di misura annule eseguita in raffineria.

Acqua

Le acque reflue prodotte nell'unità di distillazione sottovuoto Vacuum 1 contengono principalmente idrocarburi, H₂S, solidi sospesi, cloruri, mercaptani, fenolo e ammoniaca e soda caustica usate per proteggere dalla corrosione che possono dare pH elevato.

Le acque acide vengono inviate a trattamento nell'impianto SWS, prima di essere convogliate al TAS.

Rifiuti

I rifiuti tipici generati nella unità di distillazione sotto vuoto Vacuum 1 sono i fanghi provenienti dalle operazioni di pulizia/manutenzione periodica (rifiuto pericoloso, codice CER 050106).

I rifiuti vengono prima inertizzati e successivamente inviati in discarica, la ditta che effettua lo smaltimento è la società Ecotec.

Suolo

L'area impianti è pavimentata ed eventuali perdite o rilasci accidentali sono convogliate al sistema di fognatura oleosa della stabilimento che è collegato all'impianto Trattamento Acque di Scarico.

REFORMING CATALITICO CCR

Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante

L'impianto CCR ha lo scopo di produrre benzine ad elevato numero di ottano (100 RON) ed è stato progettato per utilizzare come carica una miscela di benzina media e pesante proveniente dalle unità di distillazione atmosferica, oppure una miscela di benzina media e benzina pesante da distillazione atmosferica e benzina media da cracking, avente una concentrazione di olefine.

Storia dell'impianto

La progettazione esecutiva dell'impianto Reforming Catalitico (C.C.R.) è stata effettuata dalla Società SNAM PROGETTI.

Capacità produttive dell'impianto

La capacità giornaliera di progetto dell'impianto CCR è di 5.160 m³/giorno.

Descrizione del processo e dell'impianto

Il Reforming Catalitico (C.C.R.) è del tipo a rigenerazione continua (Continuous Catalitic Regeneration), costruito su licenza della Universal Oil Product di Chicago.

E' costituito da:

1. Desolforazione
2. Reforming, compressione e assorbimento ad alta pressione
3. Frazionamento e assorbimento a bassa pressione
4. Recupero termico
5. Rigenerazione continua del catalizzatore.

Desolforazione

La carica prima di essere inviata nei reattori di reforming è trattata in una sezione di desolforazione per rimuovere lo zolfo.

Essa viene prelevata dall'accumulatore D-1 ed inviata, per mezzo delle pompe P1 A/B, nel treno di scambio composto dagli scambiatori E1 A+H, E28. A monte di questi ultimi la carica è miscelata con una corrente di gas ricco di idrogeno, proveniente dalla testa dell'assorbitore ad alta pressione T3.

In uscita dal treno di scambio la carica passa nel forno F-1 e di seguito nei reattori R1 A/B che lavorano a 20 kg/cm² e a 310 °C e nei quali lo zolfo presente nella carica si combina con l'idrogeno formando idrogeno solforato.

I prodotti della reazione, che è esotermica, cedono calore negli scambiatori E 28, E1 A+H e nello scambiatore E29 (generante vapore), e sono ulteriormente raffreddati negli scambiatori E2 ed E3 e si raccolgono nel separatore ad alta pressione D3 nel quale avviene la separazione dei prodotti gassosi dai prodotti liquidi.

I gas sono scaricati su un collettore di fuel gas pro turbine (TG-1 e TG-2), e/o inviati alle unità di desolforazione, mentre la benzina liquida, riscaldata nello scambiatore E-6, va in carica alla colonna stripper T-1, nella quale si separa di testa, l'idrogeno solforato e, di fondo, la benzina desolforata.

La colonna di stripper lavora a una pressione di 10,5 kg/cm² e a una temperatura sul fondo di 240 °C.

Il calore è fornito dal ribollitore E-9 il quale usa come fluido riscaldante l'HOT OIL.

La benzina desolforata è pompata dalle pompe P-3 A/B, passa nello scambiatore E-6, dove cede calore alla carica dello stripper e va in carica alla sezione di reforming.

Reforming, compressione e assorbimento ad alta pressione

La benzina proveniente dalla sezione di desolforazione, si divide in due rami sotto controllo dei regolatori di portata FRC-32 ed FRC-33 e, miscelata in ciascun ramo, con una corrente gassosa proveniente dal compressore di riciclo C-1, entra negli scambiatori E-23 A/B dove si preriscalda a spese del calore dell'effluente reattore R-5; quindi passa nel forno F-2 dove raggiunge la temperatura di 530°C, ed infine fluisce nel reattore R-2.

Nel reattore, in presenza di uno speciale catalizzatore, incominciano le reazioni di trasformazione dei nafteni e delle paraffine, contenute nella carica, in aromatici e cicloparaffine rispettivamente.

Poiché le reazioni sono endotermiche, il flusso in uscita dal reattore R-2 a circa 450°C, passa nel 1° interheater F-3 dove la temperatura è riportata al valore di 530°C, fluisce quindi nel reattore R-3 dove proseguono le reazioni sopradette.

Il flusso in uscita dal reattore R-3 ha una temperatura di circa 480°C, si riscalda ancora fino a 530°C nel secondo heater F-4, e fluisce successivamente in R-4 da dove esce a una temperatura di 495°C; ancora una volta è riscaldato fino a 530°C in F-5 ed infine fluisce nel reattore R-5 dove sono completate le reazioni di reforming.

I prodotti delle reazioni in uscita dall'ultimo reattore a una temperatura di 510°C e 8,5 kg/cm² attraversano gli scambiatori E-23 A/B dove cedono calore alla carica.

Tutti i reattori sono posti uno sopra l'altro così da formare un'unica colonna alta 70 m nell'ordine, dall'alto verso il basso: R-2; R-3; R-4; R-5.

Il catalizzatore si muove lentamente per caduta dal reattore R-2 verso R-5 e in uscita da quest'ultimo, con portata semi-continua, viene trasferito alle sezioni di rigenerazione.

I prodotti di reazione vengono condensati negli scambiatori ad aria E 10 A/B e nei condensatori ad acqua E11 A/B, dopodiché entrano nel separatore reformer D10 dal fondo del quale la benzina riformata da stabilizzare viene pompata dalle P10 A/B nella colonna di assorbimento ad alta pressione T3 che lavora a 40 kg/m² e a 35°C.

I gas contenenti un'alta percentuale di idrogeno, escono dal D 10 su due linee. Una corrente costituisce il cosiddetto gas di riciclo che, tramite il compressore C1, viene rimandato in ingresso alla zona di reazione (a monte degli E23 A/B) a 12 kg/cm² ed a 90 °C.

L'altra corrente viene compressa, ad alta pressione, nei due stadi del compressore C2. In uscita dal primo stadio il gas viene raffreddato nello scambiatore ad aria E13 ed eventuali condense vengono raccolte nel D11.

In uscita dal secondo stadio il gas viene raffreddato negli scambiatori E14 e E12 per poi entrare nel separatore ad alta pressione D12; eventuali condensati vengono inviati in ingresso al "FLASH DRUM" D13; il gas uscente da D12 passa alla colonna di assorbimento A.P. T3 dove incontra in controcorrente il liquido proveniente dal D10 dopo aver attraversato il filtro a cartuccia CCR-J10, per la rimozione dei cloruri in sospensione dalla benzina riformata da stabilizzare. Il filtro J10 rimuove i cloruri in sospensione al fine di ottenerne una concentrazione massima nella corrente di benzina pari a ca. 1÷3 ppm.

Dalla testa della T3 il gas, depurato dai componenti assorbiti dalla benzina, viene inviato alla sezione di desolforazione come gas di trattamento e l'esubero ad altra unità di purificazione di raffineria e/o sulla rete di fuel gas.

Frazionamento e assorbimento a bassa pressione

Dal fondo della T3 la benzina va al "FLASH DRUM" D13 all'ingresso del quale trova l'eventuale stream liquido proveniente dal separatore ad alta pressione D12.

Uscita dal fondo del D13 la benzina si preriscalda negli scambiatori E17 A/B e va in carica alla colonna debutanizzatrice T2.

La colonna separa il GPL dalla benzina riformata la quale esce dal fondo e, dopo aver ceduto calore negli scambiatori E17 A/B viene raffreddata negli scambiatori E16 ed E15, e quindi inviata in serbatoio.

Il calore alla debutanizzatrice viene fornito dal circuito HOT OIL tramite i ribollitori E 20 A/B.

Allegato B18 Rev.1

Il prodotto di testa viene mandato alla colonna T304 (deetanizzatrice) tramite le pompe P22 A/B. Il GPL depurato dai leggeri, va a stoccaggio dal fondo della T304.

I gas dal ricevitore di testa della T2 (D14) e dal ricevitore di testa della deetanizzatrice (D307) vanno all'assorbitore a bassa pressione T4 dove l'eventuale GPL viene assorbito con benzina riformata fredda inviata con la pompa P12 A/B e sotto regolazione di portata.

Dalla testa della T4 il gas, privo delle parti pesanti, è inviato, sotto controllo di pressione al collettore del F.G., per alimentare le turbine a gas o a rete gas.

Dal fondo della T4 la riformata viene pompata dalle P13 A/B nella colonna con letto di soda T-5 e filtro a sabbia D-63 quindi è riciclata in carica alla T-2.

Recupero termico

I prodotti di combustione delle turbine a gas TG-1 e TG-2 che azionano rispettivamente i compressori C-1 e C-2, contenenti ossigeno in elevata quantità e a circa 530°C, sono inviati mediante appositi condotti nei forni F-1, F-2, F-3, F-4, F-5 e utilizzati come aria primaria per i bruciatori.

Un ventilatore C-11 garantisce l'aria ai bruciatori nel caso di fuori servizio delle turbine.

I fumi in uscita dei forni F-1 ÷ F-5 sono convogliati al camino dai ventilatori C-12 A/B.

Una circolazione chiusa di HOT OIL garantisce il recupero termico nei forni e il trasferimento del calore ai ribollitori delle T-1 e T-2. Il bilancio termico del sistema è regolato con una produzione di vapore in E-22.

Un sistema di generazione vapore costituito dall'accumulatore D-5, dalle pompe P6 A/B e dei serpentini generatori e surriscaldatori vapore posizionati nella zona convettiva dei forni F-2, F-3, F-4, F-5 consente di raffreddare ulteriormente i fumi dei forni producendo vapore a 12 atmosfere surriscaldato.

Rigenerazione continua

Il sistema di rigenerazione del catalizzatore trasferisce piccole quantità dello stesso in maniera semi-continua, dai reattori al rigeneratore e viceversa.

Tutte le operazioni di trasferimento sono regolate da due sistemi di controllo logico di tipo avanzato, uno per il catalizzatore esausto e uno per il catalizzatore rigenerato.

La circolazione avviene nel modo seguente:

Il catalizzatore esausto dal fondo del reattore R5 attraverso il "CATALYST COLLECTOR" D15 e il "LOCK HOPPER N. 1" D16 fluisce per gravità al "LIFT ENGANGER N. 1" D17 dove una corrente di azoto trasporta il catalizzatore al "DISENGAGING HOPPER" D18 sopra la torre di rigenerazione D19.

I fini e la polvere prodotti dal catalizzatore, insieme all'azoto, escono dalla testa del D18; i fini e la polvere sono poi rimossi nel "DUST COLLECTOR" J-8 e l'azoto è ricircolato al D-19.

Il catalizzatore fluisce per gravità dal fondo del D18 nel D19 dove avviene la combustione del carbone a circa 530 °C, la clorinazione a 510 °C e l'essiccamento del catalizzatore.

All'uscita del D19 il catalizzatore ossidato passa attraverso il "FLOW CONTROL HOPPER" D20 al "SURGE HOPPER" D21.

Dal D21 è trasferito nei reattori per mezzo del "LOCK HOPPER N. 2" D22 e del "LIFT ENGANGER N. 2" D23, passando attraverso la zona di riduzione sopra il primo reattore R2.

Il gas di "LIFT" per questo trasferimento è gas ricco di idrogeno proveniente dalla mandata del 1° stadio del compressore C2.

Il catalizzatore fluisce per gravità attraverso i quattro reattori fino a che non raggiunge un'altra volta il fondo dell'ultimo reattore, completando il circuito di trasferimento.

La portata di catalizzatore per l'intero sistema è regolata dal D20 che trasferisce piccoli carichi di catalizzatore, in continuo, dal D19 al D21.

Tutti gli altri trasferimenti di catalizzatore sono regolati dai due sistemi logici su domanda di livello.

Per esempio, come il catalizzatore fluisce dal D19 il livello nel D18 cala; quando il livello diventa basso abbastanza, il D16 trasferisce un carico di catalizzatore esausto dai reattori al D18.

Allegato B18 Rev.1

Come il catalizzatore esausto esce dal fondo dell'ultimo reattore il livello in cima al primo reattore decresce; quando il livello è basso abbastanza il D22 provvede a trasferire un carico di catalizzatore rigenerato dal D21 alla zona di riduzione.

Il trasferimento di catalizzatore tra le due zone, reazione e rigenerazione, è controllato automaticamente da meccanismi logici che rendono sicuro il trasferimento stesso.

I LOCK HOPPERS (LH1 e LH2) carichi con catalizzatore vengono portati, tramite una serie di fasi di bonifica e pressurizzazioni, alla stessa pressione e atmosfera della sezione ricevente il catalizzatore ovvero azoto per la sezione di rigenerazione e idrogeno per quella di reazione.

Il catalizzatore contenuto nei LOCK HOPPERS è scaricato nei LIFT ENGANGERS per essere trasportato con N₂ al D-18 e con H₂ alla zona di riduzione.

Successivamente, attraverso una serie di fasi di pressurizzazioni e bonifiche, i LOCK HOPPERS sono preparati per un altro carico.

Processi tecnologici di nuovo tipo

Non sono in atto processi utilizzando nuove tecnologie.

Tecnologia di base adottata

Il reforming catalitico trasforma con buone rese le frazioni benzina "pesanti" di prima distillazione in basi ad alto numero di ottano per carburanti. Tale processo di raffineria è atto a produrre frazione per benzina avente N.O. RM superiore a 95.

Il reforming, essendo basato in gran parte su reazioni di aromatizzazione, è un processo che produce idrogeno. In raffineria questo idrogeno è impiegato per desolfurare la alimentazione al reforming stesso e altre frazioni, come cheroseni e gasoli.

La principale reazione del reforming è la deidrogenazione dei nafteni (cicloesani) ad aromatici, preceduta dalla isomerizzazione degli anelli naftenici C₅ a C₆.

La idro-deidrogenazione degli idrocarburi è catalizzata da metalli del gruppo VIII; la isomerizzazione da funzioni acide. Per il reforming si impiegano catalizzatori bifunzionali, dotati cioè di funzione idro-deidrogenante e di funzione acida:

Un'importante serie di reazioni del reforming comprende la isomerizzazione (ramificazione) delle n.paraffine, che interessa entrambe le funzioni del catalizzatore. Altra reazione del reforming è la deidro ciclizzazione delle paraffine.

(H₂/HC10) — Cicloesano-benzene, ----metilcicloesano-Toluene

Altre reazioni del reforming sono l'idrocracking e la idrodesolforazione.

Complessivamente il processo di reforming catalitico risulta endotermico e forma idrogeno; esso è quindi favorito da temperature relativamente alte e da pressioni basse.

Le reazioni di reforming catalitico avvengono in reattori in serie.

La principale ragione per cui si realizza il reforming in più reattori in serie anziché in un solo reattore è l'elevata endotermicità complessiva del processo. Più reattori in serie presentano anche altri vantaggi: ridotte perdite di carico, migliore distribuzione dell'alimentazione, minore formazione di coke, controllo più facile dei parametri di processo del catalizzatore.

Aspetti ambientali

Consumi

Risorse idriche

Il consumo di risorse idriche è riferito, per fase di utilizzo, alle acque di processo e alle acque di raffreddamento, così come riporta la scheda B.2.1, nell'anno di riferimento 2003 risulta:

Fasi di utilizzo	Utilizzo	Volume totale annuo, m ³
	Industriale di processo	
	Industriale di raffreddamento	7.873.728

Energia termica ed energia elettrica

Il consumo energetico nell'anno di riferimento 2003, così come è riportato nella scheda B.4.1 allegata, risulta:

Fase o gruppi di fasi	Energia termica consumata (MWh)	Energia elettrica consumata (MWh)	Prodotto principale	Consumo termico specifico (kWh/ton)	Consumo elettrico specifico (kWh/unità)
CCR	672.68,8	20.101	Benzina da reforming	650,3	---

Combustibile

I combustibili consumati nell'unità di Reforming Catalitico CCR sono riportati nella seguente tabella, come indicato nella scheda B.5.1 nell'anno di riferimento 2003.

Combustibile	% S	Consumo annuo (t)	PCI (kJ/kg)	Energia (MMJ)
Fuel gas	0.12	78.144	48.534	3.792.651

Materie prime

Le materie prime utilizzate nell'unità di Reforming Catalitico CCR sono riportate nella seguente tabella, come indicato nella scheda B.1.1 allegata.

Descrizione	Produttore e scheda tecnica	Tipo	Fasi di utilizzo	Consumo annuo
benzina atmosferica media/pesante	Topping	materia rec. di origine interna	CCR	1.144,8 Kton
benzina da cracking media	FCC	materia rec. di origine interna	CCR	50,1 Kton
Catalizzatore a base allumina	UOP	materia ausiliaria	CCR	15,5 ton
additivi anti corrosione	BETZ GE	materia ausiliaria	CCR	2,1 ton
percloroetilene		materia ausiliaria	CCR	9,8 ton
azoto liquido	Air Liquide	materia ausiliaria	CCR	1.771,6 m3

Allegato B18 Rev.1

Descrizione	Produttore e scheda tecnica	Tipo	Fasi di utilizzo	Consumo annuo
allumina		materia ausiliaria	CCR	0,7 ton
catalizzatore per desolforazione	Topsoe	materia ausiliaria	CCR	3,8 ton

Sostanze pericolose

Nelle seguenti tabelle sono riportate le sostanze trattate nell'unità di Reforming Catalitico CCR ai sensi del D. Lgs. 334/99, sulla base dei quantitativi di sostanze pericolose¹ effettivamente presenti negli stessi.

Impianto	Sostanze pericolose presenti	Quantità massima (t)
	Gasolio (hot oil)	86
	Benzina	333,2

Nel processo di reforming si utilizzano e si producono i seguenti prodotti

REFORMING CCR						
SOSTANZE PRESENTI	SEZIONI DELL'IMPIANTO					
	DESOLF. CARICA	STRIPPING	REFOR-MING	ASSORB. A.P.	FRAZ./ ASSORB. B.P.	RIGEN. CONT.
BAM	X					
BAP	X					
BAD		X	X			
H ₂	X	X	X	X		X
H ₂ S		X				
F.G.		X	X		X	
RIFORM.			X	X	X	
GPL					X	
CATALIZZ.	X		X			X
HOT OIL		X	X		X	
AZOTO						X
CLORO						X

Sono di seguito riportate le sigle utilizzate nella tabella:

BAM: Benzina media
 BAP: Benzina pesante
 BAD: Benzina desolforata
 FG: Fuel gas – gas combustibile

EmissioniAria

Le emissioni in aria tipiche per un processo di reforming catalitico derivano principalmente dai processi di combustione e come tali dipendono dal tipo di combustibile usato nei forni.

Altre emissioni tipiche in atmosfera sono rappresentate dalle emissioni fuggitive di VOC, che si originano da trafilamenti nelle valvole e nelle flange, e da quelle che si originano nel processo di rigenerazione del catalizzatore.

In particolare le emissioni in atmosfera relative all'Impianto CCR sono di tipo convogliato e nell'anno di riferimento 2003 risultano essere come media annuale:

Camino	Portata Nm ³ /h	Inquinanti	Flusso di massa, t/anno (C)	Concentrazione, mg/Nm ³ (C)	% O ₂
ccr-alky	147.742	CO	72	58	3
		SO ₂	212	172	
		NO _x	772	627	
		Polveri	7	6	

I dati tengono conto anche delle emissioni dell'Impianto Alchilazione. Infatti i fumi del forno di processo di questo impianto sono convogliati assieme a quelli del CCR in un unico camino.

Per maggiore completezza si riporta in allegato la campagna di misura annule eseguita in raffineria.

Acqua

Le acque reflue prodotte nell'impianto di reforming catalitico CCR contengono elevati livelli di oli, solidi sospesi, COD e valori relativamente bassi di H₂S, cloruri, NH₃ e mercaptani. Tali composti possono essere anche presenti nella colonna di stripping utilizzata per la rimozione dei composti leggeri dall'effluente al reattore.

Rifiuti

I rifiuti tipici generati nell'unità di reforming catalitico CCR sono i materiali provenienti dalle operazioni di pulizia e manutenzione delle unità di processo e il catalizzatore esausto inviato prima al recupero dei metalli e successivamente allo smaltimento (rifiuto non pericoloso, codice CER 160803).

La ditta che effettua lo smaltimento/trattamento dei rifiuti provenienti dalle manutenzioni è la società Ecotec.

Suolo

L'area impianti è pavimentata ed eventuali perdite o rilasci accidentali sono convogliate al sistema di fognatura oleosa della stabilimento che è collegato all'impianto Trattamento Acque di Scarico.

MEROX KEROSENE

Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante

L'impianto effettua l'addolcimento del kerosene, proveniente dagli impianti di distillazione primaria. Nell'unità avvengono delle reazioni di addolcimento che trasformano i mercaptani presenti nella carica in disolfuri in presenza di catalizzatore Mercox; l'impianto è costituito dalle seguenti sezioni: Pretrattamento, Addolcimento, Post-trattamento, Mercox Minalk.

Storia dell'impianto/fase rilevante

La **progettazione** esecutiva degli impianti in oggetto è stata effettuata dalle seguenti Società:

- SNAM PROGETTI

Capacità produttive dell'impianto

La capacità giornaliera di progetto dell'Impianto MEROX KEROSENE è pari a 4.800 m³/giorno

Descrizione del processo e dell'impianto

L'impianto Mercox kerosene ha lo scopo di trattare il kerosene di provenienza dagli impianti di distillazione primaria.

Le reazioni di addolcimento che avvengono nell'unità trasformano i mercaptani presenti sul kerosene di carica in disolfuri in presenza di catalizzatore Mercox.

L'impianto è costituito da:

1. Sezione pretrattamento;
2. Sezione di addolcimento;
3. Sezione post-trattamento.

1. Sezione pretrattamento

La carica, portata alla temperatura di 50-60 °C nei refrigeranti M10 E1 A/B o nel riscaldatore M10 E2, è inviata nel prelavaggio M10 D1 dove, mediante circolazione di NaOH vengono rimossi gli acidi naftenici.

Dall'uscita del prelavaggio caustico passa ad un filtro a sabbia M10 D2 dove viene trattenuto un eventuale trascinarsi di soda.

2. Sezione di Addolcimento

La carica proveniente dal filtro a sabbia entra nei reattori M10 D3 B/C, dove i mercaptani sono convertiti a disolfuri in presenza di catalizzatore.

Il catalizzatore è supportato su carbone attivo e viene mantenuto umido con soluzione caustica. L'impregnazione del carbone attivo è eseguito con l'unità ferma.

L'aria necessaria alla reazione viene iniettata tramite il compressore M10 C1 A/B a monte dei reattori. Dall'uscita dei reattori passa al separatore M10 D4 dove si separa la soluzione soda/idrocarburi. A intermittenza la soluzione sodica depositatasi nel separatore è scaricata.

3. Sezione Post-Trattamento

All'uscita dall'M10 il kerosene viene lavato con acqua nel recipiente M10 D5 per abbattere i trascinarsi caustici; da qui passa nel filtro a sale M10 D6 per togliergli l'umidità e infine nell'ulteriore filtro a terra decolorante M10 D7 dove vengono estratte le ultime tracce d'acqua e i metalli in modo da raggiungere le specifiche di Thermal Stability e WISM del kerosene, prima che questo sia inviato a stoccaggio.

Tecnologia di base adottata

La tecnologia di base adottata è quella tipica degli impianti di distillazione atmosferica.

Di seguito viene riportata una breve descrizione del processo di distillazione atmosferica.

Il primo stadio di lavorazione consiste nella parziale vaporizzazione del grezzo in un forno di "preriscaldamento". La miscela liquido-vapore è alimentata in una colonna, in cui la caduta di pressione provoca un ulteriore "flash" a spese del calore contenuto nella miscela uscente dal forno.

Il grezzo, entrando in colonna nella zona di flash, viene quindi separato in due fasi: una frazione liquida che fluisce verso il fondo ed una frazione vapore che sale nella colonna, subendo il processo di distillazione frazionata.

Le varie frazioni che compongono la fase vapore del grezzo vengono raffreddate e raccolte allo stato liquido, ad eccezione della quota più volatile, costituita dai gas incondensabili nella sezione di testa colonna.

Il frazionamento è realizzato tramite l'asportazione intermedia di calore, prelevando parte del prodotto ad un certo livello della colonna, raffreddando all'esterno, e riportando ad un livello più alto.

Aspetti ambientali

Consumi

Energia termica ed energia elettrica

Il consumo energetico nell'anno di riferimento 2003, così come è riportato nella scheda B4.1 allegata, risulta:

Fase o gruppi di fasi	Energia termica consumata (MWh)	Energia elettrica consumata (MWh)
	---	3.021

Materie prime

Le materie prime consumate nell'impianto Mercox Kerosene sono riportate nella seguente tabella, come indicato nella scheda B.1.1 allegata.

Descrizione	Tipo	Consumo annuo
Kerosene da UD300-UD500 a mercox	Materia d'origine interna	320.245 Kton

Allegato B18 Rev.1

Sostanze pericolose

Nelle seguenti tabelle sono riportate le sostanze in carica all'impianto Merox Kerosene

Impianto	Sostanze pericolose presenti	Quantità massima (t)
Merox Kerosene	cherosene	251

Nel processo di addolcimento del cherosene sono presenti i seguenti prodotti

MEROX KEROSENE			
SOSTANZE PRESENTI	SEZIONI DELL'IMPIANTO		
	CARICA	REAZIONE	USCITA
KERO	X	X	
KERO DESOLF.		X	X

Emissioni

Aria

Non ci sono emissioni di tipo convogliato

Acqua

Le acque reflue prodotte nell'impianto Merox Kerosene contengono principalmente idrocarburi. Le acque acide prodotte vengono inviate a trattamento nell'impianto SWS prima di essere convogliate al TAS.

Rifiuti

I rifiuti tipici generati nell'impianto Merox Kerosene sono i materiali esausti di manutenzione, catalizzatori e letti assorbenti esausti.

Suolo

L'area impianti è pavimentata ed eventuali perdite o rilasci accidentali sono convogliate al sistema di fognatura oleosa della stabilimento che è collegato all'impianto Trattamento Acque di Scarico.

DESOLFORAZIONI KEROSENE E GASOLIO U-300 E U500

Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante

Le unità 300 e U500 effettuano la rimozione dello zolfo presente nella carica trasformandolo in idrogeno solforato, in presenza di idrogeno e di catalizzatore.

Storia dell'impianto/fase rilevante

La **progettazione** esecutiva degli impianti in oggetto è stata effettuata dalle seguenti Società:

- SNAM PROGETTI

Capacità produttive dell'impianto

La capacità giornaliera di progetto dell'impianto U-300 è di 2.400 m³/giorno.

La capacità giornaliera di progetto dell'impianto U-500 è di 2.400 m³/giorno.

Descrizione del processo e dell'impianto

L'impianto 300 effettua la rimozione dello zolfo presente nella carica trasformandolo in idrogeno solforato, in presenza di idrogeno e di catalizzatore, a una pressione di circa 20 kg/cm² e a una temperatura di 330-370 °C.

E' costituito da:

1. Riscaldamento
2. Reazione
3. Strippaggio.

Riscaldamento

La carica è prelevata da polmone di carica D306 mediante le pompe P301 A/B che la inviano nel treno di scambio E-301, E-302, E-303 A/B ed E-351 A/B, dove si preriscalda a spese del calore contenuto dall'effluente reattore R 303. Prima di entrare nello scambiatore E-301 viene miscelato con una corrente gassosa ricca di idrogeno (mandata compressore C-107).

All'uscita dal treno di scambio passa nel forno F-301 dove raggiunge la temperatura necessaria alla reazione di desolfurazione.

Reazione

Dal forno F-301 la carica, parzialmente vaporizzata, passa nel reattore R-301 e successivamente in R-304 contenente il catalizzatore. Lo zolfo reagisce con l'idrogeno presente trasformandosi in H₂S mediante una reazione esotermica.

L'effluente reattore alla temperatura di 320 °C e alla pressione di circa 18 kg/cm², cede calore alla carica stripper T-301 negli scambiatori E304 A/B, e alla carica impianto negli scambiatori E-351 A/B, E 303 A/B, E-302 ed E-301.

Successivamente si raffredda e si condensa parzialmente nei refrigeranti ad aria E-354 A/B e nel condensatore ad acqua E305 B; infine fluisce nel D-301 dove la fase liquida si separa dalla fase gassosa.

I gas sono inviati per differenza di pressione all'impianto di lavaggio gas prima di essere convogliati a rete fuel.

Allegato B18 Rev.1

Strippaggio

Il liquido del D-301, sempre per differenza di pressione, va in carica alla colonna T-301, previo preriscaldamento in E-355 ed E-356 a spese dell'effluente del fondo colonna stesso, e in E-304 A/B a spese dell'effluente reattore R-303.

Nella colonna avviene la separazione dell' H_2S che esce dalla testa colonna. Il prodotto desolfurato dal fondo, previo scambio termico in E-355 ed E-356 ed E305, E352, è inviato al filtro coalescente J301 tramite le pompe P351A/B per rimuovere l'acqua corrente in uscita.

E' inoltre possibile l'allineamento alla sezione di essiccamento a monte delle pompe P351.

I prodotti di testa, ricchi di H_2S sono raffreddati e in parte condensati in E-307 A ed E-307 B quindi si raccolgono nel ricevitore D-302 dove si separa la fase gas dal liquido.

I gas sono inviati a lavaggio amminico prima di essere convogliati a rete fuel gas.

Il liquido viene prelevato con le pompe P-303 A/B ed in parte riutilizzato come riflusso alla T-301 ed in parte inviato a stoccaggio per essere rilavorato ed in parte inviato allo stripper acque acide.

L'impianto 500 effettua la rimozione dello zolfo presente nella carica (cherosene, gasolio o benzina) trasformandolo in idrogeno solforato, in presenza di idrogeno e catalizzatore, a una pressione di 17 kg/cm² e una temperatura di 300-370 °C.

E' costituito da:

1. Riscaldamento
2. Reazione
3. Sezione di strippaggio.

Riscaldamento

La carica proveniente da stoccaggio ed avente un contenuto di zolfo pari a 1.8 - 0,6% in peso, è inviata mediante le pompe MP 501 A/B al treno di scambio E 501 A/B ed E 502 A/B/C prima di passare al forno F 501.

In uscita E 501 A/B la carica è miscelata con una corrente gassosa ricca di idrogeno.

Nel forno la carica raggiunge la temperatura necessaria alla reazione di desolfurazione.

Reazione

Dal forno F 501 la carica, parzialmente vaporizzata, passa nel reattore R 501 dove è contenuto un letto di catalizzatore. Lo zolfo reagisce con l'idrogeno presente trasformandosi in H_2S mediante una reazione esotermica.

L'effluente reattore alla temperatura di 315 °C e alla pressione di 16 kg/cm², cede calore alla carica negli E 502 A/B/C quindi entra nel separatore D 501 dove il liquido si separa dalla fase vapore.

I vapori sono ulteriormente raffreddati e condensati in E 503 A/B, quindi il liquido è separato dal gas nel separatore freddo D 502.

I prodotti gassosi sono inviati all'impianto di lavaggio gas per essere lavati prima di essere inviati a rete fuel gas o riutilizzati come gas di riciclo (compressore gas C109). La pressione è tenuta costante nella sezione a monte dei reattori tramite un controllore di pressione.

Strippaggio

La fase liquida del D 501 e del D 502 per differenza di pressione fluisce nella colonna stripper T 501, dove si separa, di testa, l' H_2S e di fondo il prodotto desolfurato.

Il prodotto di fondo viene inviato negli scambiatori E 501 A/B, dove cede calore alla carica, quindi ai filtri coalescenti J501 e J502 quindi, mediante la pompa P503 A/B, raffreddato in E 505 A/B e successivamente rilanciato a stoccaggio con le booster P 503 C/D.

Allegato B18 Rev.1

I prodotti di testa ricchi di H₂S sono raffreddati e in parte condensati in E 504 A ed E 504 B, prima di essere raccolti e separati nel D 503.

La fase gas di questo accumulatore è quindi inviata alle unità di lavaggio amminico prima di essere convogliata a Fuel gas.

Il liquido viene prelevato con le pompe P 502 A/B e in parte riutilizzato come riflusso alla T 501, ed in parte inviato a stoccaggio per essere rilavorato. La fase acquosa viene inviata all'accumulatore dell'impianto Visbreaking e di qui agli impianti di trattamento acque acide (Impianti SWS).

Aspetti ambientali

Consumi

Risorse idriche

Il consumo di risorse idriche è riferito, per fase di utilizzo, alle acque di raffreddamento, così come riporta la scheda B.2.1, nell'anno di riferimento 2003 risulta:

Fasi di utilizzo	Utilizzo	Volume totale annuo, Km ³
	Industriale di raffreddamento	2.410

Nota: 180 m³/hr a UD300 e 120 m³/hr a UD500

Energia termica ed energia elettrica

Il consumo energetico nell'anno di riferimento 2003, così come è riportato nella scheda B.4.1 allegata, risulta:

Fase o gruppi di fasi	Energia termica consumata (MWh)	Energia elettrica consumata (MWh)
UD300	47.900	5.097
UD500	34.700	4.404
TOTALE	82.600	9.501

Combustibile

I combustibili consumati negli impianti di desolfurazione kerosene U-300 e U-500 sono riportati nella seguente tabella, come indicato nella scheda B.5.1 nell'anno di riferimento 2003.

Combustibile	% S	Consumo annuo (t)	PCI (kJ/kg)	Energia (MMJ)
Fuel gas a UD300	0.12	3.887	47.868	186
Fuel gas a UD500	0.12	2.528	47.868	121

Materie prime

Le materie prime consumate negli impianti di desolfurazione kerosene U-300 e U-500 sono riportate nella seguente tabella, come indicato nella scheda B.1.1 allegata.

Descrizione	Tipo	Stato fisico	Sostanze pericolose contenute		Consumo annuo
			N° CAS	Denominazione	
Kerosene a UD300-UD500	Materia d'origine interna	Liquido			1.037,144 Kton

Allegato B18 Rev.1

Descrizione	Tipo	Stato fisico	Sostanze pericolose contenute		Consumo annuo
			N° CAS	Denominazione	
Virgin Nafta a UD300-UD500	Materia d'origine interna	Liquido			10,324 Kton
Idrogeno a UD300-UD500	Materia prima	Gas	1033-74-0		39.500 KNm3

Note: Idrogeno stimato come consumo medio riproporzionato alle ore di marcia nell'anno

Sostanze pericolose

Nelle seguenti tabelle sono riportate le sostanze presenti nell'impianti di desolforazione U-300 e U-.

Impianto	Sostanze pericolose presenti	Quantità massima (t)
HDS 300	H2S	0,016
	cherosene	96,6
HDS 500	H2S	0,0225
	cherosene	73,6

Nel processo di desolforazione sono presenti i seguenti prodotti:

DESOLFORAZIONE 300			
SOSTANZE PRESENTI	SEZIONI DELL'IMPIANTO		
	RISCALDAMENTO CARICA	REAZIONE	STRIPPAGGIO
KEROSENE	X	X	
H ₂	X	X	
H ₂ S		X	X
KEROSENE (DESOLF.)			X
F.G.			X

DESOLFORAZIONE 500			
SOSTANZE PRESENTI	SEZIONI DELL'IMPIANTO		
	CARICA	REAZIONE	STRIPPAGGIO
KERO	X	X	
V.N.	X	X	
H ₂	X	X	
H ₂ S		X	X
KERO (DESOLF)			X
V.N. (DESOLF)			X
F.G.			X

Sono di seguito riportate le sigle utilizzate nella tabella:

KERO: Cherosene
H2: Idrogeno
H2S: Idrogeno solforato
FG: Fuel gas – gas combustibile

Emissioni

Aria

Le emissioni in atmosfera tipiche generate negli impianti di desolforazione kerosene U-300 e U-500 sono le emissioni fuggitive di idrocarburi e di composti dello zolfo, le emissioni derivanti dai forni di processo.

Le emissioni in atmosfera sono principalmente di tipo convogliato e nell'anno di riferimento 2003 risultano essere come media annuale:

Camino	Portata Nm ³ /h	Inquinanti	Flusso di massa, t/anno (C)	Concentrazione, mg/Nm ³ (C)	% O ₂
u300	6.407	CO	3	55	3
		SO ₂	10	184	
		NO _x	25	459	
		Polveri	0,3	6	

Camino	Portata Nm ³ /h	Inquinanti	Flusso di massa, t/anno (C)	Concentrazione, mg/Nm ³ (C)	% O ₂
u500	4.828	CO	2	57	3
		SO ₂	7	198	
		NO _x	16	452	
		Polveri	0,2	6	

Per maggiore completezza si riporta in allegato la campagna di misura annuale eseguita in raffineria.

Acqua

Le acque reflue prodotte negli impianti di desolforazione kerosene U-300 e U-500 contengono principalmente NH₃, idrocarburi. Le acque acide prodotte vengono inviate a trattamento nell'impianto SWS prima di essere convogliate al TAS.

Rifiuti

I rifiuti tipici generati negli impianti di desolforazione kerosene U-300 e U-500 sono i materiali esausti di manutenzione, catalizzatori e letti assorbenti esausti.

DESOLFORAZIONI GASOLI U-400- U-700

Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante

L'Unità 400 ha lo scopo di raffreddare il gas di sintesi proveniente dall'Unità 300 di Gasificazione. Nel corso del raffreddamento il gas rilascia una grossa quantità di calore che viene recuperato ed utilizzato principalmente per produrre vapore saturo a bassa pressione, il quale viene surriscaldato, sia per invio alla Raffineria che per le utenze interne all'IGCC. L'impianto 700 effettua la rimozione dello zolfo presente nella carica trasformandolo in idrogeno solforato, in presenza di idrogeno e catalizzatore.

Storia dell'impianto/fase rilevante

La **progettazione** esecutiva degli impianti in oggetto è stata effettuata dalle seguenti Società:

- SNAM PROGETTI

Capacità produttive dell'impianto

La capacità giornaliera di progetto dell'impianto U-400 è di 4.400 m³/giorno.
La capacità giornaliera di progetto dell'impianto U-700 è di 4.800 m³/giorno.

Descrizione del processo e dell'impianto

L'impianto 400 effettua la rimozione dello zolfo presente nella carica trasformandolo in idrogeno solforato, in presenza di idrogeno e catalizzatore, a una pressione di 26,5 kg/cm² e una temperatura di 300-375 °C.

E' costituito da:

1. Riscaldamento
2. Reazione
3. Strippaggio.

Riscaldamento

La carica avente un contenuto di zolfo pari a 1,8 - 0,6% a seconda che lavori gasolio o kerosene, viene prelevata dall'accumulatore D-405 per mezzo delle pompe P 461 A/B/C che la inviano, sotto controllo di portata negli scambiatori E-401 A/B, E-402 A/B/C, E-403 A/B/C, E-454 A/B ed E-461 A/B/C/D, dove si preriscalda a spese del prodotto desolforato in uscita da fondo drier e dal fondo stripper e a spese dell'effluente reattore R-461.

Prima di entrare in E-454 A/B la carica liquida si miscela con una corrente di gas ricco di idrogeno. All'uscita del treno di scambio, a una temperatura di circa 300 °C e una pressione di 30 kg/cm² in ingresso forno, la carica entra nel forno F-461 dove raggiunge la temperatura necessaria alla reazione.

Sezione di Reazione

La carica è inviata dal Recipiente di Carica D-405 alla Sezione di Reazione mediante le Pompe Gasolio di Carica P-461 A/B/C (due in esercizio ed un di riserva). La carica è suddivisa in parti uguali nei due rami del treno di preriscaldamento della carica attraverso due controllori di flusso. Dopo

Allegato B18 Rev.1

essere stata preriscaldata dal gasolio in uscita dal fondo della Torre di Essiccamento Gasolio T-403 nel 1° Scambiatore Carica/Gasolio Prodotto E-401 A/B e successivamente dalla corrente di gasolio proveniente dal fondo dello Stripper T-401 nel 2° Scambiatore Carica/Gasolio Prodotto E-402 A÷C, viene miscelata con la corrente di "treat gas". La carica combinata è quindi preriscaldata negli scambiatori Carica Combinata/Gasolio Prodotto (E-454B ed E-454A rispettivamente per il primo ed il secondo ramo) ed infine negli scambiatori Carica Combinata/Effluente Reattore (E-461 C/D ed E-461 A/B rispettivamente per il primo ed il secondo ramo).

Il riscaldamento della carica combinata è quindi completato nel Forno di Preriscaldamento della Carica Combinata F-461 sotto controllo di temperatura. La carica è infine alimentata alla Guardia di Sporcamento R-401 e, di seguito, ai reattori R-471 e R-461.

Nel Reattore di Desolforazione R-471, una corrente di quench gas, regolata da un controllore di portata, viene iniettata tra il primo ed il secondo letto di catalizzatore. L'effluente reattore viene raffreddato sotto controllo di temperatura negli Scambiatori Carica Combinata/Effluente Reattore (E-461C/D ed E-461 A/B rispettivamente per il primo ed il secondo ramo) e separato in una fase liquida ed una vapore nel Separatore ad Alta Temperatura D-461. La corrente di vapore in uscita da D-461 viene dapprima raffreddata nello scambiatore E-404, quindi nel condensatore ad aria E-473 ed infine nel condensatore ad acqua E-455.

La fase liquida e la fase vapore, presenti nella corrente in uscita da E-455, vengono separate nel Separatore a Bassa Temperatura D-401. La corrente di gas in uscita da D-401 è alimentata alla Sezione Lavaggio e Compressione Gas. Il flusso di liquido proveniente dal Separatore a Bassa Temperatura D-401, viene riscaldato dalla corrente di gas in uscita dal Separatore ad Alta Temperatura D-461 nello scambiatore E-404, e miscelato con il flusso di liquido proveniente da D-461. La corrente liquida totale viene quindi alimentata alla Sezione di Strippaggio. La pressione è tenuta costante nella sezione a monte dei reattori tramite un controllore di pressione.

Sezione di Lavaggio e Compressione Gas

La corrente di gas in uscita da D-401 è alimentata al fondo dell'assorbitore Z2-T5, in controcorrente ad un flusso di soluzione amminica inviato in testa alla colonna. La soluzione di ammina ricca è quindi inviata ai limiti di batteria alla rigenerazione amminica (Impianti DEA). La corrente di gas in uscita dalla testa dell'assorbitore Z2-T5 (gas di riciclo), viene compressa dal Compressore Gas di Riciclo C-471. Una quota del gas è inviato in aspirazione al compressore HC-109.

Il gas di reintegro proveniente dai limiti di batteria viene suddiviso in parti uguali nei due rami del treno di preriscaldamento della carica attraverso due controllori di flusso.

Una frazione della portata di gas di riciclo è iniettata, come quench gas, tra il primo ed il secondo letto di catalizzatore del reattore R-471. La rimanente parte di gas di riciclo, suddivisa in due parti uguali, viene miscelata con il gas di reintegro a valle delle valvole di regolazione di portata; le correnti risultanti così ottenute (treat gas), sono alimentate ai due rami del treno di preriscaldamento della carica a monte degli scambiatori Carica Combinata/Gasolio Prodotto (E-454 B/A).

Sezione di Strippaggio

Il flusso totale di liquido proveniente dal Separatore ad Alta Temperatura D-461 e dal Separatore a Bassa Temperatura D-401 è alimentato allo Stripper T-401. I vapori provenienti dalla testa dello stripper sono parzialmente condensati nei condensatori ad aria E-456A ed E-405A (operanti in serie), e nel condensatore ad acqua E-405B. Il liquido ed il vapore in uscita da E-405B vengono separati nell'Accumulatore Testa Stripper D-462.

La fase liquida idrocarburica proveniente da D-462 viene inviata, tramite le Pompe Riflusso Stripper P-403/P-404 B, in parte ai limiti di batteria ed in parte ricircolata in testa allo Stripper T-401.

Il gas in uscita da D-462 e l'acqua acida proveniente dal "mammellone" del D-462 sono inviati ai limiti di batteria allo stripper acque acide. Il vapore a media pressione è iniettato nella sezione inferiore dello stripper sotto controllo di portata.

Allegato B18 Rev.1

La corrente di gasolio desolfurato in uscita dal fondo dello Stripper T-401, prima di essere essiccata nella Torre di Essiccamento Gasolio T-403, viene parzialmente raffreddata negli scambiatori Carica Combinata/Gasolio Prodotto (E-454 B/A) e negli scambiatori Carica/Gasolio Prodotto E-403 B/A ed E-402 C, E-403C ed E-402 B/A.

In uscita dalla torre di essiccamento il gasolio, rilanciato dalle pompe P-462 A/B (una in esercizio ed una di riserva), viene raffreddato negli ultimi scambiatori Carica/Gasolio Prodotto (E-401 B/A), nel Preriscaldatore Aria di Combustione e quindi nel Refrigerante Gasolio e nei condensatori ad aria di fondo.

L'impianto 700 effettua la rimozione dello zolfo presente nella carica trasformandolo in idrogeno solforato, in presenza di idrogeno e catalizzatore, ad una pressione di 35 kg/cm² e una temperatura di 300-370 °C.

E' costituito da:

1. Riscaldamento
2. Reazione
3. Strippaggio.

Riscaldamento

La carica avente un contenuto di zolfo pari a 2 - 0,2% in peso, viene prelevata dall'accumulatore D 701 con le pompe P 720 A/B che la inviano nel treno di scambio E 701 A/B/C/D/E/F ed E 702 A/B/C/D/E/F dove si preriscalda a spese del calore del fondo drier, fondo stripper e dell'effluente reattore R 701; successivamente passa nel forno F 701 dove raggiunge la temperatura necessaria alla reazione.

Prima di entrare in E 702, alla carica viene miscelata una corrente di gas ricca di H₂.

Sezione di Reazione

La carica è inviata dal Polmone Gasolio di Carica D-701 alla Sezione di Reazione mediante le Pompe di Carica P-720 A/B. La carica liquida, previo preriscaldamento in E701 E/F in controcorrente con il gasolio in uscita dalla T-706, fondo dello Stripper T-701 viene miscelata con la corrente di "treat gas". La carica combinata, preriscaldata dall'effluente reattore nel E-702 A ÷ F, viene scaldata nel Forno di Desolforazione Gasolio F-701 e alimentata alla Guardia di Sporcammento R-403 e, di seguito, ai reattori R-781 e R-701.

L'effluente reattore viene raffreddato nel Preriscaldatore Gasolio di Carica E-702 A ÷ F e separato in una fase liquida e una vapore nel Separatore ad Alta Temperatura D-704.

La corrente di vapore in uscita da D-704 viene dapprima raffreddata nello scambiatore E-703, quindi dall'aria nel Condensatore ad Aria Effluente Reattore E-782 ed infine dall'acqua di raffreddamento nel Condensatore ad Acqua Effluente Reattore E-705.

La fase liquida e la fase vapore presenti nella corrente in uscita da E-705 vengono separate nel Separatore a Bassa Temperatura D-705. La corrente di gas in uscita da D-705 è alimentata alla Sezione Lavaggio e Compressione Gas. Il flusso di liquido proveniente dal Separatore a Bassa Temperatura D-705 viene inviato ai filtri coalescenti J701 e J702, la fase acquosa all'accumulatore dell'impianto Visbreaking e di qui agli impianti di trattamento acque acide (Impianti SWS).

La corrente liquida totale viene quindi alimentata alla Sezione di Strippaggio. La pressione è tenuta costante nella sezione a monte dei reattori tramite un controllore di pressione.

Sezione di Lavaggio e Compressione Gas

Allegato B18 Rev.1

La corrente di gas in uscita da D-705 è alimentata al fondo dell'Assorbitore T-703 in controcorrente ad un flusso di soluzione amminica inviato in testa alla colonna sotto controllo di flusso. La soluzione di ammina ricca è inviata sotto controllo di livello ai limiti di batteria. La corrente di gas in uscita dalla testa dell'Assorbitore T-703 (gas di riciclo), viene compressa dal Compressore Gas di Riciclo C-701. Una quota del gas è inviata al compressore H-C-109. Il gas di reintegro proveniente dai limiti di batteria viene compresso dal Compressore Gas di Reintegro C-702. Il gas di riciclo viene miscelato con il gas di reintegro e la corrente risultante (treat gas) è alimentata alla linea di carica. Una frazione del gas di riciclo è inviata ai compressori C-109 e di qui al PSA.

Sezione di Strippaggio

Il flusso totale di liquido proveniente dal Separatore ad Alta Temperatura D-704 e dal Separatore a Bassa Temperatura D-705 è alimentato allo stripper T-701. I vapori provenienti dalla testa dello stripper sono parzialmente condensati nei Condensatori ad Aria E-704 e E-706 (operanti in parallelo), e nel Condensatore ad Acqua E-707. Il liquido e il vapore in uscita da E-707 vengono separati nell'Accumulatore Testa Stripper D-706. La fase liquida idrocarburica proveniente da D-706 viene inviata tramite le Pompe Riflusso Stripper P-703 A ÷ C (due operative e una di riserva), in parte ai limiti di batteria ed in parte ricircolata in testa allo Stripper T-701. I gas in uscita da D-706 sono inviati agli impianti DEA di Raffineria mentre l'acqua acida proveniente dal "mammellone" del D-706 è inviata ai limiti di batteria e di qui all'accumulatore dell'impianto Visbreaking per poi essere inviata agli impianti SWS. Il vapore a media pressione è iniettato nella sezione inferiore dello stripper sotto controllo di portata. La corrente di gasolio desolfato in uscita dal fondo dello stripper T-701 prima di essere essiccata nella Torre di Essiccamento Gasolio T-706, viene parzialmente raffreddata nello scambiatore E-701 A/D ed E-158 (ribollitore colonna T-110) sotto controllo di temperatura.

In uscita dalla torre di essiccamento il gasolio, rilanciato dalle pompe P-702 C/G, viene raffreddato in E-701 E/F (Preriscaldatore Gasolio di Carica), E-730 (Preriscaldatore Aria di Combustione), E-709 A ÷ C (Refrigerante ad Aria Gasolio Prodotto) ed E-710 (Refrigerante ad Acqua Gasolio Prodotto) ed infine inviato ai limiti di batteria tramite le Pompe Colaggio Booster Gasolio MP-702 E/F.

Aspetti ambientali

Consumi

Risorse idriche

Il consumo di risorse idriche è riferito, per fase di utilizzo, alle acque di raffreddamento, così come riporta la scheda B.2.1, nell'anno di riferimento 2003 risulta:

Fasi di utilizzo	Utilizzo	Volume totale annuo, m3
	Industriale di raffreddamento	5.660.000

Nota: 300 m3/hr a UD400, 150 m3/hr a UD700, 260 m3/hr a essiccamento gasoli

Energia termica ed energia elettrica

Il consumo energetico nell'anno di riferimento 2003, così come è riportato nella scheda B.4.1 allegata, risulta:

Fase o gruppi di fasi	Energia termica consumata (MWh)	Energia elettrica consumata (MWh)
UD 400	49.000	15.516

Allegato B18 Rev.1

Fase o gruppi di fasi	Energia termica consumata (MWh)	Energia elettrica consumata (MWh)
UD 700	56.500	12.220
C109		22.960
C110		9490
TOTALE		60.166

Combustibile

I combustibili consumati negli impianti di desolfurazione gasoli U-400 e U-700 sono riportati nella seguente tabella, come indicato nella scheda B.5.1 nell'anno di riferimento 2003.

Combustibile	% S	Consumo annuo (t)	PCI (kJ/kg)	Energia (MMJ)
Fuel gas a U 400	0,12	3.261	47.868	156
Fuel gas a U 700	0,12	4.020	47.868	192

Materie prime

Le materie prime consumate negli impianti di desolfurazione gasoli U-400 e U-700 sono riportate nella seguente tabella, come indicato nella scheda B.1.1 allegata.

Descrizione	Tipo	Stato fisico	Sostanze pericolose contenute		Consumo annuo
			N° CAS	Denominazione	
Gasolio HS a U400-U700	Materia d'origine interna	Liquido			1.986,073 Kton
Idrogeno a U400-U700	Materia prima o di origine interna	Gas	1033-74-0		105.900 KNm3

Note: Idrogeno stimato come consumo medio riproporzionato alle ore di marcia nell'anno

Sostanze pericolose

Nelle seguenti tabelle sono riportate le sostanze presenti negli impianti di desolfurazione gasoli U-400 e U-700.

Impianto	Sostanze pericolose presenti	Quantità massima (t)
U 400	H ₂ S	1,427
	Gasolio	88,5
U 700	H ₂ S	0,9
	Gasolio	124,8

Allegato B18 Rev.1

Nel processo di desolforazione sono presenti i seguenti prodotti:

DESOLFORAZIONE 400			
	SEZIONI DELL'IMPIANTO		
SOSTANZE PRESENTI	RISCALDAMENTO CARICA	REAZIONE	STRIPPAGGIO
GAL	X	X	
KERO	X	X	
H ₂	X	X	
H ₂ S		X	X
GASOLIO (DESOLF)			X
KERO (DESOLF)			X
F.G.			X

DESOLFORAZIONE 700			
	SEZIONI DELL'IMPIANTO		
SOSTANZE PRESENTI	CARICA	REAZIONE	STRIPPAGGIO
GAL	X	X	
KERO	X	X	
V.N.	X	X	
H ₂	X	X	
H ₂ S		X	X
GAL (DESOLF)			X
KERO (DESOLF)			X
V.N. (DESOLF)			X
F.G.			X

Sono di seguito riportate le sigle utilizzate nella tabella:

KERO: Cherosene
H₂: Idrogeno
H₂S: Idrogeno solforato
FG: Fuel gas – gas combustibile
GAL
VN Virgin Nafta

Emissioni

Aria

Le emissioni in atmosfera tipiche generate negli impianti di desolforazione gasoli U-400 e U-700 sono le emissioni fuggitive di idrocarburi e di composti dello zolfo, le emissioni derivanti dai forni di processo.

Le emissioni in atmosfera sono principalmente di tipo convogliato e nell'anno di riferimento 2003 risultano essere come media annuale:

Camino	Portata Nm ³ /h	Inquinanti	Flusso di massa, t/anno (C)	Concentrazione, mg/Nm ³ (C)	% O ₂
u400	5.954	CO	3	66	3
		SO ₂	8	175	
		NO _x	21	460	
		Polveri	0,2	4	

Camino	Portata Nm ³ /h	Inquinanti	Flusso di massa, t/anno (C)	Concentrazione, mg/Nm ³ (C)	% O ₂
u700	6.919	CO	3	53	3
		SO ₂	10	178	
		NO _x	27	480	
		Polveri	0,3	5	

Per maggiore completezza si riporta in allegato la campagna di misura annuale eseguita in raffineria.

Acqua

Le acque reflue prodotte negli impianti di desolforazione kerosene U-300 e U-500 contengono principalmente NH₃, idrocarburi. Le acque acide prodotte vengono inviate a trattamento nell'impianto SWS prima di essere convogliate al TAS.

Rifiuti

I rifiuti tipici generati negli impianti di desolforazione kerosene U-400 e U-700 sono i materiali esausti di manutenzione, catalizzatori e letti assorbenti esausti.

IMPIANTO VISBREAKING RT1

Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante

L'impianto **Visbreaking (RT1)** permette di ottenere dall'olio combustibile ad alta viscosità, residuo delle distillazioni sottovuoto provenienti dalle unità Vacuum1 e Vacuum 2 o da stoccaggio, a seguito di reazioni di cracking termico, i seguenti prodotti :

- gas combustibile
- benzine
- gasolio
- olio combustibile ad alta viscosità(TAR), inviato all'impianto IGCC.

Storia dell'impianto

La progettazione esecutiva dell'impianto Visbreaking RT1 è stata effettuata dalla Società SNAM PROGETTI.

Capacità produttive dell'impianto

La capacità giornaliera di progetto dell'impianto VISBREAKING RT1 è di 7.200 m³/giorno.

Descrizione del processo e dell'impianto

L'impianto Visbreaking VSB è costituito da:

1. una sezione di riscaldamento e miscelazione carica
2. una sezione di reazione
3. una sezione di frazionamento
4. una sezione di compressione gas
5. una sezione di trattamento benzina

I prodotti principali costituenti la carica sono:

olio combustibile ad alta viscosità (carica), prodotti gassosi, benzina, gasolio e olio combustibile (TAR).

Sezione di riscaldamento e miscelazione carica

La carica all'impianto può avere contemporaneamente diverse provenienze:

- a) da serbatoio;
- b) da Vacuum 1 e/o Vacuum 2 (carica fredda);
- c) da Vacuum 1 o Vacuum 2 (carica calda).

La carica da stoccaggio viene inviata all'accumulatore freddo D 106C, insieme alla parte di carica fredda proveniente dalle unità vacuum 1 e 2. A monte del D 106 C la carica fredda viene preriscaldata con l'E173 (GAL a stoccaggio). Le pompe P181A/B riprendono la carica fredda e la mandano nel treno di scambio rappresentato dagli scambiatori E 140 A/B, E 141 A/B, E142 A/B (tutti questi scambiatori usano come fluido caldo il gasolio del pumparound), E143 A/B/C/D (in cui lo scambio avviene a spese del TAR). Una parte di tale corrente viene riciclata per tenere caldo l'accumulatore D 186 (usando il mixer statico MX1) mentre il resto va all'accumulatore D106 previa eventuale miscelazione con la carica fredda proveniente dagli impianti Vacuum 1 o Vacuum 2. Le pompe booster P 102E/F prelevano da tale accumulatore e mandano nella sezione di reazione.

Sezione di reazione

Dalle pompe booster la carica viene inviata ai due forni di reazione F102B e F102C, con flusso in parallelo tra i due forni.

L'energia ai forni è data dalla combustione di fuel gas prelevato dalla rete di raffineria e di olio combustibile.

La carica raggiunge la temperatura voluta nei forni per poi passare al D185 (Soaker) per completare le reazioni di cracking termico. La pressione su questa apparecchiatura viene tenuta costante per mezzo del regolatore di pressione PRC 840. Tale flusso, previa miscelazione con una corrente fredda di TAR, passa alla colonna T108 per essere frazionato.

Sezione di frazionamento

La colonna T108 consente di recuperare i seguenti prodotti:

- dalla sezione di testa, e precisamente dal separatore D110, si preleva benzina leggera e gas.
- da un taglio laterale si ricavano, previo strippaggio con vapore nelle colonne T109A e T109B, rispettivamente una benzina pesante e un gasolio che vengono miscelati.
- dal fondo si estrae un residuo (TAR).

Viene appresso riportata una breve descrizione del trattamento subito da ciascuna corrente.

Sezione di testa

Dalla testa colonna tutti i vapori vengono condensati tramite gli E144 A÷I, scambiatori ad aria, e gli E145 A/B, scambiatori ad acqua, e inviati all'accumulatore D110.

Dalla parte bassa del D110 viene prelevata la benzina leggera, una parte della quale viene riciclata in colonna, mentre la restante parte viene inviata a stoccaggio ad una ortonsfera (per essere poi inviata all'impianto di trattamento benzina).

Le acque acide che si accumulano nel D110 vengono inviate ad un accumulatore apposito (D115) per essere poi rilanciate ad un serbatoio ed essere successivamente trattate.

Dalla parte alta del D110 il gas viene inviato alle colonne di lavaggio T180 e T182 (che lavorano in parallelo) dove viene lavato con soluzione amminica dall'H₂S e successivamente inviato al polmone di accumulo (D191) dell'aspirazione dei compressori.

Tagli laterali

Dalla colonna T108 vengono prelevati rispettivamente una benzina pesante e un gasolio. Tali correnti vengono strippate con vapore nelle colonne T109A e T109B. Le frazioni leggere tornano alla colonna T108 mentre il fondo dello stripper benzina viene prelevato dalle P188A/B, raffreddato sull'E181 (con acqua) e inviato a stoccaggio insieme con il gasolio. Quest'ultimo viene prelevato dallo stripper con le pompe P170A/B e mandato all'E173 (scambio con carica fredda) dove viene inviato ai refrigeranti E149 e E171A/B (scambio con acqua temperata). Dopo miscelazione con la benzina pesante anche questa corrente viene mandata a stoccaggio. Una parte del gasolio prelevato dalla colonna T108 viene inviata tramite le P130A/B negli scambiatori E 142 A/B, E 141A/B ed E 140A/B (scambio con la carica fredda) e quindi reimpressa in colonna.

Sezione di fondo

La corrente di fondo della colonna T108 viene inviata dalle pompe P 129E/F in parte agli E143A/B/C/D (scambio con carica fredda) ed in parte agli E 190 A/B (generatori di vapore con accumulo sul D190) ed eventualmente anche all'impianto Vacuum 1 o Vacuum 2 secondo il tipo di integrazione inserita.

Il vapore prodotto dal D190 viene inviato a un surriscaldatore presente nel forno F102B.

Una parte del TAR proveniente dagli E143 e dagli E190 ritorna al D185 e alla colonna T108 per

Allegato B18 Rev.1

raffreddare l'uscita del soaker e il fondo colonna. La frazione in uscita dagli E143 che va a stoccaggio scambia calore con gli E 180A/B, generatori di vapore a bassa pressione, e con gli E170 A/B (acqua temperata). E' anche possibile inviare, prima dello scambio con gli E170, una quota di residuo basso viscoso all'impianto Vacuum 1.

Sezione di compressione gas

Il gas proveniente dalle colonne T180 e T182 viene inviato al D191 allo scopo di abbattere eventuali trascinamenti di liquido. Il fondo viene prelevato dalle pompe P182 A/B e inviato a slop oppure alla sezione trattamento benzine se inserita.

Il gas contenuto nel D191 viene aspirato dai compressori alternativi RT2C1A/B. In caso di bassa portata gas, parte dello stesso viene prelevata all'uscita del primo stadio dei compressori e - raffreddata nell'E16A - viene ricircolata nel D191.

Il gas compresso viene raffreddato nello scambiatore ad acqua E191 e mandato nel D192. La benzina di recupero estratta dal D 192 viene inviata alla sezione trattamento benzine, se inserita, oppure a slop. Le acque acide raccolte nel D192 vengono inviate sotto controllo di livello al D115 di cui si è già detto.

Sezione trattamento benzine

Scopo di tale sezione è quello di saturare le diolefine presenti nelle benzine da VSB prima di inviarle alla desolforazione. Tale sezione è attualmente fuori servizio, ciecata e bonificata.

Le benzine vengono prelevate dalla ortonsfera ST313 con le pompe P148 A/B/C e, unitamente alla rata proveniente dal separatore D192, vengono inviate al reattore R101 previa miscelazione con l'H₂ di trattamento e preriscaldamento negli E 174/E175 (scambio con fondo reattore e pump around gasolio).

L'effluente del reattore viene raffreddato negli E174/E176 e mandato al separatore alta pressione D114. Il fondo viene mandato al trattamento acque acide mentre la benzina viene convogliata al separatore a bassa pressione D 607. Il gas proveniente dal D 114 viene mandato a un impianto di desolforazione. Il gas del D 607 viene inviato al polmone di aspirazione dei compressori D 191, mentre la benzina viene inviata alle unità di desolforazione tramite le pompe P 198 A/B/C.

Tecnologia di base adottata

Il Visbreaking è un processo di conversione termica che si applica ai residui di distillazione del petrolio per convertirli in parte in distillati (Gas, benzina e gasolio) e in parte in residuo (TAR) meno viscoso dell'alimentazione.

I residui inviati al Visbreaking sono costituiti da una fase oleosa contenente una fase colloidale in dispersione: quest'ultima è formata da aggregati in cui molecole adsorbite (resine) circondano molecole ad alto peso molecolare con struttura chimica complessa, prevalentemente aromatica (asfalteni). Le resine formano una "zona di transizione" tra gli asfalteni e la fase oleosa continua, nella quale gli asfalteni sono insolubili.

Non tutti gli idrocarburi sono ugualmente soggetti alla decomposizione termica. La reattività al cracking termico diminuisce nell'ordine n.alcani, isoalcani, cicloalcani, aromatici. Nell'ambito della stessa classe la velocità del cracking aumenta all'aumentare del peso molecolare. Nelle condizioni del Visbreaking la rottura degli anelli è assai improbabile.

I principali effetti del Visbreaking sull'alimentazione sono la caduta della viscosità, dovuta a una diminuzione delle dimensioni molecolari.

I prodotti principali del Visbreaking sono benzina, gasolio, olio combustibile.

Le benzine da Visbreaking sono ricche di olefine e diolefine.

Il gasolio da Visbreaking contiene quantità apprezzabili di insaturi che ne innalzano la densità e ne abbassano il numero di cetano.

Il residuo da Visbreaking è instabile e può tenere in sospensione particelle carboniose.

Aspetti ambientali

Consumi

Risorse idriche

Il consumo di risorse idriche è riferito, per fase di utilizzo, alle acque di raffreddamento, così come riporta la scheda B.2.1, nell'anno di riferimento 2003 risulta:

Fasi di utilizzo	Utilizzo	Volume totale annuo, m3
	Industriale di raffreddamento	3.630.000

Energia termica ed energia elettrica

Il consumo energetico nell'anno di riferimento 2003, così come è riportato nella scheda B.4.1 allegata, risulta:

Fase o gruppi di fasi	Energia termica consumata (MWh)	Energia elettrica consumata (MWh)
	194.800	17.013

Combustibile

La maggior parte dei costi operativi dell'unità di Visbreaking sono rappresentati dai consumi di combustibile, riportati nella seguente tabella, come indicato nella scheda B.5.1 nell'anno di riferimento 2003.

Combustibile	% S	Consumo annuo (t)	PCI (kJ/kg)	Energia (MMJ)
Fuel oil	0,82	8.564	40.803	349
Fuel gas	0,12	11.031	47.868	528

Materie prime

Le materie prime consumate nell'impianto di Visbreaking sono riportate nella seguente tabella, come indicato nella scheda B.1.1 allegata.

Descrizione	Produttore e scheda tecnica	Tipo	Stato fisico	Sostanze pericolose contenute		Consumo annuo
				Denominazione	% in peso	
Residuo da vacuum a Visbreaking		Materia d'origine interna	Liquido			1.572,603 Kton
Flussante su carica da stoccaggio		Materia d'origine interna	Liquido			34,458 Kton
Additivi trattamento	CHIMEC	Additivo	Liquido	CH3532	100	2.550 Kg
	CHIMEC	Additivo	Liquido	CH3521	100	16.417 Kg
Additivi trattamento	CHIMEC	Additivo	Liquido	CH3534	100	17.282 Kg
	CHIMEC	Additivo	Liquido	CH3930	100	28.175 Kg

Allegato B18 Rev.1

Sostanze pericolose

Nelle seguenti tabelle sono riportate le sostanze presenti nell'impianto di Visbreaking.

Impianto	Sostanze pericolose presenti	Quantità massima (t)
Visbreaking RT1	H ₂ S	0,225
	Residuo VISBREAKING (TAR)	547,15

Nell'unità Visbreaking sono presenti i seguenti prodotti:

VISBREAKING RT 1					
SEZIONI DELL'IMPIANTO					
SOSTANZE PRESENTI	CARICA	CRACKING TERMICO (FORNO)	COLONNA DI FRAZIONAMENTO	LAVAGGIO AMMINICO	COMPRESS. GAS
RA	X (*)	X (*)			
RV	X	X			
FG		X	X		X
BAL / BAT			X		
GAL			X		
H ₂ S			X	X	
RESIDUO VISBREAKING (TAR)			X		

Sono di seguito riportate le sigle utilizzate nelle tabelle:

- RA: Residuo atmosferico
- RV: Residuo da vuoto
- FG: Fuel gas - gas combustibile
- BAL: Benzina leggera
- GAL: Gasolio leggero
- BAT: Benzina di testa

EmissioniAria

Le emissioni in atmosfera tipiche generate in un impianto di visbreaking sono quelle provenienti dai forni di processo e le emissioni fuggitive di VOC.

In particolare le emissioni in atmosfera sono principalmente di tipo convogliato e, come riportato nella scheda B.7.1 allegata alla presente, nell'anno di riferimento 2003 risultano essere:

Camino	Portata Nm ³ /h	Inquinanti	Flusso di massa, t/anno (C)	Concentrazione, mg/Nm ³ (C)	% O ₂
vsb - f102c	16.495	CO	7	55	3
		SO ₂	84	658	
		NO _x	70	549	
		Polveri	6	47	

Camino	Portata Nm ³ /h	Inquinanti	Flusso di massa, t/anno (C)	Concentrazione, mg/Nm ³ (C)	% O ₂
vsb - f102b	16.495	CO	7	55	3
		SO ₂	84	658	
		NO _x	70	549	
		Polveri	6	47	

Per maggiore completezza si riporta in allegato la campagna di misura annule eseguita in raffineria.

Acqua

Le acque reflue prodotte nell'unità di visbreaking contengono idrocarburi e composti solforati (probabile presenza di H₂S). Tali acque reflue acide vengono inviate al sistema di trattamento delle acque acide SWS prima dell'invio all'impianto TAS.

Rifiuti

I rifiuti tipici generati nell'unità di visbreaking sono i fanghi e i materiali provenienti dalle operazioni di pulizia/manutenzione (rifiuto pericoloso, codice CER 050106) e il coke a seguito delle operazioni di decoking colonna.

FLUID CATALITIC CRACKING FCC-CO BOILER

Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante

Il Cracking Catalitico a letto fluido(FCC) lavora i prodotti pesanti delle distillazioni atmosferiche e i distillati medio-pesanti della distillazione VACUUM, desolforate negli impianti MHC 1/2 e ha lo scopo principale di effettuare la rottura delle molecole pesanti degli idrocarburi, per effetto della temperatura e di un catalizzatore, dando luogo a prodotti leggeri, principalmente benzine ad elevato numero di ottano. Oltre la benzina leggera media e pesante da luogo anche ai seguenti prodotti: gas combustibile, propano e propilene, butano, butilene, isobutano, olio combustibile, gasolio e coke.

Storia dell'impianto

Nel 1969 viene avviato l'impianto Cracking FCC.

La progettazione esecutiva dell'impianto FCCU è stata effettuata dalla Società SNAM PROGETTI su licenza della UOP.

Recentemente, la Società AXENS ha curato la progettazione della sezione desolforazione benzina media (MCN) dell'impianto FCC

Capacità produttive dell'impianto

La capacità giornaliera di progetto dell'impianto VISBREAKING RT1 è di 16.000 m³/giorno.

Descrizione del processo e dell'impianto

Il cracking catalitico è un impianto di conversione delle frazioni pesanti provenienti dalle distillazioni primarie e secondarie in prodotti soprattutto leggeri.

L'impianto si suddivide nelle seguenti sezioni:

1. Preparazione carica
2. Reazione
3. Frazionamento
4. Rigenerazione
5. Recupero energetico
6. Concentrazione gas
7. Splittaggio benzina
8. Merox benzine (Minalk)
9. Merox GPL
10. Splittaggio GPL

In dettaglio si descrivono le singole sezioni elencate.

Preparazione carica

La carica, costituita essenzialmente da gasoli pesanti provenienti dagli impianti di vacuum, preventivamente desolforati nell'impianto MHC, viene preriscaldata, prima di entrare nella sezione di reazione, in un gruppo di scambiatori a fascio tubiero, da prodotti della sezione di frazionamento attraverso gli scambiatori:

Allegato B18 Rev.1

K1 - E53
con Top Pumparound,
V1 - E17 A, K1 - E7, K1 - E20
con LCO a stoccaggio,
K1 - E17
con SLURRY,
K1 - E54 A/B
con Slurry a stoccaggio,
K1 - E52 A/B/C/D
K1 - E55 A/B
con Slurry pumparound.

La temperatura raggiunta all'uscita dal preriscaldamento è di circa 280 °C. Il preriscaldamento è completato da un forno K1 F3 che porta la temperatura della carica al valore di 350 °C.

L'aria di combustione al K1F3 viene aspirata dalle soffianti K1 - C10A/B, preriscaldata con LCO nello scambiatore K1-AE1 e con i fumi della zona convettiva prima di essere inviata ai bruciatori, in modo da ottimizzare il recupero energetico.

Reazione

La carica proveniente dal forno entra nella sezione di reazione alla base del reattore (Riser) dove incontra il catalizzatore, a circa 700°C ed in circolazione ciclica, proveniente dal rigeneratore K1R2. Nel reattore avviene il cracking della carica, a circa 500°C con formazione dei seguenti prodotti:

Fuel gas
G.P.L.
Benzina
Gasolio
Olio pesante da cracking (SLURRY)
Coke

Il catalizzatore viene separato dagli idrocarburi mediante cicloni.

I prodotti della reazione fluiscono nella plenum chamber del reattore e, quindi, si immettono nella K1-T1 attraverso la vapor line posta sulla testa del reattore.

Il sistema di circolazione del catalizzatore è assicurato dal K1 - TRC - 1 che mantiene costante la temperatura del reattore regolando l'apertura della slide valve "SVRC" del rigeneratore e quindi il flusso del catalizzatore al reattore.

Il DPRC K1 - 36 mantiene una leggera differenza di pressione costante tra rigeneratore e reattore, regolando lo scarico dei prodotti della combustione del rigeneratore.

Lo scarico del catalizzatore dal reattore al rigeneratore K1 - R2 viene regolato dallo LRC - K1 - 1 che comanda la slide-valve "SVCE" mantenendo costante il livello di catalizzatore nello stripper del reattore.

Le slide valves "SVCR" ed "SVCE" sono protette, rispettivamente, dal DPR CAL K1 - 1 e dal DPR CAL K1 - 2.

Quando il DP attraverso le valvole scende al di sotto di un prefissato valore queste si chiudono. Questo sistema evita l'inversione di flusso.

Rigenerazione

Il catalizzatore, su cui si è depositato il coke prodotto dopo lo strippaggio degli idrocarburi, con vapore a 4 atme nello stripper del reattore, ritorna nel rigeneratore K1 - R2 dove è rigenerato tramite combustione controllata del coke

Questa operazione è richiesta per riportare l'attività del catalizzatore a valori normali.

Il calore che si sviluppa da tale combustione e che porta il catalizzatore a temperatura di circa 700°C è quello che completa il bilancio termico del reattore necessario alla carica per raggiungere la temperatura di reazione.

L'aria necessaria alla combustione del coke, proveniente dai compressori K1 - C1 A/B, viene regolata, mantenendo costante la temperatura della fase densa del catalizzatore, mediante il TRC

Allegato B18 Rev.1

- K1 - 1B.

Il catalizzatore utilizzato nell'impianto è del tipo solido, cristallino, in polvere, a base di silice ed allumina e, fluidificato, si comporta come un liquido.

Tale fluidificazione, è ottenuta: nel rigeneratore, mediante insufflazione, nel letto, dell'aria di combustione attraverso numerosi ugelli posizionati sulla griglia, e, nel reattore, con la vaporizzazione della carica.

Recupero energetico

I prodotti della combustione, attraversata una serie di 6 cicloni a due stadi (RP1/RS1, RP2/RS2, RP3/RS3, RP4/RS4, RP5/RS5, RP6/RS6) ed un ulteriore terzo stadio K1-EXV1, dove si separano i fini del catalizzatore, sono inviati allo Expander per il recupero del salto entalpico della corrente gassosa in energia elettrica e da qui al **CO Boiler** dove completano la combustione del CO a CO₂ producendo vapore a 72 Ate; in caso di emergenza, possono essere scaricati in atmosfera tramite la slide valve "two port".

Frazionamento

I prodotti della reazione escono dal reattore allo stato di vapore, ad una temperatura di 500°-510°C e, attraverso la vapor line, si immettono nella parte inferiore della colonna di distillazione K1 - T1 dove subiscono un quench alla temperatura di 340 -370°C.

Il raffreddamento è ottenuto mediante una circolazione del prodotto di fondo (slurry).

Dalla colonna K1-T1 per distillazione vengono estratte le seguenti frazioni:

- frazione di testa costituiti da tutti i gas leggeri, propano, butano e benzina;
- due frazioni laterali costituite rispettivamente da gasolio leggero (LCO) e gasolio pesante (HCO);
- frazione di fondo colonna costituita da un olio combustibile chiarificato dai trascinalenti di catalizzatore (SLURRY).

Concentrazione gas

Tutti i prodotti uscenti in fase vapore dalla testa della colonna di frazionamento passano alla "sezione di gas concentration".

Tale sezione provvede, tramite due compressori a doppio stadio ed una serie di colonne di lavaggio, alla separazione del propano, butano e benzine dal gas leggero, costituito da idrogeno, metano, etano, etilene ed altri gas.

In maggior dettaglio, si ha che dal primo stadio dei compressori GC - 1 e GC - 2 la corrente gassosa, previa condensazione, è inviata all'accumulatore interstadio GD - 3. Da qui la fase gas viene compressa dal secondo stadio di GC - 1 e GC - 2 ed inviata ai condensatori GE 3/28, GE-GA/B e GE-32. Agli stessi viene inviata anche la fase liquida estratta dal GD-3 (insieme alla benzina estratta dal fondo della colonna GT-1 e al gas di testa dello stripper GT-3) e insieme fluiscono all'accumulatore ad alta pressione (GD-4 A/B).

Nell'accumulatore si separano:

- Gas
- Benzina + GPL liquido
- Acqua

Il gas viene quindi fatto passare nei due assorbitori GT-1 e GT-2 dove il GPL presente viene assorbito rispettivamente con benzina proveniente dall'accumulatore dei prodotti di testa frazionamento (K1-D5) e con LCO che ricicla nella K1-T1.

Il gas dopo l'assorbimento viene inviato alla colonna di lavaggio GT-8 dove tramite lavaggio con Ucarsol viene eliminato l'H₂S ed in seguito inviato alla rete fuel-gas.

Dall'accumulatore GD-4 A/B la benzina e il GPL sono inviati, previo preriscaldamento, in carica allo stripper GT-3; i gas di testa (H₂S + incondensabili + GPL) confluiscono al GE-3/28 per il recupero del GPL e dell'H₂S.

La benzina ed il GPL provenienti dal fondo stripper GT-3 entrano nelle stabilizzatrici GT-4 e GT-6 che lavorano in parallelo e provvedono a separare i due componenti.

Splitter benzine

Nell'ambito del progetto di produzione benzine leggere a basso tenore di zolfo, la Raffineria Saras ha progettato il revamping della sezione " splitter benzine" dell'impianto FCC.

Di seguito si riporta la descrizione della sezione Splitter benzine, a modifiche intervenute.

La benzina proveniente dalle colonne di debutanizzazione GT 4 e GT 6 e la benzina "minalk" proveniente dagli stripper K1-T4 e K1-T5, previa miscelazione, vengono alimentate, ad una temperatura di 115 °C, alla nuova colonna di frazionamento GT-12. La GT-12 è una colonna di distillazione di tipo convenzionale, con due letti di riempimento posti al di sopra del punto di alimentazione e 21 piatti posizionati nella parte inferiore della colonna. Qui avviene la separazione della benzina leggera LCN (prodotto di testa) da una miscela di benzina media MCN e benzina pesante HCN, costituente il prodotto di fondo.

Il calore al ribollitore di fondo colonna viene fornito dai nuovi scambiatori GE-11 A/B, il cui fluido riscaldante è costituito da vapore a media pressione.

Il prodotto di testa, condensato negli scambiatori ad aria GE-50 A/D , viene raccolto nell'accumulatore GD-10, quindi in parte prelevato per mezzo della pompa GP-32, raffreddato negli scambiatori GE 16 e GE 52, che lavorano in parallelo agli scambiatori GE-44A e GE-39B, ed inviato all'impianto Merox per la rimozione degli zolfi. Da qui la benzina leggera da cracking LCN è alimentata all'impianto di Eterificazione.

Il prodotto di fondo della colonna GT-12 viene alimentato allo splitter GT-10, previo riscaldamento negli scambiatori GE-13A e GE-12. Nella colonna GT-10 avviene la separazione della benzina media (prodotto di testa), dalla benzina pesante (prodotto di fondo).

Lo splitter GT-10 è dotato di due ribollitori GE-51 A/B, il cui fluido riscaldante è costituito dallo slurry proveniente dal fondo frazionatore principale.

La benzina pesante da cracking, costituente il prodotto di fondo dello splitter GT-10, viene raffreddata negli scambiatori GE-37, GE 44 A, GE 39 A e GE-13, quindi inviato al trattamento Merox o a stoccaggio.

Il prodotto di testa viene condensato negli scambiatori ad aria GE-18 A/D, raccolto nell'accumulatore K1-D10, quindi inviato per mezzo della pompa GP-34 al trattamento Merox Minalk esistente M11, previo raffreddamento negli esistenti scambiatori GE 42, GE 44 A/B, GE 25 A/B.

Nuova sezione desolforazione benzine MCN

La Società Saras intende procedere alla realizzazione di una nuova sezione desolforazione benzine medie da cracking. A fronte di tali adeguamenti, la benzina MCN costituente il prodotto di testa della colonna GT10 non sarà più alimentato all'unità Merox Minalk, ma alla nuova sezione desolforazione

La idrodesolforazione della benzina media da cracking verrà attuata mediante un sistema di reazione composto da due reattori (R-801 ed R-802), in presenza di idrogeno. L'idrogeno solforato sviluppato nel corso della reazione sarà rimosso dalle fasi liquide e gassose rispettivamente nello scrubber amminico T-801 e nella colonna stabilizzatrice T-802 dell'unità.

La nuova unità di idrodesolforazione sarà costituita in dettaglio dalle seguenti sottosezioni:
carica,
reazione,
separazione,
compressione gas di riciclo,
stabilizzazione,
iniezione di agenti chimici.

L'unità di idrodesolforazione sarà alimentata con una corrente costituita dall'80% di MCN (benzina media da cracking) e dal 20% di isopentano (ISO-C5) proveniente da stoccaggio (ortonsfere).

Allo scopo di preservare il catalizzatore di idrodesolforazione, l'ISO-C5 deve essere preventivamente lavato con acqua per allontanare eventuali tracce di soda.

A tal fine la corrente di ISO-C5 sarà miscelata con acqua di lavaggio attraverso una valvola di miscelazione. La miscela di acqua di lavaggio ed ISO-C5 sarà quindi alimentata al decantatore D801.

L'acqua separata nel decantatore sarà inviata mediante le pompe P-801A/B alle unità di trattamento acqua ad eccezione di una quota, riciclata sulla linea di alimentazione dell'ISO-C5.

La fase superiore presente nel decantatore dell'acqua di lavaggio è costituita da ISO-C5 libero d'acqua.

La benzina MCN proveniente dalla testa della esistente colonna di frazionamento GT-10 dell'impianto di cracking catalitico sarà alimentata alla nuova sezione desolforazione benzine in controllo di portata, previa filtrazione nel package J-802. La benzina MCN sarà quindi inviata all'accumulatore di carica D-802, previa miscelazione in linea con lo stream di isopentano proveniente dal decantatore.

Dall'accumulatore D-802 la carica sarà inviata, mediante le pompe P-802A/B, alla sezione di reazione sotto controllo di portata in cascata con il livello dell'accumulatore stesso.

La carica sarà quindi suddivisa in 3 correnti: la prima corrente costituirà il "raffreddamento" del primo reattore di desolforazione, il secondo stream, sarà preriscaldato in controcorrente con l'effluente reattore R-802 negli scambiatori E-801 A/B/C, previa miscelazione con l'idrogeno di riciclo proveniente dal compressore MC-801 ed E-802 A/B, e quindi alimentato al reattore di desolforazione R-801, mentre l'ultima corrente costituirà il bypass degli scambiatori di preriscaldamento citati; Infatti la temperatura del primo reattore di desolforazione sarà controllata attraverso la portata di prodotto che "bypassa" degli scambiatori E-801 A/B/C.

Il reattore R-801 sarà costituito da due letti catalitici ed opererà in fase vapore.

Tra il primo ed il secondo letto di catalizzatore sarà operato un quench con la corrente di benzina che si stacca a monte del treno di preriscaldamento, al fine controllare l'incremento di temperatura e limitare la saturazione delle olefine. La portata della benzina di quench sarà regolata in controllo di portata, in cascata con la temperatura in ingresso al secondo letto di catalizzatore.

Allegato B18 Rev.1

La benzina in uscita dal primo reattore di desolforazione R-801 verrà preriscaldata nel forno F801, quindi sarà alimentata al secondo reattore R-802 operante con un singolo letto.

La benzina in uscita dal reattore R-802, previo raffreddamento negli scambiatori E-802 A/B, E-801A/B/C (in controcorrente con la carica), sarà alimentata al flash drum D806 nel quale saranno separate una fase acquosa contenente idrogeno solforato che sarà alimentata agli impianti SWS esistenti, una fase idrocarburica liquida, che sarà alimentata alla colonna stabilizzatrice T-802, ed una fase gassosa. I vapori in uscita dal D807 saranno ulteriormente raffreddati nel condensatore ad aria AC-801, quindi alimentati al separatore D-803 nel quale saranno separate tre fasi:

la fase acquosa contenente idrogeno solforato, che sarà alimentata agli impianti SWS esistenti;
la fase idrocarburica liquida, che sarà alimentata alla colonna stabilizzatrice T-802;
la fase vapore, che sarà inviata alla colonna di lavaggio amminico T-801 dove l'idrogeno solforato contenuto verrà rimosso.

Nella colonna T-801 il fuel gas verrà lavato dall' H_2S , attraverso assorbimento con una soluzione di ammina "povera" proveniente dalle esistenti Unità di lavaggio amminico della Raffineria (impianti DEA 1/2/3). L'ammina ricca in idrogeno solforato verrà quindi inviata in controllo di livello nuovamente agli esistenti impianti di lavaggio amminico per la rigenerazione.

Il gas lavato in uscita dalla testa colonna T801, costituente il gas di riciclo, sarà suddiviso in due stream: la corrente principale verrà alimentata al KO drum D-804, per separare eventuali trascinalamenti di liquidi, quindi al compressore del gas di riciclo MC-801 e da qui alla sezione di reazione, previa miscelazione con una corrente di idrogeno fresco; la restante quota di gas di riciclo sarà inviata alla rete fuel gas.

La pressione della sezione di reazione sarà controllata attraverso la regolazione della portata di idrogeno fresco.

La fase liquida in uscita dal separatore D-803 sarà inviata alla stabilizzatrice T-802 previo riscaldamento negli scambiatori (carica/fondo) E-803 A/B. La frazione di testa della colonna, parzialmente condensata nello scambiatore ad acqua E-806, sarà alimentata all'accumulatore di testa D-805. La fase liquida sarà riflussata totalmente in colonna mediante le pompe P-804A/B, mentre il gas acido separato verrà inviato in controllo di pressione al sistema di trattamento gas acidi.

La benzina desolforata di fondo colonna T-802, costituente il prodotto finito (benzina con tenore di zolfo inferiore ai 10 ppm), sarà inviata a stoccaggio mediante le pompe di fondo P-803, previo raffreddamento negli scambiatori E-803 A/B, nel preriscaldatore carica colonna ET-T2 dell'impianto di eterificazione, nel condensatore ad aria AC-802, nello scambiatore ad acqua E-805; una quota del prodotto di fondo colonna sarà alimentato al ribollitore costituito dal forno F-802.

Mercox benzine

Le benzine MCN (nella situazione ante installazione nuova sezione desolforazione benzine medie da cracking) ed HCN provenienti dalla colonna GT10, vanno nelle sezioni "Mercox benzine", al fine di eliminare lo zolfo in esse contenuto.

Nel Mercox benzina M11 (MINALK) la benzina (MCN) proveniente dalla testa della GT10, strippata e raffreddata, viene raccolta nel polmone separatore di acqua GD12 e da questo, per differenza di pressione, alle colonne di prelavaggio caustico per abbattere l' H_2S residuo.

La benzina, dopo il prelavaggio, additivata con soda, aria e con l'attivatore del catalizzatore UOP Mercox Plus, viene inviata al reattore M11 D 4 dove si ottiene la trasformazione dei mercaptani in disolfuri rigenerando la soda.

La rimozione degli zolfi contenuti nella benzina leggera da cracking LCN prodotto di testa della colonna di frazionamento GT-12 dell'impianto di cracking catalitico FCCU, è ottenuta nel reattore mercox minalk M10-D3-A.

Merox G.P.L.

Il G.P.L. proveniente dalla stabilizzatrice viene desolfurato nei due Merox M2 A- M2 B, perfettamente uguali, che lavorano in parallelo.

Esso viene caricato nelle colonne M2-T-5A M2-T 5B, dove un flusso di Ucarsol assorbe lo H₂S.

Successivamente, attraverso un letto di NaOH a 10 Bè nelle colonne M2-T-2A M2-T-2B che fa da guardia allo H₂S ed assorbe parte dei mercaptani.

Infine nelle colonne M2-T-1A M2-T-1B, in riflusso di NaOH a 20 Bè, completa l'assorbimento dei mercaptani.

Splitter G.P.L.

Il GPL una volta privato dello zolfo può essere separato nei suoi due principali componenti, propano e butano, nella sezione "splitter GPL".

Tale separazione avviene in una colonna di distillazione, alla pressione di circa 17 atm per il mantenimento allo stato liquido dei prodotti.

Sezione preparazione carica alchilazione

La sezione preparazione carica alchilazione ha lo scopo di effettuare un pretrattamento della carica di butano proveniente dal fondo dell'esistente colonna depropanatrice GT7 (impianto FCC), che costituisce l'alimentazione dell'impianto di alchilazione; i vantaggi di tale applicazione sono riconducibili ad un miglioramento dell'efficienza dell'impianto di alchilazione (con conseguente riduzione dei consumi di HF), e ad un incremento del numero di ottano della benzina alchilata.

La carica, proveniente dal fondo della colonna depropanatrice GT7 dell'impianto FCC, è alimentata allo scambiatore di calore GE-35, dove viene raffreddata ad una temperatura di 70°-80°C, quindi è inviata alla sezione di reazione.

Al fine di massimizzare la pressione all'interno del reattore di **idroisomerizzazione** HYD-R1, e di mantenere quindi la carica in fase liquida, la portata di alimentazione è regolata da un controllore di flusso installato in uscita dal reattore, in cascata con il controllore di livello posizionato sulla colonna GT-7.

L'idrogeno necessario alla reazione, proveniente dall'unità PSA o dall'impianto di reforming catalitico CCR, è suddiviso in due flussi: una delle due correnti è miscelata direttamente sulla linea di alimentazione del "taglio C4", mentre l'altra è alimentata direttamente al fondo del reattore HYD-R1, allo scopo di garantire una perfetta miscelazione della fase gas nell'alimentazione.

La corrente di idrogeno e C4 è inviata ad un miscelatore statico HYD-D1, per assicurare il completo assorbimento dell'H₂ nella fase idrocarburica; in tale modo nel reattore di idroisomerizzazione è presente esclusivamente una fase liquida.

La corrente C4/H₂ è quindi alimentata dal fondo del reattore HYD-R1, dove si miscela con la restante portata di idrogeno.

La reazione di idroisomerizzazione è di tipo esotermico; l'incremento di temperatura all'interno del reattore è però contenuto, in considerazione del basso quantitativo di butadieni presenti nella carica (max. 0,6% in peso).

L'effluente reattore di idroisomerizzazione HYD-R1 è inviato in carica alla colonna di strippaggio HYD-T1.

Lo stripper del butano HYD-T1 è costituito da 20 piatti.

Nello stripper si ha la separazione della fase gas presente nell'alimentazione, dal prodotto in fase liquida costituito essenzialmente da C4.

La fase gas in uscita dallo stripper parzialmente condensata nello scambiatore ad acqua HYD-E2,

Allegato B18 Rev.1

è inviata all'accumulatore di testa HYD-D4.

La fase liquida è totalmente reflussata in colonna mediante le pompe di nuova installazione HYD-P1 A/B, mentre i gas incondensabili sono inviati alla rete fuel gas di raffineria.

La pressione dello stripper è regolata mediante uno "split-range" tra la portata di H₂ di make up, e la portata di fuel gas di "purga" in uscita dall'accumulatore HYD-D4, inviata alla rete fuel gas di Raffineria

La portata di riflusso è gestita in controllo di livello dell'accumulatore, in cascata sul controllo di portata.

Il prodotto di fondo colonna (C4) viene in parte inviato al ribollitore HYD-E3 quindi reflussato in colonna, ed in parte è alimentato, previo raffreddamento negli esistenti scambiatori di calore GE40A/B all'impianto di alchilazione, oppure a stoccaggio.

Il fluido riscaldante in alimentazione al ribollitore fondo colonna è costituito da vapore a bassa pressione.

Impianto di splittaggio GPL T 110

L'impianto ha lo scopo di separare il propano ed il butano nel GPL di carica proveniente da altri impianti.

Può essere sintetizzata in una unica sezione costituita da un accumulatore di carica, una colonna, un ricevitore di testa, una serie di scambiatori costituiti da ribollitore, preriscaldatore, refrigeranti e condensatori, pompe di carica e di riflusso (vedi fig. 15 allegato I.B.1.2.1).

L'impianto ha la capacità di trattare 41 t/h di GPL con una composizione media del 22% di propano e 78% di butano.

La colonna lavora ad una pressione di 16,5 atmosfere, con temperatura di fondo di 100 °C e di testa di 55 °C.

Il GPL proveniente dalle altre unità è inviato in parte direttamente in carica alla colonna T 110, in parte nell'accumulatore D 111, da dove è rilanciato, in carica alla stessa colonna, dalle pompe MP 138 A/B.

Prima dell'ingresso in colonna è preriscaldato nello scambiatore E 156 a spese del calore del butano prodotto.

Nella colonna avviene, per distillazione, la separazione del propano dal butano.

Il calore è fornito da vapore a bassa pressione mediante il ribollitore E 158.

Il propano, prodotto in fase vapore dalla testa colonna e condensato negli E 157 A/B, si raccoglie nel ricevitore D 112; le pompe MP 139 A/B lo inviano in parte in riflusso alle colonne e in parte a stoccaggio previo raffreddamento ulteriore in E 159.

Il butano in uscita dal fondo colonna passa nel reboiler E 158 dove in parte vaporizza fornendo il calore necessario al frazionamento, in parte, liquido, fluisce a stoccaggio dopo aver ceduto calore alla carica in E 156 ed essersi ulteriormente raffreddato negli E 160 A/B.

Tecnologia di base adottata

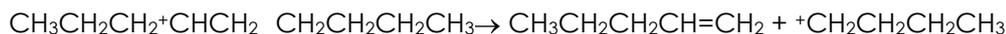
Il cracking catalitico ha la funzione di trasformare idrocarburi ad alto peso molecolare in prodotti più leggeri.

Alimentazioni tipiche sono i distillati altobollenti ottenuti sotto vuoto, che vengono trasformati in benzina, GPL e gasolio

L'evoluzione del processo, a partire dal 1936, anno della costruzione del primo impianto (Hondry), è stato caratterizzato dalle seguenti tendenze:

miglioramento delle prestazioni dei catalizzatori;
sviluppo della tecnologia del letto catalitico, da letto fisso a mobile e fluidizzato.

Le principali reazioni del cracking sono quelle di rottura dei legami C-C degli idrocarburi. Nel cracking la rottura avviene di preferenza in posizione beta rispetto al carbonio con valenza libera:



I processi di cracking catalitico attualmente impiegati sono solo quelli a letto mobile e a letto fluidizzato (FCC).

L'effluente dal reattore di cracking contiene un'ampia gamma di prodotti che devono essere raffreddati e frazionati. La separazione dei prodotti (frazionamento) avviene con tecniche analoghe a quelle del frazionamento a seguito della distillazione del grezzo.

All'uscita dal reattore i vapori vengono inviati direttamente alla colonna di distillazione principale. Parte del residuo e del distillato pesante (gasolio) viene riciclato al reattore per incrementare le rese di conversione.

La frazione di testa, dopo condensazione, viene in parte rinviata nella colonna come riflusso e in parte a un secondo separatore, assieme alla fase gassosa. La fase liquida passa nella colonna di assorbimento, che ha la funzione di recuperare quanto più possibile degli idrocarburi C₃ dalla fase gassosa, mediante assorbimento con un distillato pesante. All'assorbimento si inviano anche gli incondensabili, dopo compressione.

Impiegando alte pressioni e basse temperature si assorbe in parte anche l'etano; è quindi necessario procedere alla deetanizzazione. Segue la debutanizzazione; il prodotto di testa (GPL) passa alla desolforazione. A tale trattamento si sottopongono anche gli incondensabili provenienti dalla colonna di assorbimento. Lo schema può comprendere anche un trattamento Merox sia per la benzina che per i GPL, per allontanare o convertire in disolfuri i mercaptani.

I gas provenienti dalla rigenerazione del catalizzatore, ricchi di CO passano attraverso una serie di separatori a ciclone e sono inviati in una caldaia in cui si genera vapore ad alta pressione bruciando il CO (CO-reboiler).

Nella sezione preparazione carica alchilazione hanno luogo reazioni di idroisomerizzazione, essenzialmente riconducibili a:

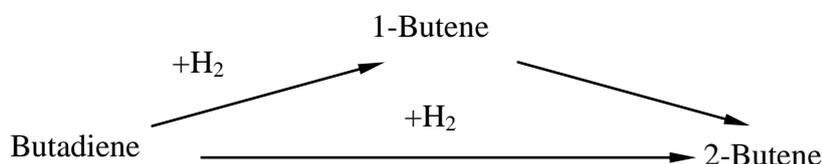
Idrogenazione selettiva del butadiene, per ottenere un'alimentazione all'impianto di alchilazione, con contenuto residuo di butadiene inferiore a 10 ppm.

Isomerizzazione selettiva dell'1-butene in 2-butene.

La reazione di idroisomerizzazione avviene in reattore catalitico a letto fisso ed è esotermica. L'incremento di temperatura all'interno del reattore è però contenuto, in considerazione del basso quantitativo di butadieni presenti nella carica (max. 0,6% in peso).

Il catalizzatore utilizzato per tale reazione è costituito da palladio disperso su supporto di allumina ad elevata purezza.

Le reazioni possono essere schematizzate come segue:

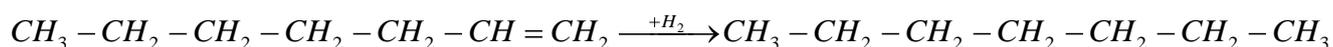


La reazione di isomerizzazione dell'1-Butene in 2-Butene ha luogo solo quando la concentrazione del butadiene nella carica ha raggiunto i 10 ppm, ovvero ad idrogenazione avvenuta.

Nella nuova sezione desolforazione benzine MCN hanno luogo reazioni catalitiche esotermiche su letti di catalizzatore a base di nichel-cobalto-molibdeno (supportate su matrice inerte) contenuti in reattori.

Allegato B18 Rev.1

Di seguito si riportano alcune reazioni tipiche di idrogenazione (saturazione) delle olefine



1-eptene

n-Eptano

Le reazioni di idrogenazione delle olefine sono di tipo esotermico.

In considerazione delle condizioni operative della nuova unità in esame, e del tipo di catalizzatore, sono favorite le reazioni di idrogenazione dei composti solforati (idrodessolforazione).

Aspetti ambientali

Consumi

Energia termica ed energia elettrica

Il consumo energetico nell'anno di riferimento 2003, così come è riportato nella scheda B.4.1 allegata, risulta:

Fase o gruppi di fasi	Energia termica consumata (MWh)	Energia elettrica consumata (MWh)	Prodotto principale	Consumo termico specifico (kWh/ton)	Consumo elettrico specifico (kWh/unità)
FCC	2.488.638,3		Benzina cracking	1151,1	----

Combustibile

I combustibili consumati nell'impianto Fluid Catalitic Cracking FCC-CO Boiler sono riportati nella seguente tabella, come indicato nella scheda B.5.1 nell'anno di riferimento 2003.

Combustibile	% S	Consumo annuo (t)	PCI (kJ/kg)	Energia (MJ)
Fuel gas	0,12	48.958	48.534	2.376.118
Coke	0,121	168.636	9.600 kcal/kg	

Materie prime

Le materie prime consumate nell'impianto Fluid Catalitic Cracking-CO Boiler sono riportate nella seguente tabella, come indicato nella scheda B.1.1 allegata.

Descrizione	Produttore e scheda tecnica	Tipo	Fasi di utilizzo	Stato fisico	Consumo annuo
Residuo atmosferico	Topping	materia rec. di origine interna	FCC	L	2.303,5 Kton
Gasolio da vuoto desolforato	MHC1/MHC2	materia rec. di origine interna	FCC	L	1.853,3 Kton
Catalizzatore a base allumina	AKZO	materia ausiliaria	FCC	S	2.753 ton
Catalizzatore per Merox	UOP	materia ausiliaria	FCC	L	19 ton
Additivi per caldaia	Betz GE	materia ausiliaria	FCC	L	6 ton
Antiossidante per benzine	Chimec	materia ausiliaria	FCC	L	19,5 ton

Allegato B18 Rev.1

Descrizione	Produttore e scheda tecnica	Tipo	Fasi di utilizzo	Stato fisico	Consumo annuo
Azoto liquido	Air Liquide	materia ausiliaria	FCC	L	1.590 m ³

Sostanze pericolose

Nelle seguenti tabelle sono riportate le sostanze trattate nell'impianto Fluid Catalitic Cracking Unit (FCCU) e nell'impianto splittaggio GPL ai sensi del D. Lgs. 334/99, sulla base dei quantitativi di sostanze pericolose¹ effettivamente presenti negli stessi, calcolate secondo quanto descritto nelle note.

Impianto	Sostanze pericolose presenti	Quantità massima
FCC	Residuo atmosferico + GAV	1.031,20
Impianto splittaggio GPL T110	GPL	3,5
Merox Minalk	Benzina	57

FCCU (FLUID CATALITIC CRACKING UNIT)												
SOSTANZE PRESENTI	SEZIONI DELL'IMPIANTO											
	Carica	Reazione	Fraziona-mento	Rigenera-zione	Recup. Energia	GAS CONC.	Splitter Benzina	Desolforazione benzine	Merox Benzina	Merox GPL	Splitter GPL	Carica Alky
LVGO	X	X	X									
HVGO	X	X	X									
GAP	X	X	X									
F.G.			X		X	X		X				
PROPIL.											X	
BUTIL.											X	
B.C.			X			X	X					
HCN							X		X			
MCN							X	X				
LCN							X					
ISOC5								X				
H ₂								X				X
H ₂ S								X				
LCO			X									
HCO			X									
Coke				X								
Catalizz.		X		X								X
ARIA				X								
Gpl												
(C ₃ +C ₄)			X			X				X		X
SLY			X									
Soda									X	X		

SPLITTER GPL T 110		
SOSTANZE PRESENTI	SEZIONI DELL'IMPIANTO	
	ALIMENTAZIONE	SPLITTER
GPL (C ₃ + C ₄)	X	X
C ₃		X
C ₄		X

MEROX KEROSENE/MINALK			
SOSTANZE PRESENTI	SEZIONI DELL'IMPIANTO		
	CARICA	REAZIONE	USCITA
LCN	X	X	
LCN DESOLF		X	X

Sono di seguito riportate le sigle utilizzate nelle tabelle successive:

LVGO Gasolio leggero da vuoto
 HVGO: Gasolio pesante da vuoto
 GAP: Gasolio pesante
 FG: Fuel gas - gas combustibile

Allegato B18 Rev.1

BC:	Benzina di cracking (benzina pesante: HCN; benzina media: MCN; benzina leggera: LCN)
HCN:	Benzina pesante da cracking
MCN:	Benzina media da cracking
LCN:	Benzina leggera da cracking
LCO:	Gasolio leggero di cracking
HCO:	Gasolio pesante di cracking
C3:	Propano
C4:	Butano
PROPIL:	Propilene
BUTIL:	Butilene
SLY:	Slurry – fondo colonna FCC

Emissioni

Aria

Le emissioni in atmosfera dell'impianto FCC-CO Boiler rappresentano uno dei maggiori contributi dell'intera raffineria. Le emissioni in aria provengono principalmente dal rigeneratore, ma ci sono anche le emissioni da forno di preriscaldamento e quelle fuggitive di VOC.

In particolare le emissioni dell'impianto FCC-CO Boiler sono principalmente di tipo convogliato e nell'anno di riferimento 2003 risultano essere come media annuale:

Camino	Portata Nm ³ /h	Inquinanti	Flusso di massa, t/anno (C)	Concentrazione, mg/Nm ³ (C)	% O ₂
fcc k1f3	29.080	CO	15	59	3
		SO ₂	42	167	
		NO _x	155	615	
		Polveri	1	4	

Camino	Portata Nm ³ /h	Inquinanti	Flusso di massa, t/anno (C)	Concentrazione, mg/Nm ³ (C)	% O ₂
cobo	319.937	CO	26	9	3
		SO ₂	755	272	
		NO _x	799	288	
		Polveri	145	52	

Per maggiore completezza si riporta in allegato la campagna di misura annuale eseguita in raffineria.

Acqua

Le acque reflue prodotte nell'impianto FFC-CO Boiler sono principalmente le acque acide dalla condensazione della testa del frazionatore contenenti idrocarburi (BOD e COD elevati), solidi sospesi, composti dello zolfo (H_2S), fenoli, cianuri, NH_3 , PH elevato, HCN, N-Kj. Queste acque sono inviate alla colonna di stripping delle acque acide (Sour Water Stripper) e quindi al sistema di trattamento acque reflue della raffineria.

Rifiuti

I rifiuti tipici generati nell'impianto Fluid Catalitic Cracking-CO Boiler il catalizzatore esausto, costituita principalmente da supporto del catalizzatore e con tracce di metalli pesanti, intrappolata nei sistemi di rimozione dei fini. Altri rifiuti generati sono i fanghi, e morchie derivanti dalla pulizia e manutenzione delle unità di processo.

RETE GAS (LAVAGGIO E DISTRIBUZIONE)

Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante

Gli impianti DEA fanno parte dell'Area Produttiva Distillazione e Desolforazione. All'interno della sezione che comprende le unità di lavaggio DEA, viene rimosso l'idrogeno solforato contenuto negli stream gassosi provenienti da altri impianti dello stabilimento.

In ogni unità la rimozione dell'idrogeno solforato avviene per assorbimento fisico con soluzione amminica - in apposite colonne di lavaggio; la soluzione amminica è successivamente rigenerata per effetto dell'incremento di temperatura in un'altra colonna di rigenerazione.

L' H₂S liberatosi viene inviato all'impianto di produzione zolfo, la soluzione amminica rigenerata è inviata al serbatoio di stoccaggio e da questo alle colonne di lavaggio.

Ogni unità è inoltre costituita da due sezioni:

sezione di lavaggio: la soluzione amminica rigenerata è prelevata dai serbatoi ed inviata in parallelo in testa alle colonne di lavaggio, che percorre dall'alto al basso in controcorrente allo stream gassoso da trattare arricchendosi mano a mano del H₂S;

sezione di rigenerazione: la soluzione amminica in uscita dal fondo delle colonne di lavaggio, fluisce nelle colonne di rigenerazione previo scambio termico atto a garantirne il preriscaldamento. I vapori di testa delle colonne di lavaggio contenenti tutto l' H₂S sono raffreddati e quindi raccolti nei ricevitori. Il liquido è rinviato in testa rigeneratore come riflusso, mentre l' H₂S è inviato all'impianto di produzione zolfo. La soluzione amminica rigenerata viene inviata a stoccaggio previo raffreddamento, in seguito viene riportata in ciclo dopo essere stata filtrata;

Storia dell'impianto

Data installazione

La progettazione esecutiva degli impianti DEA 1/2/3 è stata effettuata dalle Società COMING e SNAM PROGETTI.

Capacità produttive dell'impianto

La capacità giornaliera di progetto delle Unità DEA di Raffineria è la seguente.

DEA 1: 4,2 t/h di H₂S recuperata ed inviata a impianti zolfo;

DEA 2: 7 t/h di H₂S recuperata ed inviata a impianti zolfo;

DEA 3: 8 t/h di H₂S recuperata ed inviata a impianti zolfo.

Descrizione del processo e dell'impianto

L'H₂S presente nel gas di raffineria viene asportato e recuperato con processi rigenerativi, fondati sull'impiego di soluzioni debolmente basiche (di solito alcanolammine) rigenerabili.

Le alcanolammine sono solubili in acqua e hanno carattere basico: si può utilizzare un'alcanolammina primaria come la monoetanolammina o MEA (HOCH₂CH₂NH₂) una secondaria come la dietilammina o DEA (HOCH₂CH₂NHCH₂CH₂OH) a una etanolammine, oltre ad aumentarne la solubilità in acqua, diminuisce la basicità e facilita la rigenerazione.

La MEA e la DEA possono reagire direttamente con la CO₂ per formare il sale ammonio di un acido carbammico sostituito; le alcanolammine terziarie non danno questa reazione.

La MEA è la più reattiva e stabile delle tre etanolammine, è facilmente rigenerabile e ha un basso potere solvente per gli idrocarburi, fornendo così un gas acido particolarmente atto a essere convertito in zolfo con il processo Claus. Essa ha però una tensione di vapore relativamente alta (p. eb. 170 °C) e reagisce irreversibilmente con COS, presente in alcuni gas di raffineria, e con CS₂.

Per la depurazione dei gas di raffineria si preferisce quindi la DEA (p. eb. 268 °C).

Allegato B18 Rev.1

Le soluzioni impiegate in pratica contengono dal 10 al 40% in peso di MEA o di DEA; quelle più usuali di DEA sono comprese tra i 15 e i 20%. Concentrazioni basse limitano la corrosione, per la minor concentrazione dei composti di reazione gas acido-ammina nella soluzione.

La rigenerazione della soluzione avviene per riscaldamento indiretto con vapore. Il vapore di testa viene condensato e rinviato alla colonna di rigenerazione, alcuni piatti al di sopra del piatto di alimentazione della soluzione ricca, per tenere al minimo le perdite di ammina.

Le colonne possono essere sia a piatti che a riempimento.

Generalmente si utilizza MDEA in soluzione al 50%.

UNITA' LAVAGGIO DEA 1

L'impianto ha lo scopo di rimuovere l'idrogeno solforato contenuto in una serie di streams gassosi provenienti dalla desolforazione e dai Toppings.

La rimozione dell' H_2S avviene per assorbimento fisico con soluzione amminica - in apposite colonne di lavaggio; la soluzione amminica è successivamente rigenerata per effetto dell'incremento di temperatura in un'altra colonna di rigenerazione.

L' H_2S liberatosi viene inviato all'impianto di produzione zolfo, la soluzione amminica rigenerata è inviata al serbatoio di stoccaggio e da questo alle colonne di lavaggio.

L'unità è stata realizzata su progetto COMING.

E' costituita da due sezioni:

1. Lavaggio
2. Rigenerazione.

1. Lavaggio

La soluzione amminica rigenerata è prelevata dal serbatoio 7 con le pompe MP 705 A/B ed inviata in parallelo in testa alle seguenti colonne di lavaggio:

- T 703 che lavora alla pressione di 24,5 kg/cm² e alla temperatura di 38°C e dove lava il gas di riciclo dell'unità 700
- T 710 che lavora alla pressione di 4,5 kg/cm² e 38°C e dove lava il gas del D 706, D 462, D 503, D 502, D 108, D 109 (Topping 1), RT 2 D6, D 302 (U300).

La soluzione amminica percorre le colonne di lavaggio dall'alto al basso in controcorrente al gas arricchendosi mano a mano del H_2S .

Dal fondo della T 703 passa nel D 711 dove gli idrocarburi eventualmente presenti sono scaricati a Fuel gas. Su D711 è presente una piccola colonnina di lavaggio prima dell'immissione a rete fuel-gas.

2. Rigenerazione

La soluzione amminica dal fondo della T 710 e dal D 711 per differenza di pressione, fluisce nella colonna di rigenerazione T 704, previo scambio termico negli E711 A/B, dove si preriscalda a spese del calore contenuto della soluzione amminica rigenerata in uscita E 712.

Il rigeneratore T704 lavora ad una pressione di 0,8 kg/cm² e ad una temperatura di 100 °C in testa e 120°C sul fondo. Il calore necessario alla reazione di rigenerazione è fornito da vapore a 3,5 kg/cm² nel reboiler E 712.

I vapori di testa colonna contenenti tutto l' H_2S sono raffreddati in E 713 ed E 714 e quindi raccolti nel ricevitore D 708. Il liquido è rinviato in testa rigeneratore come riflusso; l' H_2S è inviato all'impianto di produzione zolfo.

Il fondo della T 704 costituito da soluzione amminica rigenerata, dopo scambio termico con la carica alle colonne in E 711 A/B è pompata dalle pompe P 712 A/B che la rinviato al serbatoio di raccolta TK-7, dopo raffreddamento in E 716, E 715 A/B/C.

Dal TK-7 la soluzione amminica è riportata in ciclo dalle pompe P705 A/B previa filtrazione in PK 701 e PK 702 (attualmente escluso).

UNITA' LAVAGGIO DEA 2

L'impianto ha lo scopo di rimuovere l'idrogeno solforato contenuto in una serie di streams gassosi provenienti da impianti Topping, Visbreaking, desolforazione, FCC, Vacuum 1 e 2, CCR.

La rimozione dell' H₂S avviene per assorbimento fisico con soluzione amminica in apposite colonne di lavaggio; la soluzione amminica è successivamente rigenerata per effetto di temperatura in un'altra colonna di rigenerazione.

L' H₂S liberatosi viene inviato all'impianto di produzione zolfo, la soluzione amminica rigenerata è inviata al serbatoio di stoccaggio e da questo alle colonne di lavaggio.

L'unità è stata realizzata su progetto COMING.

E' costituita da due sezioni:

1. Lavaggio
2. Rigenerazione.

1. Lavaggio

La soluzione amminica rigenerata è prelevata dal serbatoio TK7 (o TK1) con le pompe Z2 P1 A/B/C ed inviata in parallelo in testa alle seguenti colonne di lavaggio:

- T 180 che lavora a 0,2 kg/c m² e a 38°C dove lava il gas dell'impianto visbreaking
- T 182 che lavora a 0,2 kg/cm² e a 38°C dove lava il gas dell'impianto Visbreaking
- Z2 T1 che lavora a 11 kg/cm² e a 38°C e dove lava il gas dell'accumulatore ad alta pressione delle unità 400, 500, 300, CCR e Topping 2
- Z2 T3 che lavora a 4,5 kg/cm² e a 38°C e dove lava il gas in parallelo al T710 e quello in uscita da T180 e T182
- GT8 che lavora a 13 kg/cm² e a 38 °C e dove lava il gas dell'unità FCC
- M2T5 A/B che lavora a 11 kg/cm² e a 35 °C e dove lava la benzina da FCC
- DN8 che lavora a 0,2 kg/cm² e a 35 °C e dove lava il gas dai Vacuum 1 e 2.

La soluzione amminica percorre le colonne dall'alto al basso in controcorrente al gas acido, arricchendosi mano a mano di H₂S.

Dal fondo della Z2 T1, Z2 T3, GT8 e M2T5 A/B la soluzione amminica, per differenza di pressione entra nel D 190, gli idrocarburi eventualmente presenti sono scaricati a FUEL GAS.

Il fondo della T 180, T 182 e DN 8 sono rilanciati nello stesso accumulatore dalle pompe P 187 A/B e P 189 A/B e PN 14 A ubicate nell'impianto T2. La colonna T3 invia direttamente alla rigeneratrice.

2. Rigenerazione

La soluzione amminica, sempre per differenza di pressione, dal D 190 fluisce nella colonna di rigenerazione Z2 T2 dopo essersi preriscaldata in Z2 E1 A/B.

Il rigeneratore lavora a una pressione di 1 Atmosfera e a una temperatura di circa 125°C sul fondo.

Il calore necessario alle reazioni di rigenerazione è fornito da vapore a 3,5 kg/c m² nel reboiler Z2 E-2.

I vapori di testa contenenti tutto l'H₂S sono raffreddati in Z2 E3 e Z2 E4 A/B e quindi raccolti nel ricevitore Z2 D1.

Il liquido è inviato, come riflusso, in testa al rigeneratore dalle pompe Z2 P2 A/B.

L' H₂S è inviato all'impianto produzione zolfo.

Il fondo della Z2 T2 passa nel reboiler Z2 E2 dove in parte vaporizza a spese del calore del vapore a 3,5 kg/c m², fornendo in tal modo alle colonne il calore necessario alla rigenerazione.

Il liquido dello Z2 E2, costituito da soluzione amminica rigenerata, preriscalda la carica al rigeneratore in Z2 E1 A/B, quindi è rilanciato dalle pompe Z2 P7 A/B che la rinviano al serbatoio TK 7, dopo raffreddamento in Z2 E5 e Z2 E6 A/B.

Dal TK 7 la soluzione amminica è riportata in ciclo dalle pompe Z2P1 A/B previa filtrazione in Z2PK1 e Z2PK2 (escluso).

La linea di gas acido sopra descritta è tracciata con vapore, per evitare eventuali condensazioni di gas acido, e realizzata in pendenza senza sacche, allo scopo di impedire eventuali ristagni liquidi contenenti H₂S con conseguenti degradazioni delle tubazioni stesse.

Tale linea risulta inoltre progettata con un rating e con un sovrassessore di corrosione doppi rispetto a quelle standard.

UNITA' LAVAGGIO DEA 3

L'impianto DEA 3 ha lo scopo di rimuovere l'idrogeno solforato proveniente dagli stream gassosi degli impianti: *Mild Hydrocracking* (MHC) e *Desolforazione* (U400).

L'unità è costituita da due sezioni:

1. Lavaggio:

in tale sezione la soluzione amminica rigenerata rimuove l' H_2S , proveniente dagli impianti MHC e U 400 oltre che dagli accumulatori di carica degli stripper SWS1 ed SWS2, mediante passaggio in controcorrente rispetto al gas, nelle colonne T 102, T 103, Z2 T5, S1-C102, T202, T203.

Dal fondo delle colonne la soluzione amminica ricca di acido solfidrico entra nel D3-D1 A/B.

2. Rigenerazione:

La soluzione amminica ricca di H_2S , mediante le pompe D3 P2 A/B/C (una di riserva), dal D3-D1 fluisce nella colonna di rigenerazione D3-T1, previo scambio termico in D3-E1 A/B/C con l'ammina rigenerata proveniente dal fondo colonna.

La colonna di rigenerazione lavora alla pressione di 1 atmosfera e la temperatura di fondo colonna è di circa 125°C. Il calore di fondo, necessario alla reazione di rigenerazione, è fornito dal reboiler D3-E 3A/B con vapore (pressione pari a 3,5 kg/cm²).

I vapori di testa colonna, contenenti tutto l' H_2S , sono raffreddati in D3-E2 A/B e D3-E6 e raccolti nell'accumulatore D3-D2: il liquido viene inviato mediante le pompe D3-P-3A/B come riflusso in testa colonna, mentre l' H_2S è inviato all'impianto di recupero zolfo.

La soluzione amminica rigenerata, dopo aver ceduto calore in D3-E1 A/B/C, è rilanciata dalle pompe D3-P1 A/B/C (una di riserva) e, dopo essere stata ulteriormente raffreddata in D3-E4 A/B/A bis/B bis/D viene inviata al serbatoio TK 1; da qui, la soluzione amminica rigenerata è rimessa in ciclo, previa filtrazione nei filtri D3PK1 e D3PK2 (attualmente non in esercizio).

L'impianto DEA 3 è collegato all'unità recupero zolfo dell'impianto IGCC mediante una linea gas acido DN300 (Ø 12").

Tecnologia di base adottata

L' H_2S presente nel gas di raffineria viene asportato e recuperato con processi rigenerativi, fondati sull'impiego di soluzioni debolmente basiche (di solito alcanolammine) rigenerabili.

Le alcanolammine sono solubili in acqua e hanno carattere basico: si può utilizzare un'alcanolammina primaria come la monoetanolammina o MEA ($HOCH_2CH_2NH_2$) una secondaria come la dietanolammina o DEA ($HOCH_2CH_2NHCH_2CH_2OH$) a una terziaria (trietanolammina o TEA). La presenza dell'ossidrilile nella molecola della etanolammine, oltre ad aumentarne la solubilità in acqua, diminuisce la basicità e facilita la rigenerazione.

La MEA e la DEA possono reagire direttamente con la CO_2 per formare il sale ammonio di un acido carbammico sostituito; le alcanolammine terziarie non danno questa reazione.

La MEA è la più reattiva e stabile delle tre etanolammine, è facilmente rigenerabile e ha un basso potere solvente per gli idrocarburi, fornendo così un gas acido particolarmente atto a essere convertito in zolfo con il processo Claus. Essa ha però una tensione di vapore relativamente alta (p. eb. 170 °C) e reagisce irreversibilmente con COS, presente in alcuni gas di raffineria, e con CS₂. Per la depurazione dei gas di raffineria si preferisce quindi la DEA (p. eb. 268 °C).

Le soluzioni impiegate in pratica contengono dal 10 al 40% in peso di MEA o di DEA; quelle più usuali di DEA sono comprese tra i 15 e i 20%. Concentrazioni basse limitano la corrosione, per la minor concentrazione dei composti di reazione gas acido-ammina nella soluzione.

La rigenerazione della soluzione avviene per riscaldamento indiretto con vapore. Il vapore di testa viene condensato e rinviato alla colonna di rigenerazione, alcuni piatti al di sopra del piatto di alimentazione della soluzione ricca, per tenere al minimo le perdite di ammina.

Le colonne possono essere sia a piatti che a riempimento.

Allegato B18 Rev.1

Generalmente si utilizza MDEA in soluzione al 50%.

Aspetti ambientali

Consumi

Risorse idriche

Il consumo di risorse idriche è riferito, per fase di utilizzo, alle acque di processo e di raffreddamento, così come riporta la scheda B.2.1, nell'anno di riferimento 2003 risulta:

Fasi di utilizzo	Utilizzo	Volume totale annuo, m3
	Industriale di processo	200.000
	Industriale di raffreddamento	8.145.000

Nota: Acqua di raffreddamento 120 m3/hr a DEA1, 330 m3/hr a DEA2, 480 m3/hr a DEA3

Energia termica ed energia elettrica

Il consumo energetico nell'anno di riferimento 2003, così come è riportato nella scheda B.4.1 allegata, risulta:

Fase o gruppi di fasi	Energia termica consumata (MWh)	Energia elettrica consumata (MWh)
Dea1	---	3.828
Dea2	---	3.828
Dea3	---	3.828
Totale	---	11.484

Materie prime

Le materie prime consumate nella Rete gas (lavaggio e distribuzione) sono riportate nella seguente tabella, come indicato nella scheda B.1.1 allegata.

Descrizione	Produttore e scheda tecnica	Tipo	Stato fisico	Eventuali sostanze pericolose contenute		Consumo annuo
				N° CAS	Denominazione	
Fuel Gas da lavare		Materia d'origine interna	Gas		Fuel gas	815 M Nm3
GPL FCC da lavare		Materia d'origine interna	Liquido		GPL FCC	560237 ton
Soluzione amminica di lavaggio	Betz		Liquido	105-59-9	Max amine 620 B	330 ton
Antischiuma	Betz	Additivi	Liquido	n.a.	Max amine 70B	5000 kg
Neutralizzante	Betz	Additivi	Liquido	n.a.	Max amine 677B	13000 kg
Anticorrosivo	Betz	Additivi	Liquido	n.a.	Max amine 56C	10000
Anticorrosivo	Betz	Additivi	Liquido	n.a.	Max amine 57C	4000

Allegato B18 Rev.1Sostanze pericolose

Nelle seguenti tabelle sono riportate le sostanze presenti nella Rete gas (lavaggio e distribuzione).

Impianto	Sostanze pericolose presenti	Quantità massima (t)
DEA 1	Fuel Gas	1
	H ₂ S	2,2
DEA 2	Fuel Gas	0,45
	H ₂ S	3,895
DEA 3	Fuel Gas	0,05
	H ₂ S	3,145

Le fasi delle attività in cui intervengono le sostanze sono riportate nella tabella di seguito allegata.

LAVAGGIO DEA 1			
SOSTANZE PRESENTI	SEZIONI DELL'IMPIANTO		
	CARICA	LAVAGGIO	RIGENERAZIONE
Fuel Gas (ACIDO)	X	X	
Fuel Gas (LAVATO)		X	
H ₂ S			X
Soluzione amminica rigenerata		X	X
Soluzione amminica ricca		X	X

LAVAGGIO DEA 2			
SOSTANZE PRESENTI	SEZIONI DELL'IMPIANTO		
	CARICA	LAVAGGIO	RIGENER.
Fuel Gas (ACIDO)	X	X	
Fuel Gas (LAVATO)		X	
H ₂ S			X
Soluzione amminica rigenerata		X	X
Soluzione amminica ricca		X	X

LAVAGGIO DEA 3			
SOSTANZE PRESENTI	SEZIONI DELL'IMPIANTO		
	CARICA	LAVAGGIO	RIGENER.
Fuel Gas (ACIDO)	X	X	
Fuel Gas (LAVATO)		X	
H ₂ S			X
Soluzione amminica rigenerata		X	X
Soluzione amminica ricca		X	X

Emissioni

Acqua

Le acque reflue prodotte nella Rete gas (lavaggio e distribuzione) presentano ammine esauste provenienti dal rigeneratore dell'ammina.

Rifiuti

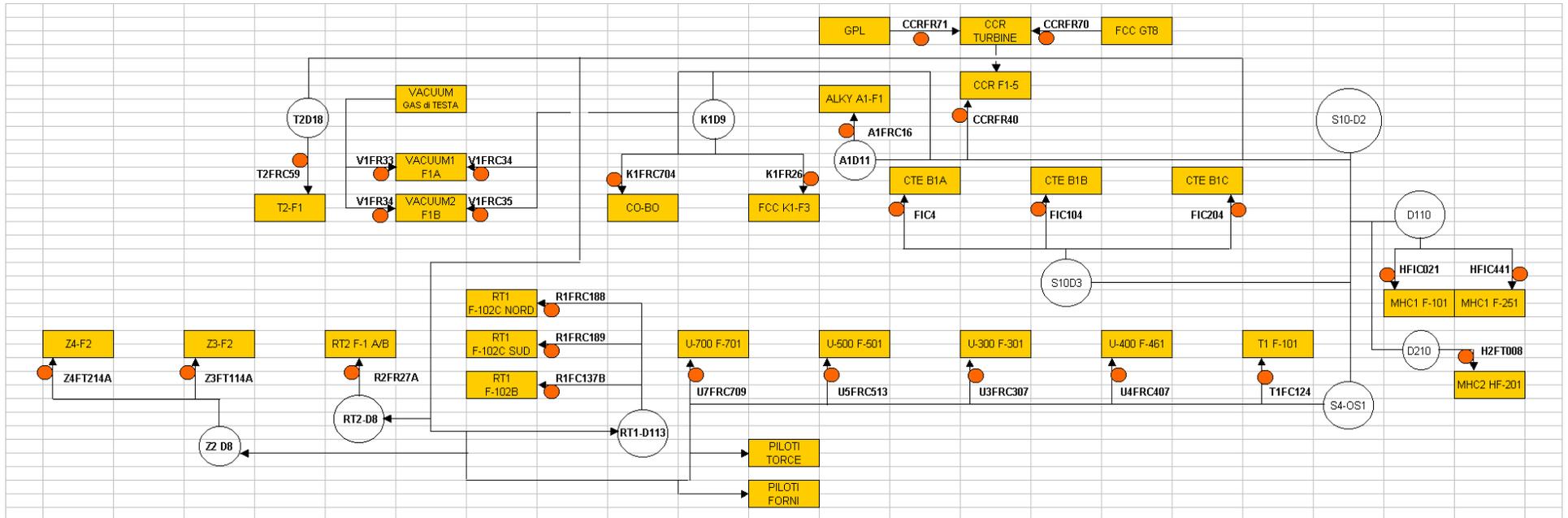
I rifiuti tipici generati nella Rete gas (lavaggio e distribuzione) sono i materiali da pulizia e manutenzione delle unità di processo inertizzati e inviati successivamente in discarica.

DISTRIBUZIONE FUEL GAS

Tutte le produzioni sono convogliate sul polmone S10-D2 direttamente dagli impianti di produzione per i gas di topping, reforming ed eventuale arrivo da Enichem e dagli impianti di lavaggio gas per il cracking catalitico e visbreaking.

La rete fuel gas raccoglie le produzioni di tutti gli impianti ed alimenta i forni di raffineria secondo lo schema riportato di seguito

.



RECUPERO ZOLFO Z2, Z3, Z4

Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante

E' il processo a cui viene sottoposto l'idrogeno solforato(H₂S) estratto negli impianti di lavaggio gas tramite la soluzione acquosa di dietanoloammina

Il processo consiste nel riscaldare ad alte temperature l'idrogeno solforato per permettere, attraverso diverse reazioni, la trasformazione dell' H₂S in zolfo liquido e quindi, per raffreddamento, in zolfo solido.

Storia dell'impianto

La progettazione esecutiva degli impianti Zolfo è stata effettuata dalle seguenti Società:

Impianto Z2 - COMING
Impianto Z3/Z4 - TECHINT

Capacità produttive dell'impianto

La capacità giornaliera di progetto delle Unità di recupero zolfo della Raffineria è la seguente.

Z2: 130 t/h di zolfo

Z3: 290 t/h di zolfo;

Z4: 290 t/h di zolfo.

Descrizione del processo e dell'impianto

UNITA' DI PRODUZIONE ZOLO Z2

L'impianto ha la potenzialità di 130 t/g di zolfo utilizzando un gas acido avente una concentrazione di H₂S pari al 79,6% molare. Gli impianti Zolfo possono utilizzare aria nella fase di combustione oppure aria arricchita di ossigeno.

Il processo Claus si basa sulla parziale ossidazione dell'H₂S in SO₂. Questa di seguito reagisce con i restanti due terzi di H₂S, in presenza di un catalizzatore, per formare zolfo e vapore d'acqua.

Nell'unità in esame sono utilizzati tre stadi catalitici di conversione e, ad ogni stadio, i vapori di zolfo sono poi condensati a zolfo liquido tramite condensatori ad acqua, al fine di aumentare il grado di conversione della reazione.

Lo zolfo liquido viene dapprima stoccato, poi raffreddato e ridotto in scaglie in apposite scagliettrici e successivamente stoccato in silos.

L'impianto, è costituito da due sezioni:

Reazione;

Stoccaggio.

1. Sezione di Reazione

Il gas acido, proveniente dalle unità lavaggio DEA e dall'unità di strippaggio acque acide SWS, entra nel separatore Z2-D-5 e Z2-D-21, dove vengono abbattuti eventuali trascinalimenti di liquido che potrebbero danneggiare il refrattario della camera di combustione o deattivare il catalizzatore. L'alto livello del liquido all'interno dei K.O. drum aziona una valvola on-off che permette di inviare il liquido rispettivamente a blow-down e all'impianto SWS.

Il gas acido proveniente dai separatori Z2-D-5 e Z2-D-21, si combina e fluisce dapprima al bruciatore ad ossigeno del forno reattore Z2-F1 e successivamente alla camera di reazione principale. L'aria di combustione viene inviata ai bruciatori tramite le soffianti Z2-AF-1.

Le reazioni che avvengono sono quelle descritte nel precedente paragrafo.

La grande quantità di gas acido inviata al bruciatore permette di mantenere la temperatura della camera di combustione al di sotto della temperatura di progetto (1700 ÷ 1760°C) del materiale refrattario presente nella stessa. I prodotti di combustione, che si sono formati nel 1° e nel 2° stadio

Allegato B18 Rev.1

del forno-reattore, vengono inviati nella caldaia annessa dove i gas di processo sono raffreddati con contemporanea produzione di vapore d'acqua a media pressione (12 kg/cm²).

Il gas di reazione passa quindi nel primo condensatore Z2 E-8 dove lo zolfo liquido si separa dalla massa gassosa e fluisce per caduta nella vasca di raccolta Z2 D-7.

Per ottenere una resa di conversione del 97,5% minimo dell'acido solfidrico in zolfo elementare i gas di processo vengono inviati in tre stadi di conversione catalitica.

I gas in uscita da Z2-E-8, vengono ulteriormente riscaldati e combusti nel secondo bruciatore Z2 F-2, previa aggiunta di H₂S dalla stessa linea di carica all'F-1.

La temperatura dei gas in uscita dalla camera di miscelazione del primo riscaldatore è regolata, mediante un controllore di temperatura, in funzione della variazione del flusso di gas acido in ingresso al bruciatore.

I gas di processo così riscaldati, fluiscono nel primo convertitore (Z2-R-1) dove avviene la conversione catalitica dell'idrogeno solforato e dell'anidride solforosa in zolfo. Poiché il calore generato è direttamente proporzionale alla quantità di zolfo convertita, in questo stadio si ha un notevole incremento di temperatura (≈ 70°C)

In uscita da Z2-R-1, si ottiene zolfo allo stato di vapore e una certa quantità di gas che non hanno ancora reagito.

La separazione fra zolfo e gas avviene nel secondo condensatore Z2-E-9, dove lo zolfo condensa e viene trasferito nella vasca Z2 D-7, mentre i gas vanno al terzo bruciatore Z2-F-3.

Dal lato mantello dello Z2 E-9 si recupera calore, producendo vapore a bassa pressione (3,5 kg/cm²).

Dal terzo bruciatore Z2-F-3 i gas passano nel secondo stadio Z2-R-2 del convertitore; completano pressoché per intero la reazione di formazione dello zolfo e fluiscono quindi nel terzo condensatore Z2-E-10.

Lo zolfo condensato fluisce in Z2-D7, mentre i gas, previo riscaldamento nello scambiatore Z2-F-4, passano nel terzo stadio di reazione Z2-R-3 del convertitore catalitico, raggiungendo una conversione del 97,5%.

I gas fluiscono nel condensatore Z2-E-12, da dove lo zolfo prodotto viene inviato nella vasca di raccolta Z2-D-7, ed i gas ancora presenti ad un inceneritore.

Fanno parte dell'impianto anche il preriscaldatore d'acqua alimento caldaia Z2 E-11, dal quale l'acqua è inviata al terzo condensatore Z2 E-10 e l'accumulatore Z2 D-6, che raccoglie gli spurghi di vapore della caldaie.

2. Stoccaggio zolfo liquido

Dalla vasca di raccolta Z2-D7 lo zolfo liquido è inviato, mediante le pompe Z2-P-4 A/B ad un serbatoio di stoccaggio di zolfo liquido ed al sistema di solidificazione e scagliettamento.

Il serbatoio di stoccaggio è dotato di opportuno sistema di riscaldamento per mantenere lo zolfo a temperatura superiore alla temperatura di solidificazione.

Oltre al serbatoio di accumulo anche tutte le linee interessate dal flusso di zolfo liquido sono coibentate e mantenute in temperatura mediante incamiciatura con vapore.

La scagliettatrice è in pratica un nastro trasportatore dove la pellicola di zolfo liquido viene raffreddato, solidificato e reso in scaglie.

Lo zolfo in scaglie viene trasportato in cima a una batteria di silos che costituisce lo stoccaggio dello zolfo solido e dai quali viene prelevato direttamente con camion per essere commercializzato.

Allegato B18 Rev.1

UNITA' PRODUZIONE ZOLFO3 e ZOLFO 4 (Z3/Z4)

Gli impianti di recupero zolfo Z3 e Z4 praticamente simili tra loro, attualmente hanno una capacità produttiva di 290 tonnellate/giorno di zolfo con l'utilizzo di aria arricchita in ossigeno.

I due impianti sono alimentati con gas acido proveniente:

- dalle unità di lavaggio gas combustibile (DEA);
- dall'impianto di trattamento acque acide (SWS) contenenti ammoniaca.

La combustione di questa particolare corrente contenente ammoniaca, viene condotta ad alta temperatura, allo scopo di annullare l'emissione di ossidi di azoto (NOX).

- il primo stadio consiste in una combustione parziale, stechiometricamente controllata, dell'H₂S in SO₂ e vapore d'acqua in una camera di combustione pressurizzata;
- il secondo stadio si basa sulla reazione di Claus che permette, tramite un opportuno catalizzatore (allumina), la reazione dell'H₂S non ancora reagito con l'SO₂ proveniente dal primo stadio di reazione, dando luogo a zolfo e vapore d'acqua.

Il gas acido, proveniente dalle unità lavaggio DEA e dall'unità di strippaggio acque acide SWS, entra nel separatore Z3 (Z4)-D-1 e Z3 (Z4)-D-8, dove vengono abbattuti eventuali trascinalamenti di liquido che potrebbero danneggiare il refrattario della camera di combustione o deattivare il catalizzatore. L'alto livello del liquido all'interno dei K.O. drum va ad aprire una valvola on-off ed aziona una pompa (Z3/Z4-P-1 A/B) che permette di inviare il liquido a blowdown.

Il gas acido proveniente dai separatori Z3 (Z4)-D-1 e Z3 (Z4)-D-8, si combina e fluisce dapprima al bruciatore ad ossigeno del forno reattore Z3-F-1 (Z4-F-1) e successivamente alla camera di reazione principale.

L'aria di combustione viene inviata ai bruciatori tramite le soffianti Z3 (Z4)-C-1 A/B.

Una quota della miscela di gas acido e di gas da SWS viene alimentata direttamente al bruciatore, mentre la rimanente quota di H₂S è alimentata alla camera di combustione principale situata a valle del bruciatore del forno: ciò al fine di aumentare la temperatura sul bruciatore in modo da ridurre l'NO_x sviluppato.

Le reazioni che avvengono sono quelle descritte nel precedente paragrafo.

Le temperature sono controllate dai rapporti stechiometrici dei gas impiegati.

I prodotti di combustione, che si sono formati nel forno-reattore, vengono inviati nella caldaia annessa WHB Z3 (Z4)-B-1 dove i gas di processo sono raffreddati con contemporanea produzione di vapore d'acqua ad alta pressione (25 kg/cm²).

Il gas di reazione passa quindi nel primo condensatore Z3 (Z4)-E-1 dove lo zolfo liquido si separa dalla massa gassosa ed inviato all'accumulatore D5, quindi, di qui, mediante la Z3 (Z4)-P-2 A/B allo stoccaggio; nel mantello del 1° condensatore si genera vapore a bassa pressione.

Per ottenere una resa di conversione del 97,5% minimo dell'acido solfidrico in zolfo elementare i gas di processo vengono inviati in tre stadi di conversione catalitica.

I gas in uscita da Z3 (Z4)-E-1, vengono ulteriormente riscaldati fino a 300°C attraverso l'"hot gas by-pass" (HGBP) affinché avvenga la conversione catalitica. Il sistema "by-pass caldo" (HGBP), che utilizza una corrente ad alta temperatura (ca. 800 °C).

I gas di processo così riscaldati, fluiscono nel primo convertitore Z3 (Z4)-R-1 dove avviene la conversione catalitica dell'idrogeno solforato e dell'anidride solforosa in zolfo. Poiché il calore generato è direttamente proporzionale alla quantità di zolfo convertita, in questo stadio si ha un notevole incremento di temperatura (ca. 70 °C).

Allegato B18 Rev.1

I gas in uscita dal primo convertitore passano nello scambiatore gas/gas Z3 (Z4)-E-2, in un secondo condensatore Z3 (Z4)-E-3 e di nuovo nello scambiatore gas/gas, prima di entrare nel secondo convertitore Z3 (Z4)-R-2. Questo secondo stadio è del tutto simile al primo, tuttavia essendo le quantità dei prodotti contenenti zolfo inferiori a quelle del primo stadio, l'aumento di temperatura risulta essere inferiore (ca. 20 °C).

I gas di processo in uscita dal secondo convertitore vengono ulteriormente raffreddati nel terzo condensatore Z3 (Z4)-E-4 con produzione di vapore a bassissima pressione, che viene successivamente condensato in Z3 (Z4)-E-9.

I gas di processo in uscita da quest'ultimo condensatore passano attraverso il terzo stadio catalitico, il riscaldatore Z3 (Z4)-E-6, il terzo convertitore Z3 (Z4)-R-3 e l'ultimo condensatore Z3 (Z4)-E-5.

Lo zolfo condensato, contenente circa 250-300 ppm in peso di H₂S, viene inviato nell'accumulatore Z3 (Z4)-D-5 e da qui, mediante la pompa Z3 (Z4)-P-2 A/B ad un serbatoio di stoccaggio a tetto fisso. Da qui può essere inviato alle scagliettatrici dove viene raffreddato sotto forma di lamina su nastro di acciaio e frantumato in scaglie successivamente convogliate in appositi silos.

Le piccole quantità di H₂S (ppm) ancora presenti alla fine dei 3 stadi catalitici, vengono convogliate ad un forno inceneritore, ove si trasformano completamente in SO₂, evitando così emissioni di H₂S all'atmosfera.

La temperatura della camera di combustione dell'inceneritore è mantenuta ad 540 °C (miscela fuel gas/aria).

Per il preriscaldamento del tail gas è predisposto un economizzatore Z3 (Z4)-E-7 prima dell'ingresso nell'inceneritore. Il flusso gassoso in uscita dall'economizzatore è scaricato in atmosfera.

TUBAZIONE OSSIGENO DA COMPLESSO IGCC A IMPIANTI RECUPERO ZOLFO

Per garantire l'alimentazione con ossigeno dei bruciatori dei forni reattori degli impianti di recupero zolfo, è installata una linea di trasferimento ossigeno.

L'ossigeno gassoso è fornito dall'Impianto IGCC della Raffineria, mediante una linea avente diametro DN 150 (6") che segue un percorso fuori terra, dal limite batteria IGCC fino al limite batteria degli Impianti Zolfo.

La tubazione di ossigeno gassoso, è posta su rack, in posizione tale da garantire un'adeguata spaziatura rispetto alle altre tubazioni di trasferimento prodotti. Infatti, la tubazione di ossigeno è posta all'ultimo livello del rack, in modo tale da sovrastare le altre tubazioni contenenti idrocarburi liquidi, sul supporto che sostiene le linee di zolfo liquido. In tale modo la linea dell'ossigeno risulta protetta da possibili urti accidentali con mezzi mobili.

La tubazione in oggetto, completamente saldata, è realizzata in acciaio inox, contenuta all'interno di una seconda tubazione, in acciaio al carbonio, avente lo stesso rating della tubazione interna.

L'intercapedine tra le due tubazioni è polmonato con azoto ed inoltre sono installati pressostati per la rivelazione dell'incremento di pressione in caso di perdita di ossigeno dalla tubazione interna. Tali pressostati forniscono segnale di allarme in sala controllo.

Per l'intercettazione rapida di una eventuale perdita di ossigeno, la linea è dotata di valvole di intercettazione telecomandate, attuabili da sala controllo impianti, oppure su segnale dei sistemi di controllo e blocco che intervengono per bassa pressione/bassa portata sulla linea.

DESCRIZIONE DELLA NUOVA SEZIONE TRATTAMENTO GAS DI CODA

La Società Saras ha in progetto la realizzazione di una nuova unità (TGTU1-2 / DEA4) per il trattamento del gas di coda verso gli inceneritori degli impianti zolfo.

L'installazione della TGTU ha lo scopo di elevare il rendimento di conversione dell'intero impianto recupero zolfo (Z2/Z3/Z4) al valore minimo del 99,5%.

Infatti, il gas che prima veniva inviato all'inceneritore (tail gas), sarà diretto alla sezione trattamento gas di coda dove l'SO₂ ancora presente viene convertita cataliticamente in H₂S per renderne possibile la separazione dal gas mediante assorbimento in una soluzione amminica.

L'idrogeno necessario per la riconversione dell'SO₂ è contenuto nella miscela stessa di gas proveniente dal corpo principale dell'impianto di recupero zolfo (contenente principalmente SO₂, H₂ e H₂S).

La quantità di H₂ risulta essere sufficiente per far sì che si verifichino le reazioni descritte al precedentemente.

E' comunque prevista l'installazione di una nuova linea di alimentazione H₂, nel caso in cui la quantità dello stesso presente nella miscela non fosse sufficiente a garantire il completamento delle reazioni.

La miscela di gas di coda proveniente dai reattori Claus degli impianti Z2/3/4 viene riscaldata a 280°C negli scambiatori TGT1/2-E-1A/B, e quindi è alimentata al reattore catalitico TGT1/2-R1.

Qui avviene la conversione dei composti solforati presenti in H₂S, secondo le reazioni di idrogenazione ed idrolisi descritti nel precedente paragrafo.

In considerazione dell'esotermicità delle reazioni, la temperatura in uscita dal reattore è di circa 310°C.

Il gas in uscita dal reattore (TGT1/2-R-1) viene raffreddato a 175°C nello scambiatore TGT1/2-E-2, producendo vapore a bassa pressione, quindi è alimentato alla colonna di quench TGT1/2-T1, dove viene ulteriormente raffreddato a 42 °C per contatto diretto con acqua.

L'acqua di raffreddamento viene ricircolata dal fondo alla testa della colonna attraverso le pompe TGT1/2-MP-1/S, previo raffreddamento nell'aircooler TGT1/2-EA-1, quindi nello scambiatore a piastre TGT1/2-E3.

L'acqua viene inoltre parzialmente filtrata nel filtro TGT1/2-S1 installato a valle della pompa di circolazione.

Allo scopo di prevenire eventuali fenomeni di corrosione, sulla linea di circolazione dell'acqua di raffreddamento in alimentazione alla colonna di quench viene iniettato un inibitore di corrosione.

Dalla testa colonna di quench, lo stream gassoso è inviato alla colonna di assorbimento mediante il blower TGT1/2-MC-1.

Qui l'H₂S presente nel gas viene assorbito dalla soluzione amminica alimentata nella parte alta della colonna in controllo di portata.

Il gas in uscita dalla testa della colonna di assorbimento TGT1/2-T2 (off-gas), prima di essere scaricato in atmosfera viene bruciato nell'inceneritore.

La soluzione amminica ricca uscente dal fondo colonna TGT1/2-T2, viene inviata, mediante le pompe TGT1/2-MP-2/S all'unità di rigenerazione amminica DEA4, unitamente allo stream di ammina ricca proveniente dall'assorbitore DN-8 dell'impianto di distillazione sottovuoto V1.

Allegato B18 Rev.1

L'ammina ricca, previo riscaldamento negli scambiatori D4-E1-A/B/C in controcorrente con l'ammina rigenerata, è alimentata alla colonna di rigenerazione D4-T1; qui l'H₂S presente nell'ammina viene strippato con vapore.

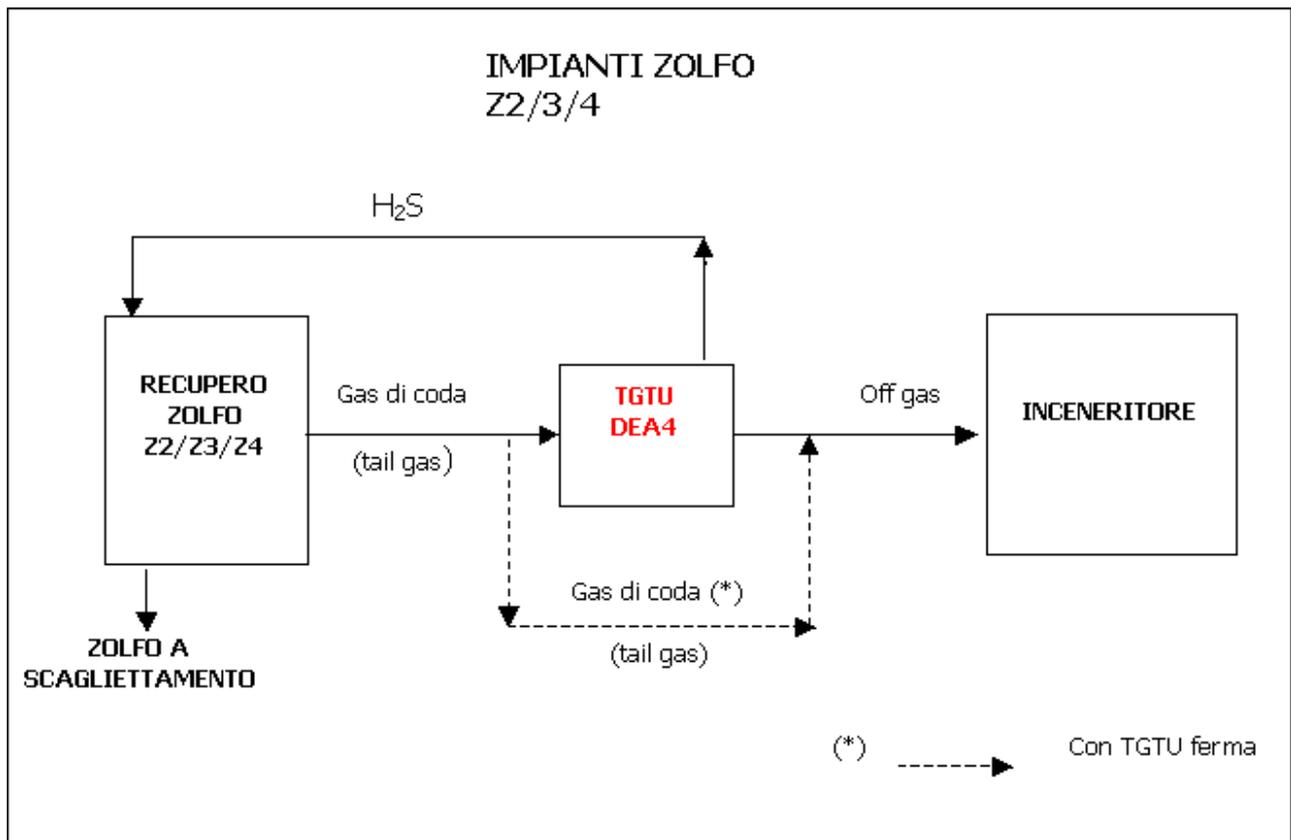
I vapori in uscita dalla testa colonna D4-T1 sono condensati nell'air cooler D4-EA-2 e nello scambiatore D4-E6, quindi sono alimentati nell'accumulatore di testa D4-D2. I gas acidi che si separano nel D4-D2 sono alimentati alla sezione di reazione – Claus degli impianti Z2/3/4.

La fase liquida in uscita dal D4-D2 viene parzialmente reflussata in colonna mediante le pompe D4-MP2/S, mentre la restante quota parte è inviata agli impianti SWS.

L'ammina rigenerata in uscita dal fondo colonna D4-T1 è alimentata alle colonne di assorbimento dell'H₂S, mediante le pompe D4-MP-1/S, previo raffreddamento negli scambiatori E-1 A/B/C, D4-EA4 e D4-E7.

E' inoltre prevista la possibilità di alimentare alla colonna D4-T1 l'ammina ricca proveniente dalle colonne di assorbimento dell'impianto Mild hydrocracking MHC2, in caso di fermata dell'impianto DEA3.

Di seguito si riporta lo schema degli impianti Z2/3/4 e della unità TGTU1-2 e DEA4 di prossima realizzazione.



Tecnologia di base adottata

Recupero zolfo Z2/3/4

L'ingegneria di base per l'adeguamento degli impianti di recupero zolfo della Raffineria Saras è stata sviluppata dalla Società PARSONS ENERGY & CHEMICALS GROUP, Brentford (Inghilterra).

Il processo utilizzato per il recupero dello zolfo è quello Claus; a questo si unisce la tecnologia "Parson Oxygen Enrichment" che permette di utilizzare, in un processo classico come il Claus, aria di combustione arricchita in ossigeno con un conseguente miglioramento della capacità produttiva dell'impianto stesso e minore formazione di ossidi di azoto NOx.

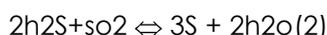
Al fine di ottenere il massimo grado di conversione dell'H₂S presente in zolfo elementare, è di fondamentale importanza il controllo del rapporto gas acido/ossigeno. Il quantitativo di ossigeno deve essere tale da poter garantire la combustione di 1/3 dell'H₂S presente nel gas acido, secondo la reazione:

Errore. Non si possono creare oggetti dalla modifica di codici di campo. (1)

Il quantitativo di aria in alimentazione ai bruciatori viene regolato per mezzo di un controllore del rapporto gas acido alimentato/aria in modo da garantire la conversione di 1/3 dell'H₂S presente in SO₂.

Il quantitativo di ossigeno in alimentazione ai bruciatori viene impostato dall'operatore, in base al quantitativo stechiometrico (reazione (1)) necessario.

I 2/3 dell'H₂S rimanente reagiscono con l'SO₂ prodotto nella reazione (1) per dare zolfo elementare, secondo la reazione:



La reazione complessiva di conversione dell'H₂S in zolfo elementare risulta quindi:

Errore. Non si possono creare oggetti dalla modifica di codici di campo. (3)

Accanto alla reazione di conversione dell'acido solfidrico, hanno luogo le reazioni di ossidazione dell'ammoniaca e degli idrocarburi leggeri presenti nella corrente gassosa acida (reazioni indesiderate):

Errore. Non si possono creare oggetti dalla modifica di codici di campo. (4)

Errore. Non si possono creare oggetti dalla modifica di codici di campo. (5)

Il rapporto gas di coda/ossigeno è molto importante ai fini dell'efficienza della conversione dello zolfo. Un controllore di flusso regola il flusso d'aria al bruciatore in base al flusso di gas acido e di gas di coda proveniente dall'impianto SWS, in modo che un terzo della quantità totale di H₂S bruci per formare SO₂ e siano distrutti gli altri combustibili. Ogni mole di anidride solforosa che si forma, reagisce a sua volta con due moli di acido solfidrico per formare zolfo allo stato elementare.

L'ossigeno è introdotto nel bruciatore separatamente dall'aria; questo consente di avere zone con alta temperatura all'interno della fiamma con conseguente dissociazione della NH₃. La portata di ossigeno è controllata da un flussostato posto in cascata con il regolatore di portata del gas acido e dell'aria di combustione. Infatti un apporto eccessivo di ossigeno potrebbe portare a temperature troppo elevate, ai fini dell'ottimizzazione del processo.

Il flusso principale dell'aria di combustione è rapportato alla domanda di aria richiesta; al variare del flusso del gas acido, la portata di aria viene direttamente modificata attraverso un controllore di portata che agisce sulla valvola di regolazione di flusso.

Allegato B18 Rev.1

Utilizzando solo l'aria di combustione il sistema di controllo è settato in modo che circa il 50% del gas acido venga inviato direttamente al bruciatore per raggiungere temperature elevate; utilizzando invece aria arricchita in ossigeno, le elevate temperature sono più facilmente raggiungibili e quindi circa il 90% del gas di alimentazione può essere alimentato al bruciatore, mentre il 10% è inviato direttamente alla camera di combustione per il raffreddamento.

Unità trattamento gas di coda

L'unità TGTU, operante su due linee in parallelo TGTU-1 e TGTU-2, ed una sezione comune DEA4 dedicata alla rigenerazione amminica, sarà costituito essenzialmente dalle seguenti sezioni:

- 1) Sezione di reazione (TGT 1/2 R-1)
- 2) Sezione di raffreddamento e lavaggio (TGT 1/2 T-1)
- 3) Sezione di assorbimento (TGT 1/2-T2)
- 4) Sezione di stripping soluzione amminica (DEA-4)

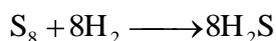
In particolare, in base a quanto descritto in un tipico processo di conversione gas di coda, le reazioni in oggetto sono le seguenti: Idrogenazione catalitica, assorbimento amminico, rigenerazione ammina. Tali reazioni sono caratterizzate da:

Idrogenazione catalitica

Nella sezione di idrogenazione catalitica, si ha la conversione su letto di catalizzatore al cobalto/molibdeno, dei composti solforati presenti nel gas di coda in H₂S.

Le tipiche reazioni di conversione sono:

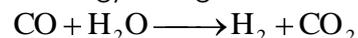
Idrogenazione del diossido di zolfo



Idrolisi dei solfuri e disolfuri di carbonio



L'idrogeno necessario per le reazioni di conversione è normalmente presente nella corrente gassosa in uscita dagli impianti Claus. Nel reattore di idrogenazione (Reattore SCOT = Shell Claus Off-gas Treating) l'idrogeno viene inoltre generato dalla reazione di idrolisi del monossido di carbonio:



Tutte le reazioni sopra descritte sono esotermiche. L'incremento di temperatura è di circa 30°C

Assorbimento amminico

Dopo la fase di raffreddamento il gas acido è alimentato ad una colonna di assorbimento con soluzione amminica

Allegato B18 Rev.1

Di seguito si riportano le principali reazioni che hanno luogo nella sezione di assorbimento amminico

- Reazioni con ammina

Aspetti ambientali

Consumi

Risorse idriche

Il consumo di risorse idriche è riferito, per fase di utilizzo, alle acque di raffreddamento, così come riporta la scheda B.2.1, nell'anno di riferimento 2003 risulta:

Fasi di utilizzo	Utilizzo	Volume totale annuo, m3
	Industriale di raffreddamento	1.930.000

Energia termica ed energia elettrica

Il consumo energetico nell'anno di riferimento 2003, così come è riportato nella scheda B.4.1 allegata, risulta:

Fase o gruppi di fasi	Energia termica consumata (MWh)	Energia elettrica consumata (MWh)
	---	4.749

Combustibile

I combustibili consumati negli impianti recupero zolfo Z2, Z3, Z4 sono riportati nella seguente tabella, come indicato nella scheda B.5.1 nell'anno di riferimento 2003.

Combustibile	% S	Consumo annuo (t)	PCI (kJ/kg)	Energia (MJ)
Fuel gas a Z3 F2	0,12	515	64771	33.3
Fuel gas a Z4 F2	0.12	387	64771	25.1

Materie prime

Le materie prime consumate negli impianti recupero zolfo Z2, Z3, Z4 sono riportate nella seguente tabella, come indicato nella scheda B.1.1 allegata.

Descrizione	Tipo	Stato fisico	Eventuali sostanze pericolose contenute		Consumo annuo
			N° CAS	Denominazione	
Gas acido da impianti DEA	Materia d'origine interna	Gas	7783-06-4	Gas acido	2038097 KMoli H2S
Gas acido da impianti SWS	Materia d'origine interna	Gas		Gas acido	376148 KMoli H2S

Allegato B18 Rev.1

Sostanze pericolose

Nelle seguenti tabelle sono riportate le sostanze presenti negli impianti recupero zolfo Z2, Z3, Z4.

Impianto	Sostanze pericolose presenti	Quantità massima (t)
Z2	H ₂ S	0,0225
Z3	H ₂ S	0,2291
	Fuel Gas	0,002
Z4	H ₂ S	0,2291
	8 – Estremamente infiammabili	0,002
Nuova sezione trattamento gas di coda	Fuel Gas	0,07

Le fasi delle attività in cui intervengono le sostanze sono riportate nella tabella di seguito allegata.

Impianto Z2/Z3/Z4	Carica / Combustione	Reazione	Trattamento gas di coda	Stoccaggio / Incener.
H ₂ S	X	X	X	
NH ₃	X			
SO ₂	X	X	X	
ZOLFO	X	X		X
FUEL GAS	X			X
GAS DI CODA *			X	X
CATALIZZATORE		X	X	
ARIA ARRICCHITA	X			
AMMINA			X	
OSSIGENO	X			

* Gas di coda: gas in uscita dai reattori Claus degli impianti Zolfo Z2, Z3 e Z4 in alimentazione alle sezioni di trattamento gas di coda TGTU 1 e 2 degli impianti Zolfo.

Emissioni

Aria

Le emissioni tipiche degli impianti recupero zolfo Z2, Z3, Z4 sono quelle relative alla reazione di post-combustione dell'effluente gassoso.

Nella tabella seguente sono mostrate le emissioni in atmosfera di tipo convogliato e nell'anno di riferimento 2003 risultano essere come media annuale:

Camino	Portata Nm ³ /h	Inquinanti	Flusso di massa, t/anno (C)	Concentrazione, mg/Nm ³ (C)	% O ₂
inc z3	10.319	CO	333	3.684	3
		SO ₂	1.419	15.698	
		NO _x	2	22	
		Polveri	-	-	

Camino	Portata Nm ³ /h	Inquinanti	Flusso di massa, t/anno (C)	Concentrazione, mg/Nm ³ (C)	% O ₂
inc z4	18.824	CO	571	3.853	3
		SO ₂	2.444	16.493	
		NO _x	2	13	
		Polveri	-	-	

Per maggiore completezza si riporta in allegato la campagna di misura annule eseguita in raffineria.

Acqua

Le acque reflue tipiche prodotte negli impianti recupero zolfo Z2, Z3, Z4 sono le acque acide da processo di trattamento del gas di coda che vengono inviate al trattamento nell'unità di SWS.

Rifiuti

I rifiuti tipici generati negli impianti recupero zolfo Z2, Z3, Z4 sono il catalizzatore esausto proveniente dai reattori catalitici e zolfo solido eventualmente solidificato.

IMPIANTO MILD HYDROCRACKING MHC1

Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante

Gli impianti Mild Hydrocracker (MHC) 1 e 2 permettono di ridurre di circa il 96% il tenore di zolfo del gasolio da vuoto destinato alla lavorazione nell'unità FCC. Durante la fase di desolfurazione si verifica anche un leggero cracking e si estraggono per distillazione i prodotti che distillano ad una temperatura uguale o superiore a 370 °C, quali: gasolio pesante, da inviare in carica all'unità di cracking catalitico (FCC), gasolio MHC, inviato a stoccaggio, nafta, da inviare in carica all'unità di reforming (CCR).

Storia dell'impianto

La progettazione esecutiva degli impianti Mild Hydrocracking è stata effettuata dalle seguenti Società:

- MHC1: SNAM PROGETTI

Capacità produttive dell'impianto

La capacità giornaliera di progetto dell'impianto MHC1 è di 11.000 m³/giorno.

Descrizione del processo e dell'impianto

L'Unità MHC1 può operare sia per la produzione di gasolio a bassissimo tenore di zolfo (ULSD – Ultra Light Sulphur Diesel), sia per il trattamento di HVGO¹ (carica FCC).

L'impianto HDS/MHC tratta le seguenti cariche:

- Gasolio leggero (LCO – Light Cycle Oil);
- Miscela di idrocarburi costituite dal 60% di LCO e 40% AGO (gasolio atmosferico).
- Gasolio pesante da vuoto (HVGO – Heavy Vacuum Gas Oil);

La miscela di gasolio entrante nell'unità viene preriscaldata nel nuovo scambiatore H-E-127 A/B in contro corrente con il prodotto di fondo Drier, e nel nuovo scambiatore H-E-128 A/B, in controcorrente con il fondo Stripper, ed infine è inviata, previa filtrazione, nell'accumulatore di carica H-D-101.

La pompa H-P-101/S preleva la carica dell'accumulatore H-D-101 e la rilancia alla pressione di reazione; in mandata della pompa si effettua la miscelazione della carica liquida con il gas di trattamento composto dal make-up più il riciclo.

La corrente liquido/gas risultante viene preriscaldata nello scambiatore H-E-101 A/B/C/D a spese dell'effluente reattore.

L'ultimo riscaldamento della carica viene effettuato nel forno H-F-101 in cui si raggiunge la temperatura richiesta per la reazione di desolfurazione.

Per quanto riguarda il gas di make-up all'unità, esso viene compresso in due stadi mediante il compressore H-C-103/S.

La mandata del compressore H-C-103/S viene miscelata con la mandata del compressore H-C-102 del gas di riciclo, formando così il gas totale di trattamento.

La miscela calda di gasolio e idrogeno è alimentata ai reattori H-R-101 e H-R-102.

Nei reattori hanno luogo le reazioni di idrodesolfurazione, denitrificazione e idrogenazione di olefine e aromatici. I prodotti che si ottengono in conseguenza di tali reazioni, oltre ovviamente al gasolio opportunamente desolfurato e saturato, sono H₂S, NH₃ ed una certa percentuale di idrocarburi leggeri.

¹ HVGO Heavy Vacuum Gas Oil: Gasolio pesante da Vacuum

Allegato B18 Rev.1

I reattori sono composti da 5 letti di catalizzatore in totale (3 letti in H-R-101 e 2 letti in H-R-102) con la possibilità di effettuare un quench con liquido freddo all'ingresso di ogni singolo letto.

Il quench è necessario per tenere sotto controllo la temperatura di reazione lungo il letto catalitico. Il "quench oil" viene prelevato dal separatore ad alta pressione H-D-106 mediante la pompa H-P-102/S, ed inviato ai singoli letti di catalizzatore sotto controllo di temperatura.

L'effluente reattore viene raffreddato fino a 220°C nello scambiatore H-E-101 A/D in cui cede calore alla carica reattore, e successivamente inviato al separatore ad alta pressione caldo H-D-106.

Il controllo della temperatura nella sezione ad alta pressione, e quindi la temperatura di alimentazione allo stripper, è realizzato mediante un by-pass dell'H-E-101 A/D lato mantello della sola carica liquida, prima della miscelazione.

Nei vapori uscenti dall'H-D-106 viene iniettata acqua di lavaggio proveniente dal separatore H-D-108 (mixer statico H-M-102), e quindi la corrente viene raffreddata nel nuovo air-cooler H-E-104N.

L'obiettivo dell'iniezione di wash-water nella corrente gassosa è quello di diminuire la concentrazione di sali d'ammonio nell'acqua libera e limitare così la corrosione sia nello scambiatore ad aria H-E-104N, sia nel circuito a valle.

La corrente raffreddata e parzialmente condensata uscente dall'H-E-104N, viene miscelata nel mixer H-M-101 con una quantità controllata di olio di lavaggio, proveniente dal separatore freddo a bassa pressione H-D-108 e rilanciato dalla pompa di riciclo H-P-105/S.

Nel separatore freddo ad alta pressione, H-D-107, vengono separate le fasi vapore, idrocarburica e acquosa.

La fase vapore dal separatore H-D-107, viene inviata all'aspirazione del compressore del gas di riciclo H-C-102.

La fase HC liquida subisce due flash in successione: il primo nel separatore a pressione intermedia H-D-112, il secondo nel separatore a bassa pressione H-D-108.

Da entrambi i drum si separano due correnti gassose che, dopo opportuno raffreddamento e separazione dei condensati (H-E-130, H-D-130 e H-E-131, HD-131) vengono inviati alle colonne di assorbimento amminico rispettivamente H-T-103N per il gas da H-D-112, e H-T-102 per il gas da H-D-108

Il liquido proveniente dal separatore caldo ad alta pressione H-D-106 viene inviato allo stripper con vapore H-T-101 per rimuovere l'H₂S e gli idrocarburi leggeri.

La colonna di stripping H-T-101 opera ad una pressione di testa di circa 6,0 barg e come mezzo per il desorbimento viene adoperato vapore a M.P. (circa il 2% peso rispetto alla carica).

Allo stripper si alimentano le seguenti correnti:

- 1) l'effluente idrocarburico dal separatore caldo ad alta pressione H-D-106,
- 2) il riciclo idrocarburico proveniente dal separatore a bassa pressione H-D-108.

Le due alimentazioni entrano entrambe nella colonna H-T-101 sopra il primo piatto di testa. Il vapore di testa stripper viene parzialmente condensato e raffreddato nell'air cooler H-E-105.

Al separatore H-D-108 vengono inviate le seguenti due correnti:

- 1) Sour Water dal separatore freddo ad alta pressione H-D-107
- 2) la miscela trifasica dall'H-E-105 insieme all'effluente HC dal separatore H-D-112.

Nel H-D-108 si separano le seguenti quattro correnti:

- 1) Gas acido che viene inviato all'assorbitore LP-DEA, H-T-102
- 2) Fase acquosa ottenuta dalla condensazione del vapore di stripping che prelevata dalle pompe H-P-103/S e H-P-103/A, viene inviata all'ingresso del cooler H-E-104N. Tale acqua è adoperata come wash water per la prevenzione della corrosione.

Allegato B18 Rev.1

- 3) Acqua acida proveniente dal lavaggio del gas H-D-107, che viene inviata al SWS per la rimozione di NH_3 e H_2S .
- 4) Effluente idrocarburico che viene inviato:
 - a) al mixer statico H.M-101 come wash-oil, una volta rilanciato dalla H-P-105/S
 - b) allo stripper H-T-101 come riciclo, una volta rilanciato dalla nuova pompa di riciclo H-P-133N/S
 - c) ai limiti di batteria come slop. Tale corrente è normalmente nulla nell'assetto ULSD.

Il prodotto di fondo stripper viene alimentato al recipiente di pre-flash H-D-132 per ridurre la quantità di leggeri nella carica drier H-T-253.

La corrente di vapore prodotta dal flash viene condensata nel nuovo condensatore H-E-129, mentre il liquido viene inviato al drier sotto vuoto.

L'alimentazione del drier entra nella colonna di essiccamento H-T-253 al piatto di distribuzione, il vapore di testa del drier viene raffreddato nel nuovo condensatore H-E-261N. il liquido condensato viene collettato nell'accumulatore H-D-254.

Gli incondensabili residui vengono inviati al sistema vuoto composto dalla pompa ad anello liquido H-P-260/S e apparecchiature accessorie.

Il gasolio prodotto da fondo drier, viene pompato dalla pompa H-P-257/S e fatto raffreddare nello scambiatore H-E-127 A/B (alimentazione fredda/fondo drier).

Dopo il raffreddamento subito nel H-E-127 A/B, il prodotto viene ulteriormente raffreddato nei seguenti scambiatori finali disposti in parallelo:

- cooler ad acqua H-E-109 A/B
- cooler ad aria H-E-111 A/B/C
- cooler ad aria H-E259.

A questo punto il gasolio prodotto, opportunamente raffreddato, viene inviato a limite batteria.

Marcia dell'unità MHC1 nell'assetto trattamento HVGO (carica FCC)

Il processo dell'unità MHC1 nell'assetto trattamento HVGO (carica FCC) è essenzialmente simile al processo di desolfurazione. Esso differisce per il fatto che la corrente di fondo stripper non viene inviata al drier sotto vuoto ma al frazionatore H-T-251 (sezione comune MHC1 ed MHC2). Rimane tuttavia ancora possibile il preriscaldamento della carica a spese del fondo stripper nel caso di alimentazione fredda, (H-E-128 A/B), mentre rimane costantemente by-passato lato carico lo scambio termico con il fondo drier (H-E-127 A/B).

Aspetti ambientali

Consumi

Risorse idriche

Il consumo di risorse idriche è riferito, per fase di utilizzo, alle acque di processo e di raffreddamento, così come riporta la scheda B.2.1, nell'anno di riferimento 2003 risulta:

Fasi di utilizzo	Utilizzo	Volume totale annuo, m3
	Industriale di processo	7.800
	Industriale di raffreddamento	2.513.000

Energia termica ed energia elettrica

Il consumo energetico nell'anno di riferimento 2003, così come è riportato nella scheda B.4.1 allegata, risulta:

Fase o gruppi di fasi	Energia termica consumata (MWh)	Energia elettrica consumata (MWh)
MHC1	43.800	78540
C106	----	19690
C107	----	12410
TOTALE	43.800	107740

Combustibile

I combustibili consumati nell'impianto mild hydrocracking MHC1 sono riportati nella seguente tabella, come indicato nella scheda B.5.1 nell'anno di riferimento 2003.

Combustibile	% S	Consumo annuo (t)	PCI (kJ/kg)	Energia (MMJ)
Fuel Gas	0.12	5.580	47.868	267

Materie prime

Le materie prime consumate nell'impianto mild hydrocracking MHC1 sono riportate nella seguente tabella, come indicato nella scheda B.1.1 allegata.

Descrizione	Tipo	Stato fisico	Eventuali sostanze pericolose contenute		Consumo annuo
			Z _{CAS}	Denominazione	
Gasolio HS in carica MHC1	Materia d'origine interna	Liquido			1078.473 Kton
HVGO HS in carica MHC1	Materia d'origine interna	Liquido			443.824 Kton
Idrogeno	Materia prima	Gas	1033-74-0	Idrogeno	157000 KNm3

Note: Idrogeno stimato come consumo medio riproporzionato alle ore di marcia nell'anno

Allegato B18 Rev.1

Sostanze pericolose

Nelle seguenti tabelle sono riportate le sostanze presenti nell'impianto mild hydrocracking MHC1.

Impianto	Sostanze pericolose presenti	Quantità massima (t)
MHC1	Idrogeno	3,511
	H ₂ S	10,443
	Gasolio	665,97
	Fuel Gas	49,2

Le fasi delle attività in cui intervengono le sostanze sono riportate nella tabella di seguito allegata.

MILD HYDROCRACKING MHC1						
SEZIONI DELL'IMPIANTO						
SOSTANZE PRESENTI	COMPRESS H ₂	PRERISCALDO	REAZIONE	STRIPPING	ASSORBIM.AMMINICO	FRAZIONAM. ESSICCAM.
Gasolio (Carica)		X	X			
H ₂	X	X	X	X	X	
Fuel gas			X	X	X	
H ₂ S	X	X	X	X	X ⁽¹⁾	
Gasolio (desolf.)			X	X		X
Nafta (desolf.)			X	X		X
Catalizzatore			X			

(1) Chimicamente legato all'ammina

Emissioni

Aria

Le emissioni in atmosfera sono principalmente di tipo convogliato e nell'anno di riferimento 2003 risultano essere come media annuale:

Camino	Portata Nm ³ /h	Inquinanti	Flusso di massa, t/anno (C)	Concentrazione, mg/Nm ³ (C)	% O ₂
MHC1 (F101-F251)	31.643	CO	16	61	3
		SO ₂	43	164	
		NO _x	76	291	
		Polveri	1,3	5	

Per maggiore completezza si riporta in allegato la campagna di misura annuale eseguita in raffineria.

Acqua

Le acque reflue prodotte nell'impianto mild hydrocracking MHC1 sono caratterizzate da elevati valori di COD, solidi sospesi, H₂S, NH₃. Le acque acide provenienti dai separatori ad alta e bassa pressione vengono inviate all'impianto SWS.

Rifiuti

I rifiuti tipici generati nell'impianto mild hydrocracking MHC1 sono rappresentati dal catalizzatore esausto e dai rifiuti derivanti dalle attività di manutenzione. Questi ultimi sono prima inertizzati e successivamente inviati a discarica.

IMPIANTO MILD HYDROCRACKING MHC2

Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante

Gli impianti Mild Hydrocracker (MHC) 1 e 2 permettono di ridurre di circa il 96% il tenore di zolfo del gasolio da vuoto destinato alla lavorazione nell'unità FCC. Durante la fase di desolforazione si verifica anche un leggero cracking e si estraggono per distillazione i prodotti che distillano ad una temperatura uguale o superiore a 370 °C, quali: gasolio pesante, da inviare in carica all'unità di cracking catalitico(FCC), gasolio MHC, inviato a stoccaggio, nafta, da inviare in carica all'unità di reforming(CCR).

Storia dell'impianto

La progettazione esecutiva degli impianti Mild Hydrocracking è stata effettuata dalle seguenti Società:

- MHC2: PARSONS

Capacità produttive dell'impianto

La capacità giornaliera di progetto dell'impianto MHC1 è di 11.000 m³/giorno.

Descrizione del processo e dell'impianto

La seconda linea di produzione MHC2 dell'impianto Mild Hydrocracking è suddivisa nelle seguenti sezioni:

- Sezione 1 Compressione idrogeno e gas di riciclo
- Sezione 2 Preriscaldamento carica
- Sezione 3 Sezione di reazione
- Sezione 4 Separazione
- Sezione 5 Stripping idrogeno solforato
- Sezione 6 Assorbimento
- Sezione 7 Frazionamento (in comune con la 1° linea di produzione MHC1)

Descrizione delle Sezioni MHC2

Di seguito si riporta una descrizione delle unità di processo che costituiscono la seconda linea di produzione dell'impianto Mild-Hydrocracking.

Scopo dell' MHC2 è quello di lavorare una carica costituita per l'85% in peso da gasolio pesante proveniente dagli impianti Vacuum V1 e V2 (HVGO) e per il 15% in peso da gasolio pesante (HGO da Topping T1, T2 ed RT2) proveniente da stoccaggio, al fine di ridurre il tenore di zolfo in esso presente. L'impianto produce anche gasolio con contenuto di zolfo inferiore a 50 ppm, che può essere utilizzato per autotrazione, e benzina da inviare in carica all'impianto CCR.

Il gasolio desolforato viene inviato in carica all'impianto di cracking catalitico (FCC) di Raffineria. Sulla carica HVGO viene operato anche un blando cracking ed hydrocracking. La conversione in prodotti leggeri prevista da progetto è del 30%.

L'idrogeno necessario per le reazioni di desolforazione e di hydrocracking può provenire dagli esistenti impianti di Reforming catalitico CCR e Purificazione Idrogeno PSA, oppure dall'Impianto di Gasificazione a Ciclo Combinato IGCC.

La carica idrocarburica contenente zolfo viene prelevata dall'accumulatore di carica H-D-201, sotto controllo di livello, per mezzo della pompa di carica all'impianto H-P-201, e miscelata con una corrente di idrogeno di reintegro ed idrogeno di riciclo.

La carica combinata viene quindi inviata al treno di scambio H-E-201A÷E, dove si preriscalda a spese del prodotto in uscita dai reattori H-R-201 e H-R-202; tale treno di scambio è costituito da 5

scambiatori in serie ed è dotato di un di by-pass sulla linea della carica all'impianto (fluido freddo lato mantello) per il controllo della temperatura: la portata di carica fredda che "bypassa" il treno di scambio viene regolata da un controllore di temperatura posto sulla linea in uscita dallo scambiatore H-E-201A lato tubi (effluente reattori).

All'uscita dal treno di scambio la carica entra nel forno H-F-201, dove viene raggiunta la temperatura necessaria alla reazione (circa 400°C).

A valle del forno la carica parzialmente vaporizzata è alimentata in due reattori in serie a letto catalitico H-R-201 ed H-R-202, dove lo zolfo reagisce con l'idrogeno presente trasformandosi in idrogeno solforato mediante una reazione esotermica; contemporaneamente gli idrocarburi con catene più lunghe si scindono trasformandosi in idrocarburi più leggeri, che si saturano grazie alla presenza dell'idrogeno del gas di trattamento.

Il reattori H-R-201 ed H-R-202 sono costituiti rispettivamente da 2 e 3 letti catalitici in serie; l'incremento di temperatura dovuto all'esotermicità delle reazioni di desolforazione ed hydrocracking viene controllato tramite l'iniezione di idrogeno di "quench", costituito da una miscela di gas fresco e gas di riciclo, all'ingresso di ciascun letto catalitico.

L'effluente reattori, previo raffreddamento in controcorrente con la carica fredda, passa nel separatore ad alta pressione H-D-206, dove avviene la separazione della fase liquida, costituita in massima parte da gasolio pesante con gasolio leggero e benzina, da quella gassosa che viene prima miscelata con "wash oil" per incrementare la purezza del gas di riciclo, quindi inviata nel separatore ad alta pressione freddo H-D-207: può essere così recuperato l'idrogeno di trattamento, che viene in parte riciclato sulla carica tramite apposito compressore centrifugo H-C-202, ed in parte inviato nel separatore a media pressione H-D-212.

Il gas di riciclo viene poi miscelato con il gas fresco proveniente dai compressori H-C-203/S ed H-C-203 (di riserva), di tipo volumetrico, a due stadi con refrigerazione intermedia.

La fase liquida in uscita dal separatore ad alta pressione caldo H-D-206 viene inviata allo stripper H-T-201; i prodotti di testa della colonna vengono raffreddati nello scambiatore H-E-205, quindi inviati nel separatore a bassa pressione H-D-208.

La fase liquida in uscita dal separatore ad alta pressione freddo H-D-207 viene inviata nel separatore a pressione intermedia H-D-212 dove subisce un flash. La fase gas ivi separata viene depurata dall'H₂S nella colonna di lavaggio amminico H-T-203

La fase liquida in uscita dal separatore a pressione intermedia H-D-212 viene inviata all'H-D-208. Il gas ivi prodotto viene trattato in una colonna di lavaggio con ammina (H-T-202).

L'ammina ricca in H₂S, proveniente dalle colonne H-T-202/H-T-203, viene inviata agli esistenti impianti di rigenerazione di Raffineria.

La fase liquida separata nell'H-D-208 è principalmente utilizzata come "wash oil" di riciclo

La fase liquida che costituisce il prodotto di fondo dello stripper H-T-201 viene inviata, sotto controllo di livello per mezzo della pompa H-P-204, alla sezione di frazionamento, dove si combina con il prodotto di fondo dello stripper H-T-101 dell'unità esistente MHC1, quando anche l'unità MHC1 lavora nell'assetto "trattamento HVGO".

Sezione di frazionamento (in comune per le 2 linee di produzione MHC1 ed MHC2)

La sezione di frazionamento ha lo scopo di separare i prodotti di fondo provenienti dagli stripper delle unità MHC1 (nell'assetto "trattamento HVGO") ed MHC2 in naphta, gasolio desolfurato HGO e gasolio pesante da Vacuum desolfurato MHC-HVGO.

La sezione di frazionamento è caratterizzata da una colonna di frazionamento principale H-T-251 e da una colonna di stripping H-T-252 della frazione del gasolio HGO.

I prodotti di fondo provenienti dagli stripper H-T-101 (quando anche l'unità MHC1 lavora nell'assetto "trattamento HVGO") ed H-T-201 delle unità MHC1 ed MHC2, previa miscelazione, vengono riscaldati in controcorrente con l'effluente colonna di frazionamento in due treni di scambio in parallelo.

La carica raggiunge la temperatura necessaria per il frazionamento nel forno H-F-251, quindi viene alimentata alla colonna di frazionamento H-T-251.

Il prodotto di testa è costituito da naphta, il prodotto di fondo da gasolio pesante da Vacuum desolfurato MHC-HVGO, mentre il taglio laterale da gasolio desolfurato HGO. Quest'ultimo è alimentato allo stripper laterale H-T-252 (esistente), quindi alle colonne di essiccamento H-T-253 ed H-T-253B. Il gasolio così essiccato viene inviato a stoccaggio.

La naphta viene alimentata agli impianti Topping oppure all'impianto di Reforming catalitico CCR, mentre l'MHC-HVGO, previo raffreddamento in controcorrente con l'alimentazione alla colonna H-T-251, è inviato in carica all'impianto di cracking catalitico FCC.

Tecnologia di base adottata

La tecnologia di base adottata per gli impianti di Mild Hydrocracking, è quella relativa alla desolforazione e all'hydrocracking del gasolio pesante, attraverso reazioni catalitiche esotermiche su letti di catalizzatore a base di nichel-cobalto-molibdeno (supportate su matrice inerte) contenuti in due reattori in serie.

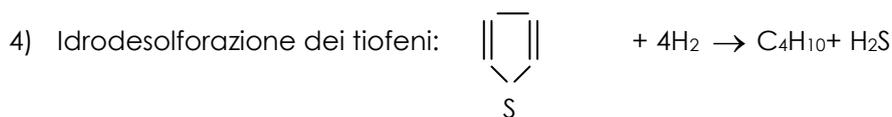
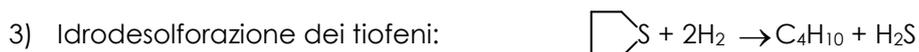
Di seguito viene riportata una breve descrizione dei processi tipici di idrodesolforazione ed hydrocracking.

Reazioni di idrodesolforazione

Il processo di idrodesolforazione ha lo scopo di allontanare lo zolfo presente nella carica da trattare, attraverso reazioni catalitiche con idrogeno, che portano alla rottura del legame C-S con conseguente addizione di idrogeno sulla molecola di idrocarburo e sullo zolfo. I prodotti di reazione sono quindi costituiti da idrocarburi desolforati e H₂S.

I catalizzatori tipici per le reazioni di idrodesolforazione sono fondamentalmente costituiti da ossidi di molibdeno, cobalto e nichel supportati su gamma allumina. L'ossido di cobalto CoO esercita un effetto promotore sull'attività catalitica del sistema MoO₃-Al₂O₃.

Di seguito si riportano alcune reazioni tipiche di idrodesolforazione:



Le reazioni di idrodesolforazione sono di tipo esotermico. Le molecole dei composti solforati presenti nella carica hanno reattività differenti; ogni composto ha poi un comportamento cinetico differente, complicato dalla presenza di stadi successivi di equilibrio, a loro volta spesso controllati dalla diffusione interna. I mercaptani, i solfuri ed i disolfuri vengono facilmente idrogenati anche a condizioni blande di temperatura e pressione.

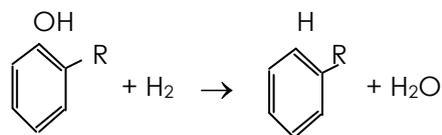
Quando sono presenti molti composti solforati ciclici (per esempio i tiofeni), il composto è prima trasformato in tiofeno per mezzo della saturazione del legame olefinico; successivamente, a seguito della rottura dell'anello, si ha la formazione dell'omologo idrocarburo lineare con sviluppo di H₂S.

Lavorando con eccesso di idrogeno, le reazioni sopra riportate sono completamente spostate verso la formazione di H₂S.

Allegato B18 Rev.1

Accanto alle reazioni di idrodesolforazione, hanno luogo anche reazioni di idrogenazione di eventuali composti ossigenati presenti nella carica.

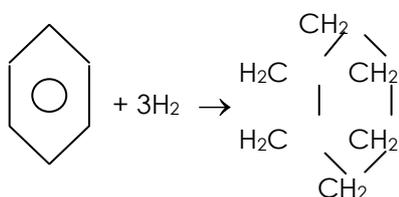
La seguente reazione mostra la tipica reazione di idrogenazione di un derivato del fenolo ad alto punto di ebollizione:



Hydrocracking

Durante il processo di idrodesolforazione, la carica all'impianto MHC2 costituita da HVGO subisce anche un blando cracking ed hydrocracking; la conversione in prodotti leggeri prevista da progetto è dell'ordine del 30% circa.

Una comune reazione di idrogenazione è la saturazione dei composti aromatici. Di seguito viene riportata la reazione di idrogenazione del benzene in cicloesano.



Le reazioni di hydrocracking sono di tipo esotermico; il calore sviluppato è in media di circa 10-12 kcal/mole, ovvero di circa 550 kcal/Nm³ di idrogeno consumato per le reazioni sopra riportate.

Aspetti ambientali

Consumi

Risorse idriche

Il consumo di risorse idriche è riferito, per fase di utilizzo, alle acque di processo e di raffreddamento, così come riporta la scheda B.2.1, nell'anno di riferimento 2003 risulta:

Fasi di utilizzo	Utilizzo	Volume totale annuo, m ³
	Industriale di processo	234.000
	Industriale di raffreddamento	2.500.000

Energia termica ed energia elettrica

Il consumo energetico nell'anno di riferimento 2003, così come è riportato nella scheda B.4.1 allegata, risulta:

Fase o gruppi di fasi	Energia termica consumata (MWh)	Energia elettrica consumata (MWh)
TOTALE	241.600	88208

Allegato B18 Rev.1

Combustibile

I combustibili consumati nell'impianto mild hydrocracking MHC2 sono riportati nella seguente tabella, come indicato nella scheda B.5.1 nell'anno di riferimento 2003.

Combustibile	% S	Consumo annuo (t)	PCI (kJ/kg)	Energia (MJ)
Fuel Gas a F201	0.12	4534	47868	217

Materie prime

Le materie prime consumate nell'impianto mild hydrocracking MHC2 sono riportate nella seguente tabella, come indicato nella scheda B.1.1 allegata.

Descrizione	Produttore	Tipo	Stato fisico	Eventuali sostanze pericolose contenute		Consumo annuo
				N° CAS	Denominazione	
Gasolio HS in carica MHC2		Materia d'origine interna	Liquido			77.002 Kton
HVGO HS in carica MHC2		Materia d'origine interna	Liquido			2576.092 Kton
Idrogeno		Materia prima	Gas	1033-74-0	Idrogeno	468000 KNm3
Catalizzatore	Topsoe		solido			353 ton

Note: Idrogeno stimato come consumo medio riproportionato alle ore di marcia nell'anno

Sostanze pericolose

Nelle seguenti tabelle sono riportate le sostanze trattate nell'impianto mild hydrocracking MHC2.

Impianto	Sostanze pericolose presenti	Quantità massima (t)
MHC2	Idrogeno	2,146
	H2S	2,26
	Gasolio da vuto	716,1

Allegato B18 Rev.1

Le fasi delle attività in cui intervengono le sostanze sono riportate nella tabella di seguito allegata.

MILD HYDROCRACKING MHC2						
SEZIONI DELL'IMPIANTO						
SOSTANZE PRESENTI	COMPRESS H2	PRERISCALDO CARICA	REAZIONE	STRIPPING	ASSORBIM. AMMINICO	FRAZIONAM. ED ESSICCAM.
Gasolio (Carica)		X	X			
H ₂	X	X	X	X	X	
Fuel gas			X	X	X	
H ₂ S	X	X	X	X	X ⁽¹⁾	
Gasolio desolf			X	X		X
Nafta desolf			X	X		X
Catalizzatore			X			

(1) Chimicamente legato all'ammina

Emissioni

Aria

Le emissioni in atmosfera sono principalmente di tipo convogliato e nell'anno di riferimento 2003 risultano essere come media annuale:

Camino	Portata Nm ³ /h	Inquinanti	Flusso di massa, t/anno (C)	Concentrazione, mg/Nm ³ (C)	% O ₂
MHC2 F201	8.150	CO	4	63	3
		SO ₂	11	173	
		NO _x	18	284	
		Polveri	0,3	5	

Per maggiore completezza si riporta in allegato la campagna di misura annuale eseguita in raffineria.

Acqua

Le acque reflue prodotte nell'impianto mild hydrocracking MHC2 sono caratterizzate da elevati valori di COD, solidi sospesi, H₂S, NH₃. Le acque acide provenienti dai separatori ad alta e bassa pressione vengono inviate all'impianto SWS.

Rifiuti

I rifiuti tipici generati nell'impianto mild hydrocracking MHC2 sono rappresentati dal catalizzatore esausto e dai rifiuti derivanti dalle attività di manutenzione. Questi ultimi sono prima inertizzati e successivamente inviati a discarica.

IMPIANTO ALCHILAZIONE

Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante

L'impianto Alchilazione produce benzine ad alto numero di ottano, facendo reagire molecole di gas insature (butileni e propileni), prodotti dall'impianto FCC, con molecole di gas sature (isobutani), provenienti dalla distillazione primaria e reforming, in presenza di acido fluoridrico quale catalizzatore.

Storia dell'impianto

La progettazione esecutiva dell'impianto di Alchilazione è stata effettuata dalla Società SNAM PROGETTI su licenza PHILLIPS.

Capacità produttive dell'impianto

La capacità giornaliera di progetto dell'impianto MHC1 è di 1.500 m³/giorno.

Descrizione del processo e dell'impianto

L'impianto alchilazione produce benzine ad alto numero di ottano mediante la reazione tra i butileni e propileni prodotti dal cracking catalitico e isobutano proveniente da distillazione primaria e reforming.

L'impianto si suddivide nelle seguenti sezioni :

1. Preparazione ed essiccamento.
2. Reazione e rigenerazione acido fluoridrico.
3. Frazionamento.
4. Defluorinazione e Neutralizzazione.

Diamo di seguito una descrizione delle singole sezioni:

Preparazione ed essiccamento

I butileni e butani, vanno in carica ad una colonna di distillazione per la separazione dal normal butano che non partecipa alla reazione di alchilazione.

Il normal butano che esce dal fondo colonna viene mandato a stoccaggio, mentre dalla testa della colonna esce una corrente di isobutano e butileni che unitamente ad un'altra corrente di butileni passano attraverso una sezione di essiccamento con allumina attiva che trattiene tutte le tracce di acqua e soda presenti.

Deve essere posta particolare attenzione a che l'acqua non raggiunga la sezione di reazione in quanto a contatto con l'acido fluoridrico ne aumenterebbe l'aggressività.

Reazione e rigenerazione acido fluoridrico

La corrente di isobutano più butileni viene miscelata con isobutano di riciclo non reagito che porta il rapporto di quantità tra isobutano e butilene a 12:1, valore ottimale al fine di una buona resa di reazione.

I reagenti miscelati in tali proporzioni, entrano nel reattore dove incontrano il catalizzatore della reazione di alchilazione, l'acido fluoridrico, in presenza del quale i butileni reagendo con l'isobutano in eccesso, formano l'alchilato, ovvero una benzina alto ottanica.

Successivamente avviene una separazione per differenza di densità tra acido fluoridrico più pesante e prodotti e reagenti più leggeri.

La reazione è fortemente esotermica e grazie a due grossi refrigeranti ad acqua, viene smaltito il calore prodotto per effetto della circolazione naturale dell'acido fluoridrico all'esterno del reattore. L'acido fluoridrico, inoltre, deve essere rigenerato liberandolo da prodotti secondari della reazione, detti "ASO", sali di polimeri pesanti. Ciò avviene in una colonna di strippaggio in corrente di isobutano di riciclo.

Frazionamento

I prodotti della reazione in uscita dal settler vengono separati in una colonna di distillazione nel modo seguente:

- dalla testa colonna viene separato il propano presente nella carica, che dopo stripping dell'HF viene mandato ai defluorinatori;
- un primo prelievo intermedio costituito da isobutano viene riciclato al reattore;
- un secondo prelievo intermedio di normalbutano presente nella carica viene mandato ai defluorinatori;
- dal fondo colonna è prelevata la benzina alchilata che viene mandata a stoccaggio; una parte è riscaldata in un forno e riciclata in colonna per fornire il calore necessario alla distillazione.

Defluorinazione e Neutralizzazione

Il propano e butano provenienti dal frazionamento prima di essere inviati a stoccaggio, vengono liberati dai trascinalenti di acido fluoridrico e fluoruri facendoli passare prima nelle colonne ad allumina trasformando i fluoruri in HF e Olefine e contemporaneamente facendo reagire l'HF con l'allumina che forma fluoruro di allumina.

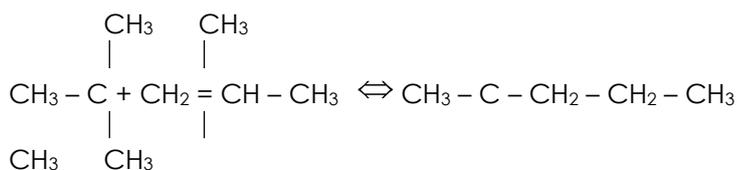
Successivamente passano nelle colonne contenenti idrossido di potassio che trattengono le ultime tracce di HF non reagito.

Tecnologia di base adottata

Il processo di alchilazione ricompono in benzina parte dei gas prodotti da altri processi, soprattutto dal cracking e dal reforming.

Questi gas sono costituiti in genere da miscele ricche di isobutano e delle olefine C₄, ma anche C₃ e C₅, se l'olefina è il butene, il componente principale dell'alchilato è il 2,2,4-trimetilpentano (isottano), l'idrocarburo cui è stato assegnato per convenzione il valore 100 sulla scala del Numero di Ottano. Il prodotto dell'alchilazione possiede quindi un altro N.O. e costituisce un'ottima base per formulare le benzine.

L'alchilazione di una paraffina con un'olefina è una reazione esotermica che avviene secondo il meccanismo ionico, con diminuzione del numero di moli:



L'equilibrio è spostato verso la formazione di alchilato a bassa temperatura e ad alta pressione. I calori di reazione, per kg di alchilato prodotto, sono 195 kcal per il propene, 175 kcal per i buteni e 140 kcal per i penteni.

Per avere cinetiche accettabili senza ricorrere a temperature elevate, sfavorevoli all'equilibrio, si impiegano catalizzatori tipo acido forte, intesi sia come acidi protonici (H₂SO₄, HF) sia come acidi di Lewis (AlCl₃).

Nell'industria si impiegano quasi esclusivamente HF e H₂SO₄, che forniscono prodotti analoghi con rese paragonabili, per la semplicità di impiego e l'alta selettività.

Il processo di alchilazione con l'impiego dell'acido fluoridrico come catalizzatore (85-95%) presenta vantaggi quali i più bassi punti di congelamento e di ebollizione (19,5 °C) e la minore reattività con gli idrocarburi. La temperatura di reazione inoltre non è critica come per l'H₂SO₄ e viene mantenuta tra 30 e 40°C, potendosi così refrigerare il sistema con acqua.

Allegato B18 Rev.1

Si consuma anche meno catalizzatore, perché la rigenerazione (una semplice distillazione) è più facile e completa. L'acido fluoridrico è parzialmente solubile negli idrocarburi (circa 1%): il prodotto dal reattore deve quindi essere sottoposto a stripping per liberarlo dall'acido.

Nel processo di alchilazione si deve operare in presenza di isobutano in eccesso per limitare la polimerizzazione dell'olefina, l'isobutano in eccesso viene separato dall'alchilato e riciclato al reattore.

Le due versioni principali del processo con HF (UOP e Phillips) variano per il disegno del reattore.

Nei reattori Phillips la circolazione dell'acido avviene per gravità, senza che sia necessaria la pompa.

Le reazioni di alchilazione in presenza di HF procedono in modo soddisfacente nell'intervallo di temperatura da 0 a 65°C. Le rese e la qualità dell'alchilato variano però con la temperatura: un aumento della temperatura, pur entro l'intervallo citato, peggiora la qualità del prodotto (intesa come N.O.) e fa aumentare il consumo di acido, a causa della formazione di oli solubili nell'acido stesso.

Aspetti ambientali

Consumi

Energia termica ed energia elettrica

Il consumo energetico nell'anno di riferimento 2003, così come è riportato nella scheda B.4.1 allegata, risulta:

Fase o gruppi di fasi	Energia termica consumata (MWh)	Energia elettrica consumata (MWh)	Prodotto principale	Consumo termico specifico (kWh/ton)	Consumo elettrico specifico (kWh/unità)
ALKY	147'674,1	---	Benzina alkylata	501,1	---

Combustibile

I combustibili consumati nell'impianto di alchilazione sono riportati nella seguente tabella, come indicato nella scheda B.5.1 nell'anno di riferimento 2003.

Combustibile	% S	Consumo annuo (t)	PCI (kJ/kg)	Energia (MJ)
ALKY - Fuel gas	0.12	8737	48534	424'047

Materie prime

Le materie prime consumate nell'impianto di alchilazione sono riportate nella seguente tabella, come indicato nella scheda B.1.1 allegata.

Descrizione	Produttore e scheda tecnica	Tipo	Fasi di utilizzo	Stato fisico	Consumo annuo
butano saturo	Topping/CCR	materia rec. di origine interna	Alkylazione	L	163.6 Kton
butano insaturo	FCC	materia rec. di origine interna	Alkylazione	L	282 Kton
acido fluoridrico	Bayer o DDF	materia ausiliaria	Alkylazione	L	255.6 ton

Allegato B18 Rev.1

Descrizione	Produttore e scheda tecnica	Tipo	Fasi di utilizzo	Stato fisico	Consumo annuo
allumina	Alcoa	materia ausiliaria	Alkylazione	S	5.6 ton
cloruro di calcio		materia ausiliaria	Alkylazione	S	16.6 ton
potassa caustica		materia ausiliaria	Alkylazione	S	5.5 ton
Bicarbonato di sodio		materia ausiliaria	Alkylazione	S	25 Kg
Allumina attivata	Alcoa	materia ausiliaria	Alkylazione	S	28.9 ton
Soda caustica		materia ausiliaria	Alkylazione	L	14.0 ton

Sostanze pericolose

Nelle seguenti tabelle sono riportate le sostanze presenti nell'impianto di alchilazione.

Impianto	Sostanze pericolose presenti	Quantità massima (t)
Alchilazione	GPL	144
	HF	64
	Benzina	180

Le fasi delle attività in cui intervengono le sostanze sono riportate nella tabella di seguito allegata.

ALCHILAZIONE				
SOSTANZE PRESENTI	SEZIONI DELL'IMPIANTO			
	CARICA PREPARAZIONE ESSICCAMENTO	REAZIONE RIGENERAZIONE	FRAZIONAMENTO	NEUTRALIZZA. ESSICCAMENTO
C4	X	X	X	X
BUTILENE	X	X		
C3	X		X	X
ALCHILATO		X	X	
HF		X	X	
NaOH				X
Allumina Attivata	X			X
Potassa (KOH)				X

Sono di seguito riportate le sigle utilizzate nella tabella:

C3 Propano
 C4 Butano
 HF Acido Fluoridrico

Emissioni

Aria

Le emissioni in atmosfera tipiche dell'impianto di alchilazione sono quelle generate nei forni di processo, le emissioni fuggitive di VOC durante le operazioni di stoccaggio e manovra del catalizzatore.

In particolare le emissioni in atmosfera relative all'Impianto Alchilazione sono di tipo convogliato e nell'anno di riferimento 2003 risultano essere come media annuale:

Camino	Portata Nm ³ /h	Inquinanti	Flusso di massa, t/anno (C)	Concentrazione, mg/Nm ³ (C)	% O ₂
ccr-alky	147.742	CO	72	58	3
		SO ₂	212	172	
		NO _x	772	627	
		Polveri	7	6	

I dati tengono conto anche delle emissioni dell'Impianto CCR. Infatti i fumi del forno di processo di questo impianto sono convogliati assieme a quelli del CCR in un unico camino.

Per maggiore completezza si riporta in allegato la campagna di misura annuale eseguita in raffineria.

Acqua

Le acque reflue prodotte nell'impianto di alchilazione hanno un pH, solidi sospesi, solidi disciolti, COD, H₂S e acido esausto. Per lavare l'acido presente in varie correnti idrocarburiche si utilizza una soluzione di idrossido di potassio per questo motivo le acque effluenti contengono cloruro di calcio, fluoruri di potassio e idrossido di potassio e sono trattate con un eccesso di idrossido di calcio. Il fluoruro di potassio è trasformato in fluoruro di calcio insolubile. I fluoruri di calcio insolubili sono scaricati come fanghi.

Rifiuti

I rifiuti tipici generati nell'impianto di alchilazione sono i fanghi contenenti fluoruro di calcio (CaF₂) insolubile, con presenza di idrossido di calcio (Ca(OH)₂) parzialmente solubile, e i materiali derivanti dalla pulizia e manutenzione.

IMPIANTO DI ETERIFICAZIONE (TAME)

Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante

L'impianto di eterificazione ha lo scopo di lavorare la benzina leggera (LCN) proveniente dall'impianto FCC per abbattere il contenuto di olefine presente nella benzina LCN per produrre una benzina finita con contenuto di olefine nei limiti richiesti dalle specifiche di mercato. Le olefine infatti sono un componente della benzina, che è precursore di smog e quindi altamente inquinante per le emissioni in atmosfera dai motori a scoppio.

Storia dell'impianto

La progettazione esecutiva dell'impianto di Eterificazione è stata effettuata dalla Società NESTE OY – Porvoo – Finlandia.

Le modifiche all'impianto di eterificazione sono state progettate dalla Società Axens (Gruppo IFP – Francia).

Capacità produttive dell'impianto

La capacità giornaliera di progetto dell'impianto di eterificazione (TAME) è di 5.500 m³/giorno.

Descrizione del processo e dell'impianto

L'impianto di eterificazione ha lo scopo di lavorare la benzina leggera (LCN) proveniente dall'impianto FCC. L'obiettivo del processo è quello di abbattere il contenuto di olefine presente nella benzina LCN per produrre una benzina finita con contenuto di olefine nei limiti richiesti dalle specifiche di mercato. Le olefine infatti sono un componente della benzina, che è precursore di smog e quindi altamente inquinante per le emissioni in atmosfera dai motori a scoppio.

Il progetto di eterificazione ha inoltre degli ulteriori vantaggi indiretti sulla qualità della benzina in quanto riduce la tensione di vapore del pool benzine di Raffineria, diminuendo le emissioni di inquinanti in atmosfera dovute alla presenza di prodotti leggeri (butani e pentani).

Nell'Impianto di Eterificazione le olefine reagiscono con il metanolo per produrre eteri che hanno un basso impatto ambientale, alto numero di ottano (ca. 118) e bassa tensione di vapore.

L'impianto di Eterificazione è capace di produrre benzina leggera di cracking con un tenore massimo di zolfo mercaptanico pari a 3 ppm in peso.

L'impianto in oggetto è suddiviso nelle seguenti principali sezioni:

Accumulo carica
Reazione di idrodesolforazione (eliminazione zolfo mercaptanico)
Reazione di eterificazione
Frazionamento.

Gli stream di benzina provenienti dalle colonne di debutanizzazione G-T4, G-T6, GT-11 e K1-T5 dell'impianto FCC, sono inviati all'accumulatore ET-D1 dell'impianto di Eterificazione.

Dall'accumulatore ET-D1, la carica (benzina LCN+MCN+HCN da colonna GT-12 dell'impianto FCC) è alimentata, mediante le pompe di nuova installazione ET-MP20A/B, al reattore di idrogenazione ET-R1, previo preriscaldamento nel nuovo scambiatore ET-E21 A/B, in controcorrente con l'effluente reattore di idrogenazione, quindi nel nuovo scambiatore di calore a vapore ET-E22.

Il lato mantello dello scambiatore ET-E22 è alimentato con vapore a media pressione per quasi tutto il ciclo di lavorazione, e con vapore a più alta pressione solo a fine ciclo (End Of Run).

Allegato B18 Rev.1

Nel reattore ET-R1 avviene la conversione, sul letto catalitico, delle diolefine presenti nella carica nelle corrispondenti olefine e mercaptani leggeri in solfuri più pesanti. La reazione è moderatamente esotermica: l'incremento massimo di temperatura di progetto è pari a ca. 10 °C.

La benzina idrogenata costituente l'effluente reattore ET-R1, viene stabilizzata. Nella colonna ET-T1.

L'effluente reattore di idrogenazione è alimentato alla colonna stabilizzatrice ET-T1, a riflusso totale, dove sono separati, dalla testa i composti leggeri (idrogeno + C4), e dal fondo la benzina stabilizzata.

Il prodotto di testa stabilizzatrice, previa condensazione nel nuovo aircooler ET-EA-20, è inviato all'accumulatore di nuova installazione ET-D-22 e di qui la fase liquida è reflussata in colonna ET-T1.

La fase gas in uscita dall'accumulatore ET-D-22, costituita da idrogeno e GPL, è alimentata al post-condenser di nuova installazione ET-E-23, quindi al nuovo flash-drum ET-D-23, per la separazione dell'idrogeno inviato alla rete fuel gas di Raffineria, dal C4 alimentato all'accumulatore ET-D2.

Il fondo colonna stabilizzatrice ET-T1, costituito dalla benzina stabilizzata, è alimentato alla colonna di frazionamento GT-12 dell'impianto di cracking catalitico FCC. Qui avviene la separazione della benzina leggera LCN (prodotto di testa) da una miscela di benzina media MCN e benzina pesante HCN, costituente il prodotto di fondo.

Il taglio "LCN" (benzina leggera da cracking) della colonna GT-12 è alimentato all'accumulatore di flash ET-D2 dell'impianto di eterificazione. Di qui la carica, previo raffreddamento negli scambiatori E-2 A/B/C, la carica è miscelata con metanolo proveniente dal serbatoio ST 101 nel flash drum D2.

La miscela di LCN e metanolo sono alimentati, per mezzo della pompa P3, ai reattori di eterificazione R-2A/B, R-3 A/B, R-4 A/B (due treni di reazione in parallelo ciascuno costituito da tre reattori in serie).

Nei reattori di eterificazione le olefine presenti nella carica reagiscono con il metanolo su catalizzatore costituito da resina acida a scambio ionico, per dare origine ai corrispondenti eteri (MTBE, TAME, THME). La reazione è moderatamente esotermica ed il maggior grado di conversione è realizzato nei primi reattori, costituiti dai reattori R2 A/B. L'incremento di temperatura previsto in tali reattori risulta pari a circa 6 °C, mentre nei secondi reattori (R-3 A/B) è pari a ca. 1 °C.

L'effluente reattori (benzina eterificata, metanolo in eccesso, olefine non reagite), viene inviato alla colonna di distillazione T2, nella quale vengono separati: dalla testa i composti leggeri (C4 e una piccola parte di metanolo e benzina), dal taglio laterale il metanolo con le olefine non reagite, che vengono riciclate sui reattori di eterificazione e sul fondo la benzina eterificata. Con l'utilizzo del riciclo del taglio laterale della colonna di frazionamento si è in grado di incrementare la percentuale di conversione delle olefine C5 sino al 90%.

E' presente un sistema di drenaggio chiuso in cui sono convogliati tutti gli sfiati provenienti dalle pompe, valvole di controllo e apparecchiature in esercizio con metanolo.

Tecnologia di base adottata

L'ingegneria di base del nuovo impianto di eterificazione è stata sviluppata dalla Società finlandese NESTE OY Engineering.

Le tecnologie di base adottate per il nuovo impianto oggetto del presente studio sono quelle relative a:
idrogenazione catalitica selettiva dei dieni ed idroisomerizzazione delle olefine, in reattore a letto catalitico fisso; il catalizzatore utilizzato è costituito da palladio impregnato su matrice di inerte (allumina);
eterificazione delle iso-olefine terziarie (C5, C6, C7) con metanolo, attraverso reazioni catalitiche

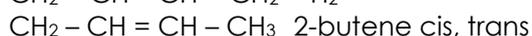
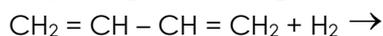
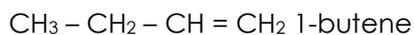
Allegato B18 Rev.1

esotermiche; il catalizzatore è costituito da una resina acida forte a scambio ionico.

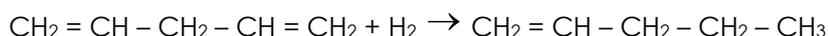
Idrogenazione selettiva ed isomerizzazione

La benzina leggera da cracking alimentata all'impianto FCC contiene in media dallo 0,5% al 2% di dieni (1,3-butadiene; 2metil-1,3-butadiene; 1,3 pentadiene; 1,4-pentadiene).

L'idrogenazione selettiva dell' 1,3-butadiene avviene secondo le seguenti reazioni :



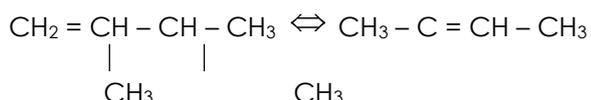
L'idrogenazione selettiva dell'1,4-pentadiene porta alla formazione dell'1-pentene, secondo la seguente reazione



Nel reattore di idrogenazione selettiva hanno luogo anche reazioni di isomerizzazione.

Principalmente possono avvenire due tipi di reazione di isomerizzazione:

isomerizzazione di una iso-olefina (non reattiva ai fini della successiva reazione di eterificazione) in una olefina terziaria reattiva. Un esempio è l'isomerizzazione del 3-metil-1-butene in 2-metil-2-butene, secondo la seguente reazione di equilibrio:



Trasposizione del doppio legame dalla posizione α alla posizione β , come per esempio, la trasformazione del 2-metil-1-butene in 2-metil-2-butene.

Il reattore utilizzato per la reazione di idroisomerizzazione è del tipo tubolare a letto catalitico fisso, in cui fluisce la carica dall'alto verso il basso. La reazione viene fatta avvenire con eccesso di idrogeno, addizionato alla carica da trattare prima dell'ingresso nel reattore.

La reazione di idrogenazione è esotermica e l'incremento di temperatura è funzione della concentrazione di dieni presenti nella carica.

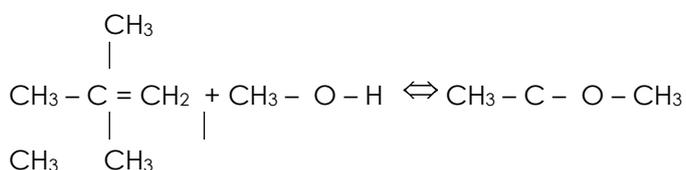
Reazioni di eterificazione

La reazione catalitica di eterificazione con metanolo delle olefine C5, C6 e C7 presenti nella carica, ha come prodotti metil-terz-butil etere (MTBE), terz-anil-metil eteri (TAME) e terz-esil-metil-eteri (THME). Tale reazione è esotermica ed è spostata verso la produzione degli eteri alle basse temperature.

Vengono di seguito riportate le reazioni principali di eterificazione che hanno luogo nell'impianto in oggetto.

Sintesi dell'MTBE (terz-butil metil etere)

Il metil terz-butil etere è prodotto per reazione catalitica tra isobutene e metanolo, secondo la seguente reazione di equilibrio:

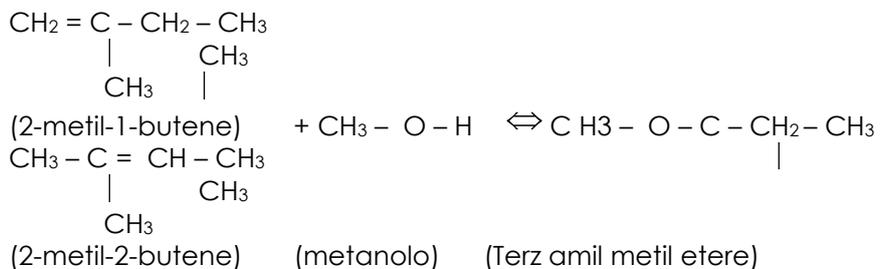


Allegato B18 Rev.1

(isobutene) (metanolo) (terz metil butil etere)

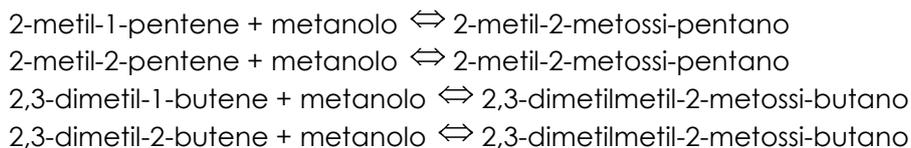
Sintesi del TAME (terz amil metil etere)

Il terz Amil metil etere è prodotto dalla reazione catalitica tra amileni (2-metil-1-butene e 2-metil-2-butene) e metanolo, secondo il seguente equilibrio.



Sintesi del THME (terz-esil metil etere)

Il terz-esil-metil etere è prodotto per reazione catalitica tra olefine terziarie C6 e metanolo, secondo le seguenti reazioni principali:



Aspetti ambientali

Consumi

Risorse idriche

Il consumo di risorse idriche è riferito, per fase di utilizzo, alle acque di processo e di raffreddamento, così come riporta la scheda B.2.1, nell'anno di riferimento 2003 risulta:

Fasi di utilizzo	Utilizzo	Volume totale annuo, Km ³
	Industriale di processo	103
	Industriale di raffreddamento	6840

Energia termica ed energia elettrica

Il consumo energetico nell'anno di riferimento 2003, così come è riportato nella scheda B.4.1 allegata, risulta:

Fase o gruppi di fasi	Energia termica consumata (MWh)	Energia elettrica consumata (MWh)
	---	13690

Materie prime

Le materie prime consumate nell'impianto di eterificazione (TAME) sono riportate nella seguente tabella, come indicato nella scheda B.1.1 allegata.

Descrizione	Produttore e scheda tecnica	Tipo	Stato fisico	Eventuali sostanze pericolose contenute		Consumo annuo
				№ CAS	Denominazione	
Benzina leggera da FCC		Materia d'origine interna	Liquido			991.859 Kton
Metanolo a reattori di eterificazione		Materia prima	Liquido	67-56-1	Metanolo	49.125 Kton
Idrogeno		Materia prima	Gas	1033-74-0	Idrogeno	580 KNm3
Additivo antiossidante	CHIMEC	Additivo	Liquido	64742-94-5	Chimec 4534	45500 kg

Allegato B18 Rev.1

Sostanze pericolose

Nelle seguenti tabelle sono riportate le sostanze trattate nell'impianto di eterificazione (TAME).

Impianto	Sostanze pericolose presenti	Quantità massima (t)
Eterificazione (TAME)	Metanolo	139,4
	Idrogeno	0,0389
	Benzina	806

Le fasi delle attività in cui intervengono le sostanze sono riportate nella tabella di seguito allegata.

IMPIANTO DI ETERIFICAZIONE					
SOSTANZE PRESENTI	SEZIONI DELL'IMPIANTO				
	Accumulo carica	Reazione di Idrodesolforazione	Stabizzatrice benzina	Reazione di Eterificazione	Frazionamento
Idrogeno		X	X		
Metanolo				X	X
Benzina e/o Benzina eterificata	X	X	X	X	X

Nell'ambito delle attività di sviluppo è in fase di valutazione la fattibilità di sostituire l'alcool metilico con l'alcool etilico. Tali prodotti ossigenati vengono utilizzati come additivi alle benzine.

La possibilità di utilizzare etanolo anziché metanolo consente di migliorare le implicazioni in termini di sicurezza del reagente e qualora si decida di utilizzare il bioetanolo, quindi con benzine con caratteristiche di biofuels, si andrebbe ad ottemperare in parte ai requisiti previsti per i biocombustibili.

Emissioni

Aria

Potenziali rilasci in atmosfera dell'impianto di eterificazione sono emissioni fuggitive di idrocarburi.

Acqua

Le acque reflue prodotte nell'impianto possono contenere idrocarburi. Le correnti contenenti metanolo sono recuperate in un sistema "close drain" che permette di evitare l'invio diretto di acqua contenente metanolo all'Impianto TAS.

Rifiuti

I rifiuti tipici generati nell'impianto di eterificazione (TAME) sono rappresentati dal catalizzatore esausto e dalle resine non più rigenerabili. Il catalizzatore viene in genere riciclato per recuperare il palladio in esso contenuto e materiali derivanti dalle attività di manutenzione.

IMPIANTI DI TRATTAMENTO DELLE ACQUE DI SCARICO (TAS)

Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante

L' impianto TAS tratta le acque reflue derivanti dalla fognatura oleosa nella quale si riversano:
Impianti produttivi;
Acque da impianto trattamento Ecotec;
Meteoriche inquinate aree impianti;
Acque sanitarie.

Storia dell'impianto

La progettazione esecutiva degli impianti in oggetto è stata effettuata dalle seguenti Società:
TERMOKIMIK
EUROTECNICA
IDI
SNAMPROGETTI
ECOIMPIANTI
G.B.A.

Capacità produttive dell'impianto

La portata massima di progetto dell'impianto è di 1.050 m³/h

Descrizione del processo e dell'impianto

1. CARATTERISTICHE QUALITATIVE DELLE ACQUE DI PROCESSO

Le acque reflue del ciclo di lavorazione del petrolio sono tipicamente caratterizzate dalla presenza di una notevole varietà di sostanze inquinanti, tra le quali idrocarburi, metalli pesanti, tensioattivi, fenoli, ma anche di sostanze nutrienti come azoto e fosforo, che, qualora immesse nell'ambiente in quantità rilevante, possono alterarne l'equilibrio, dando luogo ad esempio a problemi di tossicità e fenomeni di eutrofizzazione.

La tabella riporta le caratteristiche medie delle acque di processo, previo trattamento di disoleazione.

Composizione tipica delle acque in uscita vasche API		
Parametro	U.M.	valore
pH		9,5
BOD	mg/l	200
COD	mg/l	400
Cromo	mg/l	0,25
Piombo	mg/l	0,5
Cloruri	mg/l	500
Fosforo totale	mg/l	1,2
Fenoli	mg/l	6
Azoto ammoniacale	mg/l	15÷20
Azoto nitroso	mg/l	0,01
Azoto nitrico	mg/l	0÷1,6
Idrocarburi totali	mg/l	100
Solfuri	mg/l	15

Caratteristiche medie, previo trattamento di disoleazione, delle acque di processo della raffineria Saras.

2. TRATTAMENTI DI DEPURAZIONE

Le acque provenienti dagli impianti di processo e dal parco serbatoi vengono raccolte in un impianto di trattamento delle acque di scarico (API-TAS), rappresentato in maniera schematica in fig. 1 e fig 2, dove vengono depurate le acque che confluiscono nel sistema fognature oleose, provenienti da:

- unità di strippaggio acque acide;
- desalter dei topping;
- spurgo del sistema torri di raffreddamento;
- fognatura oleosa della raffineria;
- fognature oleose dell'IGCC

Il trattamento consente di ottenere un'acqua idonea per un parziale riutilizzo nella rete antincendio, nelle torri di raffreddamento (torri Marley) e con caratteristiche qualitative tali da poter essere scaricata in mare.

2.1. API E flottazione

La prima sezione del TAS, è rappresentata da un impianto di separazione gravimetrica, l'API-SEPARATOR, dove avviene una duplice separazione per gravità: da un lato si ha la sedimentazione del particolato presente (fanghi) e d'altro la rimozione di gran parte della frazione idrocarburica accumulatasi in superficie.

In uscita dalle 4 vasche API, l'acqua passa in una sezione munita di un setto rovesciato che impedisce il passaggio dell'olio, quindi stramazza in una vasca dove è posizionata una stazione di pompaggio che la invia, attraverso delle pompe centrifughe, alla successiva vasca di flocculazione S-6. Da qui l'acqua sfiora in una canaletta e viene inviata, per gravità, alla vasca di ripartizione S-27, da dove partono due flussi separati verso i due flottatori MS-12A/B del tipo ad aria disciolta.

L'acqua reflua in uscita dal flottatore, depurata dal particolato, idrocarburi e metalli pesanti, viene quindi avviata ad una vasca di equalizzazione MS-18, svolgente funzione di polmone e di vasca di aerazione secondaria, e successivamente al trattamento biologico a fanghi attivi.

2.2. Trattamento biologico

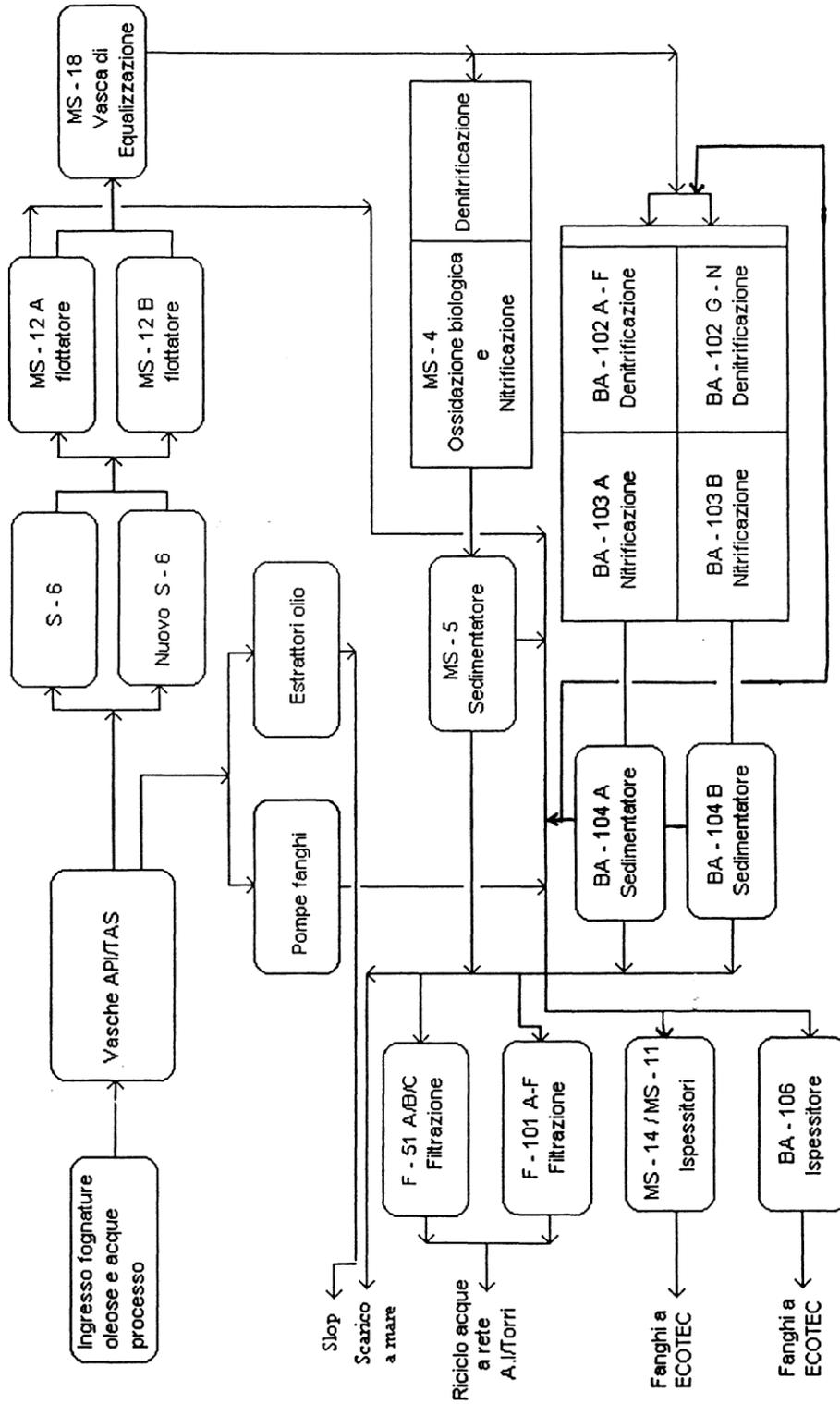
La sezione del trattamento biologico è composta da tre linee distinte, in ognuna delle quali sono identificabili tre stadi principali di trattamento: denitrificazione, nitrificazione, chiarificazione.

Dapprima avviene il processo di denitrificazione dove l'azoto in forma di nitrati viene, in condizioni anossiche, ridotto ad azoto libero.

Successivamente l'acqua viene alimentata ad una vasca di nitrificazione aerata dove l'azoto (es. urea, ammoniaca) viene ossidato a nitrato. L'effluente viene da qui in gran parte ricircolato verso la vasca di denitrificazione per l'abbattimento dei nitrati e solo in piccola parte avviato verso l'ultimo stadio del trattamento biologico, consistente nella chiarificazione.

Il ciclo TAS viene infine concluso da una filtrazione e da una eventuale disinfezione tramite clorazione (per il riutilizzo nelle reti di raffineria), mentre la restante viene scaricata in mare previa verifica che i dati analitici rispettino le normative vigenti.

Prima si riporta uno schema semplificato e poi vengono descritte nel dettaglio le varie unità componenti l'impianto.



. Schema generale - TAS

Allegato B18 Rev.1

3. API-SEPARATOR

L'API-SEPARATOR è costituito dalle 4 vasche MS-1A/D a separazione gravimetrica per il recupero degli idrocarburi liquidi e dei sedimenti.

Il principio di separazione si fonda sulla diversità di peso specifico tra l'olio e l'acqua: nel tratto successivo all'ingresso dell'API, si ha un allargamento della sezione di passaggio dove si determina un brusco rallentamento del flusso e si ha una prima separazione degli oli e di altre sostanze che rimangono in superficie e vengono recuperati da un tubo sfioratore dotato di feritoie posizionato in orizzontale, trasversalmente alla direzione del flusso (una rotazione del tubo permette la regolazione dell'altezza delle feritoie rispetto al pelo libero dell'acqua).

Nella successiva parte rettilinea dell'API, si ha la presenza di due carriponte mobili, aventi una lama che poggia sulla superficie del liquame e spinge gli oli verso un secondo tubo con feritoie posto all'uscita delle vasche. Da qui gli idrocarburi vengono inviati in appositi pozzetti laterali per essere poi trasferiti al serbatoio di stoccaggio slop TK25 A/B; un'altra lama trascinata dal carroppone scorre nella superficie di fondo vasca e ha il compito di spingere il fango in un'apposita tramoggia, da dove viene aspirato per mezzo di pompe e trasferito all'ispessimento.

Pur avendo all'ingresso dell'impianto un liquame a temperatura elevata, durante il periodo più freddo dell'anno nella zona in cui il flusso subisce un rallentamento si effettua una insufflazione di vapore in superficie per evitare che esso solidifichi.

Ciascuna vasca può trattare una portata massima di 250 m³/h garantendo una efficace separazione.

Caratteristiche costruttive e di esercizio delle vasche api-separator	
Portata di progetto (Q)	205 m ³ /h
Lunghezza (L)	44,1 m
Larghezza (l)	6 m
Profondità utile (h)	2 m
Sezione orizzontale (B = L * l)	264 m ²
Sezione verticale (A = l * h)	12 m ²
Volume vasca (V)	529 m ³
Velocità longitudinale (Q / A)	83,3 m/h
Tempo di residenza idraulica (t = V / Q)	32 min
Carico idraulico superficiale (Ci = Q / B)	3,77 m/h
Rimozione idrocarburi	> 85 %

4. Sezione di flocculazione

La sezione di flocculazione è costituita dalla vasca S-6, dove l'acqua ha un tempo di residenza di 30 minuti. Nella vasca S-6 vengono additivati, a seconda della necessità di trattamento del fluido:

- polielettrolita e solfato ferroso: come flocculanti;
- soda e acido solforico: per la regolazione del pH.

La miscelazione degli additivi viene favorita grazie a degli agitatori. Dalla vasca S-6 l'acqua sfiora in una canaletta e viene inviata, per gravità, alla vasca di ripartizione S-27 da cui viene poi ripartita ai due flottatori MS-12 A/B.

Caratteristiche costruttive della vasca di flocculazione S-6	
Lunghezza (L)	6,5 m
Larghezza (l)	6,5 m
Profondità (h)	4,6 m
Tempo di residenza idraulico (t)	10 min

5. Sezione di flottazione

La sezione di flottazione è composta dai due flottatori MS-12A/B del tipo ad aria disciolta. In ciascun flottatore è presente un carroponete che ha la funzione di convogliare nello stesso pozzetto sia i fanghi che si depositano sul fondo in seguito alla flocculazione del particolato più fine indotta dagli additivi aggiunti in precedenza, sia le sostanze che si depositano in superficie. I fanghi vengono inviati mediante pompe agli ispessitori MS-11 e MS-14.

Caratteristiche costruttive delle vasche di flottazione MS-12	
Diametro (D)	18 m
Altezza totale (h)	2,8 m
Sezione orizzontale (S)	254 m ²
Altezza utile (hu)	2 m
Volume (V)	711 m ³
Volume utile (Vu)	508 m ³
Portata di progetto (Qp)	650 m ³ /h
Portata di ricircolo (Qr)	350 m ³ /h
Ricircolo (r)	54%
Portata totale (Qt)	1000 m ³ /h
Carico idraulico superficiale (Ci = Qt / S)	4 m/h
Tempo di residenza idraulica (t = Vu / Qt)	30 min
Rendimento di rimozione COD	20 %
Rendimento di rimozione Solidi Sospesi	70%

In entrambe le vasche sono presenti stramazzi che convogliano nei pozzetti di raccolta l'acqua parzialmente depurata; in ciascuno di questi pozzetti viene prelevata una quota di acqua che viene inviata ai rispettivi pressurizzatori. La miscela aria-acqua così ottenuta viene introdotta per pressione alla base del flottatore in modo da ottenere un elevato numero di bolle fini d'aria che causano la risalita alla superficie delle particelle di olio e di sostanze solide sospese.

Entrambi i flottatori hanno una capacità di 1000 m³/h, costituita da 650 m³/h di carica e 350 m³/h di acqua ricircolata dall'uscita nella ricarica.

6. Sezione di equalizzazione

Il bacino di equalizzazione, della capacità di 25000 m³, riceve l'acqua proveniente dai pozzetti di raccolta della sezione di flottazione e dall'impianto aerobico dell'I.G.C.C.

Lo scopo di questa sezione è quello di smorzare eventuali picchi di portata e di carico inquinante in modo tale da garantire un'alimentazione omogenea all'impianto di trattamento biologico.

Il livello della vasca è mantenuto normalmente al valore di circa 15000 m³ così da costituire una riserva di carica per il biologico ed una capacità di accumulo nei transitori. Il sistema è stato concepito e strutturato per utilizzare l'equalizzatore sia a valle (assetto normale) che a monte dei flottatori durante i transitori di pioggia eccezionale, per sfruttare la sua capacità di accumulo.

Il bacino è dotato di 10 aeratori galleggianti a turbina che favoriscono la miscelazione dell'acqua e producono una ossidazione superficiale con conseguente riduzione del contenuto di sostanza organica.

La vasca è dotata anche di un sistema di controllo del pH che ne consente la regolazione attraverso l'aggiunta di soda o raramente di acido solforico qualora si abbiano dei valori esterni al range prestabilito.

Allegato B18 Rev.1

Il bacino di equalizzazione costituisce anche una riserva d'acqua per la rete antincendio.

Caratteristiche costruttive delle vasche di equalizzazione MS-18	
Larghezza (l)	30 m
Lunghezza (L)	118 m
Altezza (h)	7,5 m
Volume (V)	25000 m ³
Volume occupato a regime (Vr)	15000 m ³
Numero di aeratori	10
Tempo di residenza idraulica (tr) minimo	8 h
Rimozione del COD	20 %

7. TRATTAMENTO BIOLOGICO

L'acqua in uscita dal bacino di equalizzazione viene inviata a tre linee di trattamento biologico:

- alla vasca di miscelazione S-7 del biologico vecchio (MS-4);
- alle due linee del biologico nuovo (BA-102 A/B e BA-103 A/B).

Le tre linee hanno lo scopo di trattare biologicamente il refluo proveniente dalla vasca di equalizzazione, così da portare le caratteristiche dello stesso entro i limiti fissati dalla legge per gli scarichi.

Il processo realizzato in ciascuna linea è un processo biologico a fanghi attivi, con denitrificazione e nitrificazione, basato sullo sviluppo di una popolazione acclimatata di microrganismi che utilizzano, come fonte di nutrimento, i composti organici presenti nel refluo. Si produce un abbattimento del COD e BOD e la trasformazione dell'azoto nitrico in azoto gassoso che viene eliminato, dopo che altri microrganismi, che utilizzano carbonio inorganico, hanno prodotto l'ossidazione dell'azoto ammoniacale.

7.1. Biologico vecchio (MS-4 e MS-5)

In testa al biologico vecchio si ha la vasca S-7 di miscelazione, dove in caso di necessità viene aggiunto acido fosforico come nutrimento base per i batteri, e, se necessario, anche i reagenti utilizzati in precedenza nella vasca di flocculazione.

Dalla vasca S-7, l'acqua stramazza nella vasca di ossidazione biologica MS-4, dove subisce il processo di denitrificazione e nitrificazione. La vasca è dotata di tre aeratori superficiali posti longitudinalmente (MA-4A÷C), uno o due dei quali rimangono spenti nella prima zona della vasca dove si ha la denitrificazione (zona in condizioni anossiche), mentre la seconda zona è aerata dal terzo aeratore superficiale e da una serie di aeratori sommersi disposti su un ragno posizionato sul fondo vasca.

L'acqua arrivata alla fine della vasca passa sotto una paratoia parzialmente immersa per trattenere le schiume, e stramazza in una canale dove, quando necessario, viene addizionato il polielettrolita per favorire l'aggregazione e la sedimentazione delle particelle; da qui arriva all'ingresso del bacino rettangolare di chiarificazione MS-5 attraverso tre canalette di direccionamento del flusso che favoriscono la sua omogenea distribuzione. Anche in tale tratto l'acqua è costretta a passare sotto una paratoia paraschiama.

Nella vasca MS-5 è presente il carroponete MA-5 che, percorrendola in senso longitudinale, ha il duplice scopo di convogliare in due zone distinte il fango superficiale e il fango depositato sul fondo. Il primo viene trascinato dalla lama superficiale del carro ponte al pozzetto di raccolta S-40, il secondo viene aspirato dal fondo della vasca tramite una pompa presente sul carroponete per poi essere convogliato in una canale laterale e da lì al pozzetto di raccolta S-9 da dove trabocca nella vasca biologica e costituisce il fango di ricircolo.

Il restante fango biologico viene invece estratto con delle pompe e inviato all'ispessitore MS-14, adibito al trattamento del solo fango biologico.

Caratteristiche costruttive delle vasche di ossidazione biologica MS-4	
Lunghezza (L)	48 m
Larghezza (l)	16 m
Profondità (h)	4 m
Altezza pelo libero in vasca	3,5 m
Volume (V)	2700 m ³
Portata massima di progetto (Q)	240 m ³ /h
Portata di ricircolo fanghi (Qr)	310 m ³ /h
Tempo di residenza idraulico ($t = V / Q_p$)	3 h
Solidi sospesi (MLSS) di progetto	2500 mg/l
Rimozione del COD	76,5 %
Rimozione dell'Ammoniaca (NH ₃)	96,4 %
Rimozione degli idrocarburi	80%
Rimozione dei Nitrati (NO ₃)	62 %

Caratteristiche costruttive del chiarificatore MS-5	
Lunghezza (L)	48 m
Larghezza (l)	10 m
Profondità (h)	4 m
Portata lorda in ingresso (Ql)	640 m ³ /h
Portata in uscita (Qu)	320 m ³ /h
Volume (V)	1296 m ³
Tempo di residenza idraulico ($t = V / Q_p$)	1,7 h

L'acqua chiarificata, per stramazzo nella vasca di chiarificazione MS-5, convoglia al pozzetto di raccolta S-35; da qui una parte viene scaricata in mare ed un'altra viene inviata all'impianto di filtrazione.

7.2 Biologico nuovo

Il nuovo impianto biologico è articolato in due linee identiche e parallele (linea A e linea B), ciascuna composta da due bacini ben distinti:

- bacino di denitrificazione BA-102A/B;
- bacino di nitrificazione BA-103A/B.

Il refluo arriva nella canale di distribuzione BA-101A/B dove se necessario avviene l'inoculo della carica batterica e vengono additivati acido solforico, soda, solfato ferroso, acido fosforico e metanolo utilizzato come fonte di carbonio organico, a seconda delle necessità di trattamento.

Dalla canale il refluo passa sotto una paratoia e arriva nella vasca di denitrificazione BA-102A/B costituita da sei celle comunicanti poste in serie, attraverso le quali il refluo segue un percorso obbligato che garantisce al fluido un tempo di permanenza idraulico maggiore ed una migliore miscelazione operata per mezzo di agitatori sommersi. La miscelazione è di tipo lento, in modo da evitare il più possibile l'ossigenazione del refluo ed avere così le condizioni anossiche necessarie per la denitrificazione.

Da qui l'acqua fluisce, tramite una paratoia di ingresso, alla zona di nitrificazione BA-103 A/B che riceve inoltre una parte di refluo proveniente dalla canale BA-101 A/B la quale svolge infatti anche la funzione di by-pass della sezione di denitrificazione in base alle richieste di trattamento.

In questa zona il liquame viene aerato tramite delle unità di diffusione aria costituite da diffusori cilindrici in propilene che formano bolle di dimensione opportuna.

Dalla vasca di nitrificazione, dove avviene sia la rimozione degli inquinanti organici residui che la rimozione dell'azoto ammoniacale trasformato in azoto nitrico, tramite un canale centrale parte della miscela aerata viene ricircolata in testa alla denitrificazione assieme al ricircolo dei fanghi

Allegato B18 Rev.1

provenienti dalla vasca di raccolta fanghi del chiarificatore.

Caratteristiche costruttive della vasca di denitrificazione BA-102	
Lunghezza (L)	30 m
Larghezza (l)	13 m
Profondità (h)	6,9 m
Volume (V)	4992 m ³
Portata massima di progetto (Qp)	800 m ³ /h
Portata di progetto miscela areata (Qa)	1200 m ³ /h (per canale di alimentazione)
Portata di progetto ricircolo fanghi (Qr)	800 m ³ /h
Tempo di residenza idraulica (t)	5 h

Caratteristiche costruttive della vasca di nitrificazione BA-103	
Lunghezza (L)	27,75 m
Larghezza (l)	16 m
Profondità (h)	6,3 m
Volume (V)	7020 m ³
Portata massima (Q)	800 m ³ /h
Tempo di residenza idraulica (t)	2,5 h
Solidi sospesi (MLSS) di progetto	2500 mg/l

Rendimenti di rimozione nel nuovo biologico	
Rimozione del COD	73 %
Rimozione dell'Ammoniaca (NH ₃)	88 %
Rimozione dei Nitrati (NO ₂)	62 %
Rimozione degli idrocarburi	80%

L'effluente in uscita dalla sezione di nitrificazione, passa poi per gravità ai due chiarificatori BA-104A/B, dove avviene la separazione tra acqua ormai depurata, ed il fango biologico.

Le vasche hanno forma circolare di diametro pari a 32 m con il fondo conico in leggera pendenza; ciascuna è dotata di un carroponete mobile munito di lame raschiafanghi e schiumatrici.

Caratteristiche costruttive e di esercizio dei chiarificatori BA-104	
Diametro (D)	36 m
Superficie (S)	1018 m ²
Altezza (h)	4 m
Portata lorda in ingresso (Qp)	2570 m ³ /h
Portata effluente (Qu)	1292 m ³ /h
Carico del fango (Cf)	355 m ³ /h
Età del fango (E)	8 – 10 d
Tempo di residenza (t)	5 h

Da uno stramazzo periferico l'acqua fluisce alla vasca acqua chiarificata BA-109, da dove viene mandata in parte all'unità di filtrazione e in parte in mare, previo controllo analitico.

I fanghi raccolti sul fondo vengono inviati nella vasca di raccolta BA-107 e da lì una parte va in ricircolo alla canale che alimenta la sezione di denitrificazione. I restanti fanghi, assieme alle schiume, vengono mandati all'ispessitore BA-106.

8. SEZIONE DI FILTRAZIONE

La sezione di filtrazione è costituita da una batteria di tre filtri a sabbia, e da una seconda batteria di sei filtri a sabbia-antracite. Quelli a sabbia sono costituiti da un letto filtrante composto da due granulometrie di sabbia intimamente miscelate tra loro, mentre i gli altri sono costituiti da due strati sovrapposti di sabbia e antracite.

Caratteristiche costruttive dei filtri a sabbia/antracite F-101	
Portata di progetto (Qp)	70 m ³ /h
pH di esercizio	6 – 8
Temperatura di esercizio	20 – 35 °C
Temperatura massima di progetto	80 °C
Pressione di progetto (p)	7 bar
Diametro (D)	3 m
Altezza fasciame (Hf)	2,5 m
Altezza totale (h)	4,7 m
Area filtrante (S)	7 m ²
Velocità di filtrazione (v)	10 m/h
Capacità media di trattenimento (C)	3,5 Kg/m ²
Durata della filtrazione (d)	24 h

Caratteristiche costruttive dei filtri a sabbia F-51	
Portata di progetto (Qp)	100 - 125 m ³ /h
pH di esercizio	7 – 7,5
Temperatura di esercizio	30°C
Temperatura massima di progetto	40°C
Pressione di progetto (p)	2,5 kg/cm ²
Diametro (D)	2,6 m
Carico inquinante massimo (Cmax)	20 – 40 Kg/m ²
Velocità normale di filtrazione (v)	18,8 – 23,5 m ³ /m ² *h

9. SEZIONE DI ISPESSIMENTO

I fanghi provenienti dal chiarificatore, prima di essere inviati alla stabilizzazione vengono ispessiti per ridurre drasticamente il loro contenuto d'acqua fino a renderli movimentabili. L'impianto TAS è dotato di tre ispessitori a gravità, MS-11, MS-14 e BA-106, dove il processo di ispessimento avviene per sedimentazione di massa.

I fanghi biologici raccolti in BA-104 e MS-5 vengono ispessiti separatamente dai fanghi oleosi provenienti dalle vasche API e dai flottatori. In questo modo l'ispessitore MS-14 viene adibito all'ispessimento dei fanghi da MS-5, l'ispessitore BA-106 ai fanghi dal BA-104 e l'ispessitore MS-11 ai fanghi oleosi di API e MS-12.

In tutti gli ispessitori l'alimentazione è centrale, distribuita mediante un cilindro coassiale all'albero del meccanismo raschiafanghi. I fanghi sono estratti dal pozzetto di fondo, mentre le acque surnatanti sfiorano attraverso uno stramazzo lineare, in una canaletta posta perimetralmente alla parete cilindrica.

Caratteristiche costruttive dell'ispessitore MS-11	
Diametro (D)	14 m
Superficie (S)	153 m ²
Altezza (h)	3 m
Volume utile (Vu)	420 m ³
Portata in ingresso (Qp)	38 m ³ /h
Tempo di residenza idraulica (t)	11 h

Caratteristiche costruttive dell'ispessitore MS-14	
Diametro (D)	6,5 m
Superficie (S)	33 m ²
Altezza (h)	3,8 m
Volume utile (Vu)	115 m ³
Carico specifico dei fanghi (Cf)	77 kgSS / (m ³ *d)
Portata in ingresso (Qp)	8 – 10 m ³ /h
Tempo di residenza idraulica (t)	16 h

Caratteristiche costruttive dell'ispessitore BA-106	
Diametro (D)	11 m
Superficie (S)	95 m ²
Altezza (h)	4 m
Volume utile (Vu)	332,5 m ³
Portata in ingresso (Qp)	15 – 50 m ³ /h
SS influente	8 – 15000 mg/l
SS effluente	500 – 1000 mg/l
Portata effluente	11 – 50 m ³ /h
Portata di fango	4 – 10 m ³ /h
Tempo di residenza idraulica (t)	6,65 h

IMPIANTO ECOTEC

Di seguito viene fornita una sintetica descrizione funzionale dell'impianto ECOTEC.
L'impianto è di proprietà ECOTEC ed è gestito dalla stessa.

Stoccaggio ed omogeneizzazione della torbida

La torbida proveniente dall'impianto T.A.S. della SARAS viene convogliata in un serbatoio riscaldato di stoccaggio/omogeneizzazione T - 06.

Centrifugazione e separazione delle fasi solida, liquida e oleosa

Tramite la pompa "monovite" P-60-2 A/B, la torbida proveniente dal T 06 viene avviata alla centrifuga S-01 previa additivazione di polielettrolita proveniente dal dissolutore T-01 attraverso la pompa "monovite" P 40-1, allo scopo di separare le fasi solida e liquida..

La fase liquida è convogliata attraverso la fognatura oleosa al trattamento delle acque di scarico della raffineria.

Stabilizzazione oleosa e solidificazione fanghi

Il pannello dei fanghi separato nel decantatore S-01 viene inviato tramite coclea H-02 al MIXER ROTATIVO nel quale viene additivato di CaO, di bentonite e catalizzatore di equilibrio e così inertizzato, viene scaricato in cassoni scarrabili e smaltito in discarica controllata di tipo 2B.

Trattamento rifiuti solidi

I rifiuti speciali prodotti vengono trattati, a seconda delle diverse tipologie, al fine di renderne possibile lo smaltimento in una discarica di categoria 2B.

I rifiuti eterogenei di pulizia impianto, l'allumina ed i catalizzatori esausti vengono inviati in un trituratore per la macinazione e successivamente, una volta ottenuta la pezzatura richiesta, ad un reattore mescolatore.

Allegato B18 Rev.1

Nel reattore-mescolatore i fanghi vengono additivati con calce e bentonite, al fine di ottenere un prodotto amalgamato e inertizzato che, una volta raffreddato, viene stoccato in contenitori trasportabili per il loro successivo smaltimento in discarica.

I fondami semisolidi e liquidi dei serbatoi vengono trasportati mediante autospurgo in una vasca di accumulo da cui viene recuperata una frazione oleosa (torbida) che viene inviata ad un serbatoio di stoccaggio.

I residui solidi vengono inviati ad una tramoggia di stoccaggio unitamente ai residui di bonifica dei serbatoi, alle terre inquinate ed alle sabbie.

Abbattimento fumi

I fumi prodotti dalla reazione esotermica nel MIXER ROTATIVO vengono aspirati attraverso un aspiratore U-01 vengono lavati nello SCRUBBER V-02 ed infine inviati al camino L-01.

Sezioni di incenerimento fanghi

Il forno inceneritore, fuori servizio e dal 1991 è in stato di conservazione.

Sezione di preparazione e dosaggio additivi

Nell'ambito dell'unità TAS esiste una sezione di preparazione e dosaggio degli additivi utilizzati nel processo di trattamento delle acque, e sono utilizzati i seguenti additivi:

a) Soda caustica

La soda concentrata al 50% viene stoccata in un serbatoio di volume pari a 50 m³.

La soda viene inviata alla flocculazione, al biologico ed al lavatore fumi del forno inceneritore mediante le pompe:

- P36 A/B/C portata 720 l/h

b) Polielettrolita

Il polielettrolita utilizzato è in forma solida e viene portato in soluzione mediante un apposito dispositivo automatico.

Le pompe di trasferimento hanno le caratteristiche seguenti:

- Polielettrolita alla flottazione/flocculazione:
- P27 C/D portata 700 l/h
- Polielettrolita al chiarificatore finale
- P27 A/B portata 300 l/h

c) Acido fosforico

L'acido concentrato al 40% viene stoccato in un serbatoio da 2,5 m³ e viene dosato in vasca biologica tramite :

- P 28 A/B portata 8 l/h

d) Ipoclorito di sodio

L'ipoclorito di sodio concentrato al 16% viene stoccato in un serbatoio da 15 m³.

Viene dosato sull'acqua da rinviare a rete antincendio tramite:

- P 50^A/B portata 20 l/h

Sono inoltre presenti le seguenti sezioni di preparazione e dosaggio additivi attualmente non utilizzate:

e) Solfato ferroso

Il solfato viene ricevuto come solido nella forma:

FeSO₄ - 7 H₂O.

Il prodotto viene disciolto con acqua in una apposita vasca e quindi trasferito in una seconda vasca dotata di miscelatori da cui aspirano le pompe di dosaggio.

Il volume complessivo dello stoccaggio è di 75 m³.

- Solfato ferroso alla flocculazione
- P29 C/D portata 1.640 l/h
- Solfato ferroso al bacino biologico
- P29 A/B portata 900 l/h

Allegato B18 Rev.1

f) Acido solforico

L'acido viene stoccato in un serbatoio da 3 m3 ed è possibile inviarlo al biologico, alla vasca di equalizzazione o al flocculatore con le pompe:

- P48 A/E/D portata 650 l/h
- P48 B portata 100 l/h

Aspetti ambientali

Le fasi delle attività in cui intervengono le sostanze sono riportate nella tabella di seguito allegata.

TAS / TAZ				
SOSTANZE PRESENTI	FASI ATTIVITÀ IMPIANTO TRATTAMENTO ACQUE DI ZAVORRA E METEORICHE AREA MOVIMENTO			
	ACCUMULO DISOLEAZIONE	OMOGENEIZZ.	FLOTTAZIONE	SCARICO A MARE
Acqua di zavorra	X		X	
Acque Meteoriche	X		X	
Acqua Trattata				X
Polielettrolita (Additivo)			X	
Olio	X		X	

TAS/TAZ								
SOSTANZE PRESENTI	FASI ATTIVITÀ IMPIANTO TRATTAMENTO ACQUE OLEOSE DI PROCESSO E ACQUE METEORICHE AREA IMPIANTI DI PROCESSO							
	API Separat.	Flotta-zione	Equalizzazione	Tratt. Biolog.	Filtrag-gio	Integraz.rete ant.	Scarico a mare	Ispess. Fanghi
Acqua Oleosa	X	X	X	X	X			
Acqua Meteorica	X	X	X	X	X			
Polielettrolita		X						
Olio		X						
Microrganis.			X	X				
Acqua Trattata						X	X	
Additivi			X					
Fanghi								X

EmissioniAria

Le emissioni in atmosfera tipiche degli impianti di trattamento delle acque reflue sono idrocarburi, benzene, H₂S, NH₃ e mercaptani derivanti dall'evaporazione dai serbatoi e dai sistemi che espongono la loro superficie all'aria e i VOC emessi durante le operazioni di strippaggio con aria nei trattamenti secondario e biologico.

Come è riportato nella scheda B8.1 allegata alla presente le emissioni diffuse risultano essere:

Fase	Emissioni	Descrizione	Inquinanti presenti	
			Tipologia	Quantità
Impianti di trattamento acque reflue	diffuse	Vasche API di impianto trattamento effluenti TAS	VOC	304.631 Kg/anno (C) ⁽¹⁾

Note

(1) Calcolo effettuato attraverso la formula sottoindicata e utilizzata nelle raffinerie italiane come concordato in sede di Unione Petrolifer:

$$Q.tà\ emessa = 660 \times OE \times (-6.6639 + 0.0319 \times TA - 0.0286 \times TBP_{10\%} + 0.2145 \times TW) / 100$$

OE= portata di olio in ingresso all'impianto (m³/anno)

TA= Temperatura media ambiente (°F)

TBP_{10%}=Temperatura corrispondente al 10 di TBP (°F)

TW=Temperatura media dell'acqua in ingresso all'impianto (°F)

Acqua

Potenziati rilasci in acqua possono essere sostanze residue contenute nell'effluente dopo il trattamento. Questi possono idrocarburi (disciolti o sospesi), composti organici (in particolare fenoli), composti dello zolfo (in particolare solfuri), ammoniaca/composti ammoniacali e i loro derivati dopo il trattamento. Possono essere presenti anche tracce di metalli pesanti provenienti dal desalting del graggio.

Rifiuti

I rifiuti tipici generati nell'impianto di trattamento acque di scarico (TAS) sono rappresentati dai fanghi provenienti dalle varie unità di trattamento. I trattamenti primari generano fanghi da separatore API, contenenti fenoli, metalli e oli (fino al 10%), fanghi da precipitazione chimica, contenenti coagulanti chimici e oli, fanghi da unità di flottazione, contenenti olio (fino al 30%), fanghi biologici, contenenti metalli, solidi sospesi e oli (<0,5%).. Altri rifiuti prodotti sono i fanghi prodotti dalla manutenzione di impianti e apparecchiature (rifiuto pericoloso codice CER 050106).

IMPIANTI DI TRATTAMENTO DELLE ACQUE DI ZAVORRA (TAZ)

Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante

L'impianto TAZ tratta le acque reflue derivanti da:

- Acque di zavorra delle navi petroliere;
- Meteoriche potenzialmente inquinate generali (strade, piazzali, etc);
- Autobotti (rifiuti liquidi costituiti dalle acque di sentina derivanti dalle navi private).

Storia dell'impianto

La progettazione esecutiva degli impianti in oggetto è stata effettuata dalle seguenti Società:

TERMOKIMIK
EUROTECNICA
IDI
SNAMPROGETTI
ECOIMPIANTI
G.B.A.

Capacità produttive dell'impianto

La portata massima di progetto dell'impianto è di 1.300 m³/h

Descrizione del processo e dell'impianto

TRATTAMENTO ACQUE DI ZAVORRA

L'acqua di zavorra, proveniente dalle discariche da pontile, è costituita da acqua di mare inquinata da idrocarburi con i quali è venuta a contatto nelle cisterne delle navi; ha le seguenti caratteristiche tipiche:

IDROCARBURI	100÷200 ppm
Cloruri	21000 mg/l
Salinità	38000 mg/l
pH	6-8
T	25-30°C

Prima di potere essere nuovamente immesse in mare, queste acque devono essere trattate per eliminare gli idrocarburi e il particolato presenti.

Le acque vengono prelevate dalle petroliere sotto controllo fiscale.

Il sistema di ricezione e trattamento delle acque di zavorra è costituito dalle apparecchiature seguenti:

- N. 1 collettore diam. 16" da Pontile
- N. 1 collettore diam. 24" da Pontile
- N. 2 serbatoi TK24A - TK24B di ricezione e di decantazione a cielo aperto aventi le caratteristiche seguenti:
 - tempo di permanenza 8 h
 - diametro 30 m
 - altezza 16,70 m
 - volume 12.000 m³

Allegato B18 Rev.1

- N. 1 decantatore API costituito da 4 vasche in parallelo aventi le seguenti caratteristiche:
- lunghezza 50 m
- larghezza 7,0 m
- profondità 2,2 m

Tre vasche sono utilizzate per il trattamento delle acque di zavorra.

La quarta è destinata a vasca di guardia per le acque meteoriche.

- Stazione di pompaggio:
Costituita da un unico pozzetto e da due pompe P 30C e P30D ciascuna aventi portata 1.300 m³/h, prevalenza 25 m.c. H₂O.
- Vasca di ripartizione e di carica ai 2 flottatori:
organo di ripartizione del flusso su due flottatori, dotato di dispositivo statico di miscelazione (canale a labirinto) del flocculante organico (soluzione di poliettilita).
- N. 2 flottatori di progettazione "LURGI" aventi le caratteristiche seguenti:
- portata netta 650 m³/h
- riciclo 325 m³/h
- velocità ascensionale 3,8 m/h
- pressione es. saturatore 5,5 kg/cm²
(con aria compressa)
- diametro interno 18 m
- altezza parte cilindrica 2,8 m
- Saturatore:
- volume netto 10,6 m³
- diametro 2,10 m
- altezza (cilindrica) 3,0 m
- Sistema di preparazione e dosaggio del polielettrolita:
il sistema è costituito da un "Package" automatico dotato di tramoggia a coclea dosatrice, Vasche di dissoluzione e maturazione della soluzione e di pompe dosatrici.
Il sistema è in grado di trattare da 600 a 6000 l/h di soluzione.
Le pompe dosatrici hanno le seguenti caratteristiche:
- P27E portata 1600 l/h; pressione 15 kg/cm²
- P27F portata 1600 l/h; pressione 15 kg/cm²
- Attualmente tale sistema non è utilizzato, ma il dosaggio avviene utilizzando un polielettrolita liquido immesso tramite una pompa a dosaggio fisso, la cui partenza è comandata da un segnale di livello nel canale a labirinto.
- Sistema di recupero dei flottati
Costituito da un pozzetto di accumulo e due pompe per il rilancio degli olii agli inspessitori descritti di seguito.
Le pompe hanno le seguenti caratteristiche:
- P16A portata 10 m³/h; pressione 4,5 kg/cm²
- P16B portata 10 m³/h; pressione 4,5 kg/cm²

Allegato B18 Rev.1

IMPIANTO TAZ

Attualmente le acque di zavorra vengono inviate nel serbatoio di accumulo TK-24A e da questo alle vasche di separazione API MS-7A/C; anche le acque meteoriche possono essere convogliate in una vasca TAZ allo scopo dedicata, la vasca API MS-7D. Nell'assetto normale però le acque meteoriche vengono inviate al TK24B e da qui al pozzetto V9 (acque di processo) e al TAS.

Nelle vasche API avviene la separazione della maggior parte degli oli contenuti nelle acque. La fase oleosa proveniente dalle vasche API viene inviata, per gravità, in un pozzetto di raccolta e da qui, tramite pompe, avviata ai serbatoi di recupero oli.

L'acqua effluente dalle vasche API, con portata max complessiva di 1300 m³/h, stramazza in un pozzetto da cui, a mezzo pompe, viene inviata nella vasca di ripartizione S-47 dotata di un dispositivo di miscelazione (canale a labirinto) del flocculante organico, con il compito di ripartire il flusso nei due flottatori MS-13A/B, della capacità di 650 m³/h ciascuno. In questa fase si completa la separazione dell'olio e delle sostanze in sospensione.

La flottazione prende in carica l'acqua uscente dagli API, con una portata max di 1.300 m³/h. L'acqua inviata alla flottazione ha le seguenti caratteristiche medie:

IDROCARBURI	< 50 ppm
pH	6-8
T	30°C

L'acqua scaricata dopo il trattamento di flottazione ha le seguenti caratteristiche:

IDROCARBURI	< 4 ppm
pH	6-8
T	Max 25°C

Il funzionamento dell'impianto trattamento zavorra è pertanto in discontinuo, grazie ai serbatoi di stoccaggio che consentono di drenare le acque di zavorra in modo intermittente e controllato.

TRATTAMENTO ACQUE METEORICHE

Le acque meteoriche incidenti sulla superficie dello stabilimento vengono trattate diversamente a seconda che interessino zone in cui sono presenti idrocarburi (circuiti acque di processo) e zone prive di possibili fonti di inquinamento (circuiti acque meteoriche pulite).

In entrambi i casi, prima dello scarico a mare sono previste delle vasche di guardia aventi lo scopo di fermare gli inquinanti (idrocarburi), eventualmente presenti per motivi accidentali.

Considerando che la portata normale di questi circuiti è molto ridotta, risulta possibile trasferire queste acque verso sezioni di trattamento effluenti.

Si è così previsto di convogliare queste acque sulla quarta vasca dell'impianto separatore API della zavorra e da qui rinviarle, insieme alle acque di zavorra verso la flottazione.

Questa soluzione permette di trattare continuamente le acque piovane e di scaricarle a mare dopo sola decantazione, unicamente durante situazioni di emergenza meteorologica.

Allegato B18 Rev.1

Le attrezzature installate consistono in due stazioni di sollevamento e pompaggio come di seguito descritto:

	PORTATA m³/h	PREVALENZA m.c.l.
SFP11A	750	25
SFP11B	750	25
SFP1	100	26
SFP8A	50	-
SFP8B	50	-
SFP12A	500	20
SFP12B	500	20
SFP3	100	26

In condizioni normali sono in esercizio le pompe SFP1 e P3.

In condizioni di piovosità eccezionale entrano in esercizio le altre pompe.

In tale eventualità si sospende il trattamento della zavorra per fare spazio alla possibilità di trattare l'acqua piovana.

E' da notare inoltre che la portata attraverso i flottatori può essere portata dai 650 m³/h di ciascuna unità a circa 900-1000 m³/h in quanto l'impianto è progettato per funzionare in ricircolo oppure in "split-flow".

Solo per portate esuberanti i valori suindicati interviene lo scolmatore di emergenza, che dirotta verso il mare l'acqua piovana in uscita dalla vasca del separatore API o dalla stazione di sollevamento.

Aspetti ambientali

Le fasi delle attività in cui intervengono le sostanze sono riportate nella tabella di seguito allegata.

TAS / TAZ			
SOSTANZE PRESENTI	FASI ATTIVITÀ IMPIANTO TRATTAMENTO ACQUE DI ZAVORRA E METEORICHE AREA MOVIMENTO		
	ACCUMULO DISOLEAZIONE OMOGENEIZZ.	FLOTTAZIONE	SCARICO A MARE
Acqua di zavorra	X	X	
Acque Meteoriche	X	X	
Acqua Trattata			X
Polielettrolita (Additivo)		X	
Olio	X	X	

TAS/TAZ								
SOSTANZE PRESENTI	FASI ATTIVITÀ IMPIANTO TRATTAMENTO ACQUE OLEOSE DI PROCESSO E ACQUE METEORICHE AREA IMPIANTI DI PROCESSO							
	API Separat.	Flotta-zione	Equalizzazione	Tratt. Biolog.	Filtrag-gio	Integraz.rete ant.	Scarico a mare	Ispess. Fanghi
Acqua Oleosa	X	X	X	X	X			
Acqua Meteorica	X	X	X	X	X			
Polielettrolita		X						
Olio		X						
Microorganis.			X	X				
Acqua Trattata						X	X	
Additivi			X					
Fanghi								X

(*) Impianti attualmente fuori servizio, in stato di conservazione

Emissioni

Aria

Le emissioni in atmosfera tipiche degli impianti di trattamento delle acque reflue di zavorra sono idrocarburi, derivanti dall'evaporazione.

Acqua

Potenziali rilasci in acqua possono essere sostanze residue contenute nell'effluente dopo il trattamento. Questi possono idrocarburi (disciolti o sospesi) e composti.

Rifiuti

I rifiuti tipici generati nell'impianto di trattamento acque di scarico (TAZ) sono rappresentati dai fanghi provenienti dalle varie unità di trattamento. I trattamenti primari generano fanghi da separatore API, fanghi da precipitazione chimica, contenenti coagulanti chimici e oli, fanghi da unità di flottazione, contenenti olio (fino al 30%). Altri rifiuti prodotti sono i fanghi prodotti dalla

IMPIANTI DI TRATTAMENTO DELLE ACQUE INDUSTRIALI (TMK)

Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante

Nell' impianto **TMK** avviene il trattamento dell'acqua grezza prelevata dalla rete industriale del CASIC. In esso si produce acqua chiarificata ed acqua demineralizzata.

L'acqua avviata al sistema di trattamento subisce una serie di operazioni, quali un trattamento chimico-fisico per abbattere la durezza temporanea e la torpidità, una filtrazione, una demineralizzazione e demonizzazione, una potabilizzazione.

Storia dell'impianto

La progettazione esecutiva degli impianti in oggetto è stata effettuata dalle seguenti Società:

TERMOKIMIKEUROTECNICA
IDI
SNAMPROGETTI
ECOIMPIANTI
G.B.A.

Descrizione del processo e dell'impianto

SISTEMA DI ACQUA GREZZA(TMK) e DISSALAZIONE

L'approvvigionamento d'acqua dolce grezza della Raffineria avviene essenzialmente tramite l'acquedotto industriale CASIC "Consorzio Area Sviluppo Industriale" di Cagliari, alimentato dagli invasi del fiume Flumendosa direttamente utilizzata per il parziale rabbocco delle torri di raffreddamento, con integrazione proveniente dall'acqua di recupero dell'impianto TAS.

L'acqua in ingresso con portata variabile da 500 a 700 m³/h viene raccolta in due bacini in calcestruzzo della capacità di 20000 m³ e in un serbatoio a cielo aperto da 2500 m³ da cui viene prelevata per servire i seguenti utilizzi:

Sistema rete antincendio

Sistema acqua servizi

Unità trattamento acque

Rete antincendio di raffineria;

Rabbocco sistema di raffreddamento torri Fluor nel ciclo di refrigerazione, dedicato all'unità Alchilazione

L'acqua grezza viene utilizzata senza subire trattamento, mentre per l'impianto di trattamento l'acqua subisce un percorso di seguito descritto:

L'impianto di trattamento è costituito principalmente dalle seguenti sezioni di trattamento e/o operative:

- Sezione di stoccaggio e rilancio acqua grezza.

Impianto di trattamento costituito a sua volta da:

- o Unità di chiariflocculazione (reactivator)
- o Unità di filtrazione su sabbia (filtri manovalve)
- o Unità di correzione pH (acidificazione)

- Sezione di stoccaggio e rilancio dell'acqua chiarificata e condizionata chimicamente (correzione pH, make-up per torri di raffreddamento, acqua di processo, acqua per alimento impianto di potabilizzazione)
- Sezione di stoccaggio e rilancio dell'acqua chiarificata e filtrata per l'alimentazione dell'impianto di demineralizzazione
- Sezione di stoccaggio e dosaggio reattivi chimici

Allegato B18 Rev.1

Il ciclo di trattamento è sommariamente descritto nel seguito.

L'acqua grezza di origine superficiale viene dapprima stoccata in due vasche della capacità di 10000 m³ ciascuna, da cui viene alimentato per gravità il serbatoio di stoccaggio dell'acqua grezza S53-TK1; dalle vasche aspirano le pompe AG-P1, AG-P2 e S3-P1A che alimentano la rete antincendio; la capacità complessiva delle tre pompe è di 1800 m³/h ad una pressione di circa 100 barg.

Dal serbatoio dell'acqua grezza le pompe S20-MP8A/B provvedono ad alimentare l'impianto di trattamento mentre le pompe S20-P25A/B alimentano un circuito acqua di servizio e la pompa S20-MP8C, che può pescare anche dal serbatoio nell'acqua chiarificata S3TK2, può provvedere in caso di emergenza (indisponibilità di acqua chiarificata e acidificata), ad alimentare le torri di raffreddamento FLUOR.

L'impianto di trattamento prevede inizialmente un decantare rapido REACTIVATOR completo di accessori e apparecchiature atte a dosare i necessari reattivi.

L'acqua grezza in ingresso subisce nel Reactivator un trattamento di chiarificazione (rimozione torbidità) e di parziale addolcimento (riduzione durezza temporanea).

L'acqua in uscita al decantatore, va ad alimentare due linee:

La prima va direttamente, per gravità, in una vasca di accumulo (vasca acqua chiarificata S20-V3) dopo essere stata acidificata con acido solforico. Da qui tramite due pompe denominate S20.P16/A e B, tre pompe denominate S20.P15/A/B/C, ed infine due pompe denominate S20.P28/A e B, viene prelevata acqua chiarificata e acidificata (pH pari a 7,5 ÷ 8) e smistata rispettivamente alla rete acqua di processo, alle torri di raffreddamento e alla sezione di potabilizzazione e ad Enichem.

La quantità d'acqua chiarificata che non viene né inviata all'unità di filtrazione né acidificata e inviata alla vasca S20V3 viene accumulata per gravità nel serbatoio di stoccaggio dell'acqua chiarificata S3-TK2 (capacità 2500 mc).

Sul serbatoio sono installati un indicatore di livello S20-LI11 ed un trasmettitore di livello S20-Lt3 con registrazione a DCS di tale parametro.

La seconda linea va ad alimentare, per gravità e con un idoneo ripartitore di portata, 4 filtri Monovalve dai quali, viene poi convogliata in due vasche di accumulo (vasche acqua filtrata S20-V5 e S20-V16). Da quest'ultime mediante pompe, viene poi inviata alla sezione di demineralizzazione e può alimentare, in alternativa all'acqua chiarificata e acidificata prelevata dalla vasca S20-V3, le pompe S20-MP16A7B delle rete acqua di processo.

Più precisamente nella vasca S20-V5 sono installate 3 pompe centrifughe verticali S20-P17 D/F/G mentre in prossimità della vasca S20-V16 sono installate tre pompe orizzontali S20-MP 17 A/B/C.

Il trattamento chimico viene effettuato in un decantatore addolcitore costruito dalla TERMOKIMIK CORPORATION su licenza GRAVER (portata nominale 1300 m³/h), mediante additivazione di reattivi chimici (idrossido di calcio, cloruro ferrico e polielettrolita) il cui dosaggio viene regolato automaticamente (Ca(OH)₂) o manualmente (FeCl₃ e polielettrolita).

Viene abbattuta la durezza temporanea mediante aggiunta di latte di calce e viene ridotta la torbidità con opportuni agenti coagulanti e flocculanti.

Il passaggio dell'acqua chiarificata attraverso i filtri Monovalve ne riduce il contenuto di solidi sospesi e la torbidità.

Un dosaggio di acido solforico, controllato automaticamente, viene effettuato sulla frazione di acqua in uscita del decantatore che va direttamente alla vasca acqua chiarificata.

Il dosaggio di acido solforico viene effettuato direttamente nella vasca S20-V3 ed è regolato automaticamente per mantenere costante (valore di set) il pH rilevato in uscita dalla vasca.

Allegato B18 Rev.1

Il processo di pretrattamento, filtrazione e acidificazione è quindi atto alla riduzione della durezza temporanea e alla chiarificazione di acqua, avente colore torbido, contenente solidi in sospensione e impurità organiche, mediante coagulazione e filtrazione con eventuale aggiunta finale di acido per la correzione del pH a seconda della destinazione d'uso dell'acqua trattata.

La sezione di demineralizzazione è costituita nel suo complesso da 4 linee di produzione di acqua deionizzata, ciascuna composta da uno scambiatore CATIONICO (forte) e da uno scambiatore ANIONICO, tipo a letto stratificato – “Strata bed” – (debole-forte) e da due unità a LETTO MISTO.

Queste linee di demineralizzazione garantiscono una portata di 1175 m³/h ciascuna e vengono esercite in coppia; mentre i letti misti lavorano una portata max di 300 m³/h.

Il sistema di rigenerazione prevede l'utilizzo di soluzione di acido solforico e soda caustica rispettivamente per le resine cationiche e anioniche con sequenza di operazioni automatiche comandate da programmatore elettronico.

Le soluzioni rigeneranti esauste (eluati) vengono inviate alla sezione di neutralizzazione, dove vengono omogeneizzate ed additivate con acido solforico e/o soda caustica per la correzione del pH prima dello scarico finale.

Il sistema è costituito da due serbatoi di raccolta ed omogeneizzazione (tramite pompe di riciclo e agitatori) di capacità idonea a trattare l'effluente di due rigenerazioni successive.

Lo scarico è costituito da una linea dedicata con un pozzetto intermedio, avente la sonda di misura di pH ed un pozzetto valvolato di scarico finale a mare, dove è possibile effettuare i campionamenti da parte delle Autorità competenti.

L'impianto di demineralizzazione è di costruzione TERMOKIMIK CORPORATION.

Potabilizzazione:

Mediante filtrazione in n. 2 filtri a sabbia in pressione con sistema di pulizia in controlavaggio e clorazione a mezzo ipoclorito di sodio con controllo di cloro residuo in linea.

Le utenze servite dall'impianto trattamento acque sono le seguenti:

A) Torri di raffreddamento mediante invio di acqua chiarificata previa acidificazione a pH 7 .
Tale acqua costituisce il reintegro ai due sistemi di refrigerazione in ciclo chiuso che servono separatamente l'impianto alchilazione e il resto degli impianti di produzione.

I due sistemi di refrigerazione sono costituiti rispettivamente da n. 3 celle di fornitura FLUOR C in controcorrente d'aria con n. 4 pompe di circolazione da 1800 m³/h ciascuna, e da n. 9 celle di fornitura MARLEY a flusso d'aria trasversale con n. 10 pompe di circolazione da 3000 m³/h ciascuna.

Le portate dell'acqua riciclate normalmente sono rispettivamente di 3500 m³/h e 20000 m³/h con una pressione di 6 kg/cm².

B) Centrale termoelettrica mediante invio di acqua demineralizzata con stoccaggio intermedio in n. 3 serbatoi di cui 2 da 1000 m³/cadauno ed 1 da 2.500 m³.

Tale acqua serve come reintegro all'acqua alimento caldaie costituita da condensa di recupero.

L'acqua alimento viene inviata in caldaia previo riscaldamento in n. 4 preriscaldatori a vapore a fascio tubiero da 85 m³/h cadauno e degasaggio in n. 3 degasatori da 170 m³/h cadauno.

C) Generatori di vapore a recupero mediante l'invio di acqua deionizzata proveniente dagli scambiatori cationici e anionici e dal dissalatore.

Tale acqua costituisce, con le condense recuperate, l'alimentazione ai generatori di vapore che utilizzano calore di recupero negli impianti di processo.

Prima dell'invio in caldaia l'acqua viene degasata in n. 2 degasatori a piatti da 150 m³/h. Un terzo degasatore da 130 m³/h è di riserva.

D) Rete acqua potabile mediante invio sulla rete di distribuzione di acqua potabile previo stoccaggio in serbatoio da 200 m³ e clorazione.

Per far fronte alle situazioni di emergenza idrica, la Raffineria è dotata di un impianto di dissalazione acqua mare, costituito da un evaporatore multiflash.

IMPIANTO DI DISSALAZIONE ACQUA DI MARE

La tecnologia di dissalazione adottata è del tipo "multiflash" ad evaporazioni successive, caratterizzata dal massimo recupero energetico dal distillato prodotto.

Il dissalatore esistente, in servizio dall'agosto del 1994, è progettato per una potenzialità massima di 350 m³/h di distillato, a fronte di un prelievo dal mare di 3.150 m³/h, di cui 2800 m³/h vengono refluiti al mare, con un incremento termico rispetto all'acqua mare di alimentazione variabile in funzione della stagione dell'anno.

La temperatura allo scarico è comunque inferiore a 35 °C in ogni condizione di marcia.

L'impianto è dotato di un sistema di alimentazione acqua mare costituito da:

- opera di presa formata da una tubazione di lunghezza pari a 230 m e diametro 1800 mm, con testata di presa posizionata sul fondale a profondità di 7 m, dotata di griglie di protezione e segnalata con boa luminosa;
- vasca di filtrazione e pompaggio, dotata di sistema di grigliatura automatica per il trattenimento del materiale in sospensione, di sistema di dissabbiamento e pompe di rilancio;
- sistema di additivazione di ipoclorito di sodio con funzioni di biocida.

Il dissalatore è costituito da un evaporatore multiflash a 14 stadi, di cui 2 di rigetto e 12 di recupero termico, alimentato con vapore a bassa e media pressione.

Completano l'installazione i sistemi di additivazione prodotti chimici, costituiti da acido solforico, agente de-ossigenante ed agente antischiuma.

Il consumo di vapore specifico è di 0,15 kg/kg di distillato prodotto, mentre il consumo di energia elettrica è di 2,7 kWh/t di distillato.

Tutte le parti a contatto con la salamoia sono in acciaio inossidabile. Le casse acqua dei condensatori, le piastre tubiere ed i tubi scambiatori della sezione di recupero, sono previsti in CuNi 90/10, mentre i tubi della sezione di rigetto sono in titanio.

Caratteristiche effluente scaricato

Le caratteristiche chimico-fisiche degli effluenti scaricati in mare sono tali da non comportare nessuna alterazione all'equilibrio del sistema idrobiologico.

Aspetti ambientali

Le fasi delle attività in cui intervengono le sostanze sono riportate nella tabella di seguito allegata.

TERMOKIMIK TMK								
SOSTANZE PRESENTI	FASI ATTIVITÀ IMPIANTO TRATTAMENTO ACQUA GREZZA (DA FIUME)							
	Accumulo	Chiarificazione	Neutralizzazione	Raffreddamento Impianti	Potabilizzazione	Filtrazione	Scambio ionico	Accumulo alimento caldaie
Acqua Grezza	X	X	X	X		X	X	X
Acqua Potabile					X			
Acqua Demineralizzata								X
Additivi		X	X		X			

Emissioni

Aria

Non si generano emissioni in aria

Acqua

Lo scarico in acqua è generato durante il processo di rigenerazione delle resine degli scambiatori cationi e e anionici. Tali eluanti in gran parte sono recuperati mentre il resto previa neutralizzazione e controllo pH, è scaricato a mare

Rifiuti

I rifiuti tipici generati nell'impianto di trattamento acque sono rappresentati dalle sabbie o dalle resine che vengono sostituite una volta esaurito il loro ciclo.

Altri rifiuti tipici sono generati dalle attività manutentive.

INTEGRAZIONI IMPIANTI DI TRATTAMENTO ACQUE

Impianto TAS

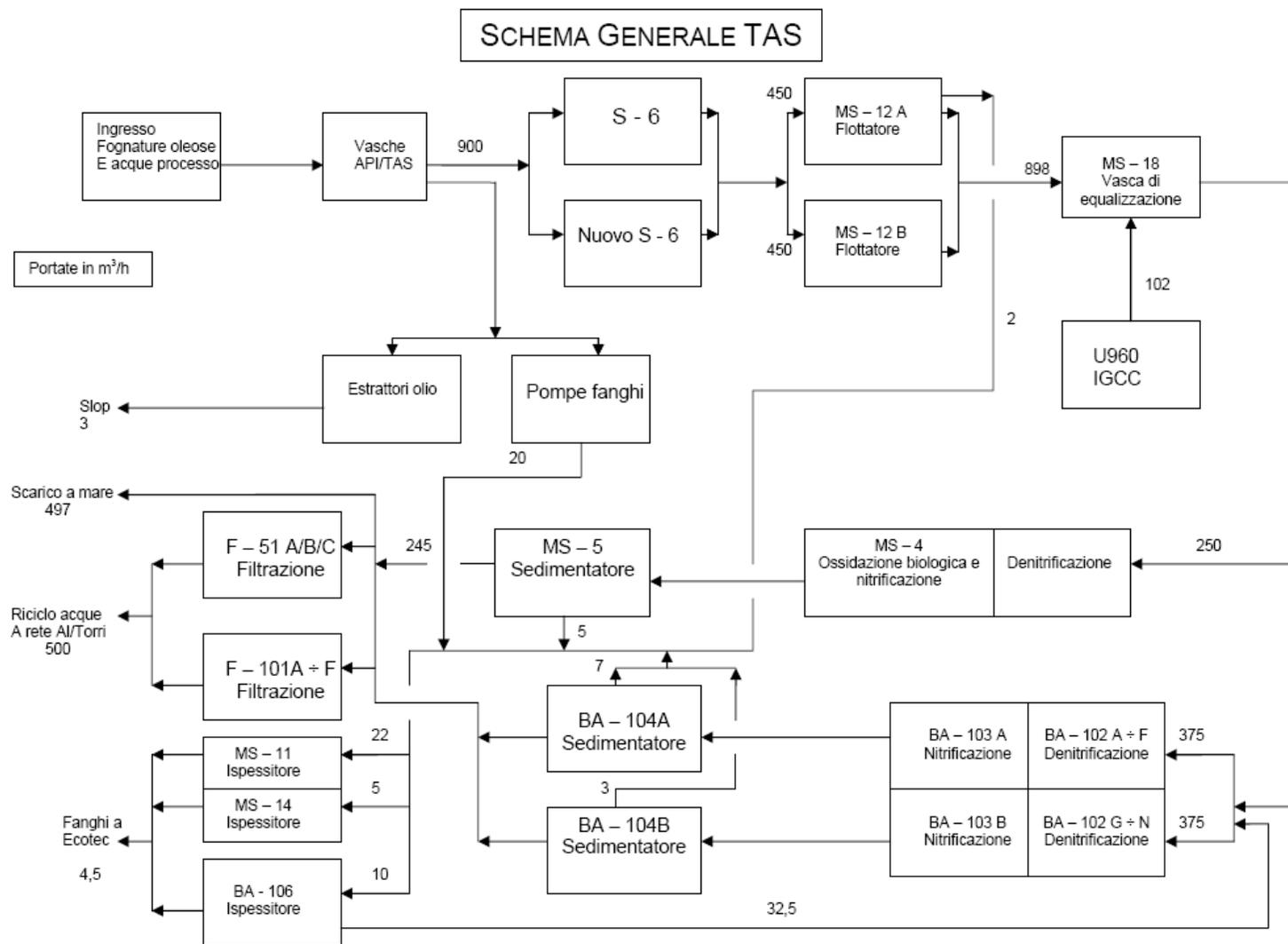
La flessibilità al carico in ingresso è garantita dalla presenza a valle dei trattamenti preliminari di una vasca di equalizzazione della capacità di 25.000 m³ che garantisce una omogeneizzazione dei carichi, assorbendo eventuali picchi, ed una portata circa costante in quanto le fluttuazioni di reflui sono gestite sulla base della percentuale di riempimento della stessa.

Il caso di reflui in arrivo con parametri difformi dai valori normali viene rilevato dall'analizzatore continuo di TOC e NH₃, posizionato in ingresso MS-18, che attiva la procedura di ricerca dell'asta fognaria interessata dall'evento.

Tutte le vasche del sistema di trattamento sono aperte. Nelle vasche API si sta procedendo al completamento della installazione dei DISCOIL a monte ed a valle che garantiscono una rapida rimozione degli eventuali idrocarburi presenti nel refluo

Per quanto riguarda la copertura delle vasche al momento si sta valutando la fattibilità tecnica.

L'efficienza viene monitorata attraverso misuratori di idrocarburi in continuo sullo scarico impianto e attraverso il monitoraggio analitico eseguito dal personale operativo.



E' in corso di realizzazione un sistema di monitoraggio in continuo di TOC e NH3, dei 5 collettori principali delle aste fognarie oleose della raffineria. Questo sistema, consentirà di minimizzare i tempi di ricerca della provenienza del refluo che incrementa i parametri di controllo del processo e permetterà un più rapido intervento correttivo.

Tale sistema consiste nel prelievo, da quattro punti differenti, delle acque reflue che verranno inviate in un unico punto di analisi (cabina di analisi).

I quattro differenti campioni verranno analizzati in successione, singolarmente, da n° 1 analizzatore di TOC che consente di controllare la quantità di Carbonio organico Totale nelle acque reflue da esaminare.

Infine le acque prelevate per il campionamento verranno scaricate in un punto di raccolta scelto (Vasche API).

Verranno realizzate n°4 prese campione di acque reflue identificate nel modo seguente:

1) - POZZETTO BIANCHI + NI → Deflusso acque da Sala Pompe Bianchi e vecchi impianti (vicinanze Torri Marley);

2) - POZZETTO NI + VI → Deflusso acque nuovi impianti e vecchi impianti (vicinanze ST1);

3) - POZZETTO FOGNA NERI → Deflusso acque da fogna Pompe Neri (Vicinanze Vasche API);

4) - POZZETTO FOGNA IGCC → Deflusso acque fogna Impianto IGCC (Vicinanze IGCC).

I liquidi presenti nei pozzetti sopraelencati hanno le seguenti caratteristiche chimico-fisiche:

1) - POZZETTO BIANCHI + VI:

- PH = 7,5÷8,5 max = 10;
- COD = 1000÷2000 ppm max = 80000 ppm;
- NH3 = 20÷50 ppm max = 500 ppm.

2) - POZZETTO NI + VI:

- PH = 7,5÷8,5 max = 12;
- COD = 1000÷1500 ppm max = 5000 ppm;
- NH3 = 20÷50 ppm

3) - POZZETTO FOGNA NERI:

- PH = 7,5÷8,5 max = 12;
- COD = 1000÷1500 ppm max = 5000 ppm;
- NH3 = 20÷50 ppm

4) - POZZETTO FOGNA IGCC:

- PH = 7,5÷8,5 max = 12;
- COD = 1000÷1500 ppm max = 100000 ppm;
- NH3 = 20÷50 ppm

Il prelievo campione avverrà per mezzo di pompe pneumatiche.

Le acque reflue prima di essere prelevate dai pozzetti tramite le pompe devono passare in un primo stadio di filtraggio per non compromettere il normale funzionamento delle pompe.

Per ogni singola linea il campione prima di essere inviato al sistema di scelta campione subirà un primo filtraggio/trattamento nelle seguenti modalità:

- 1 - POZZETTO BIANCHI + VI** : filtro particelle solide sospese,
- 2 - POZZETTO NI +VI** : filtro particelle solide sospese,
- 3 - POZZETTO FOGNA NERI** : filtro particelle solide sospese,
- 4 - POZZETTO FOGNA IGCC** : filtro particelle tipo SHOOT.

Sistema di trasporto campione

Il sistema di trasporto campione è relativo alle 4 linee di prelievo e ciascuna delle quali dovrà presentare le seguenti caratteristiche:

- Linea di campionamento in acciaio zincato della sezione da Voi dimensionata ;
- Pompa di prelievo campione da Voi dimensionata, che fornisce la pressione adeguata al trasporto dello stesso ;

Allegato B18 Rev.1

- Le linee di prelievo campione avranno le seguenti lunghezze:
 - **LINEA POZZETTO BIANCHI + NI** → L1 = 200 m;
 - **LINEA POZZETTO NI + VI** → L2 = 100 m;
 - **LINEA POZZETTO FOGNA NERI** → L3 = 200 m;
 - **LINEA POZZETTO FOGNA IGCC** → L4 = 200 m.

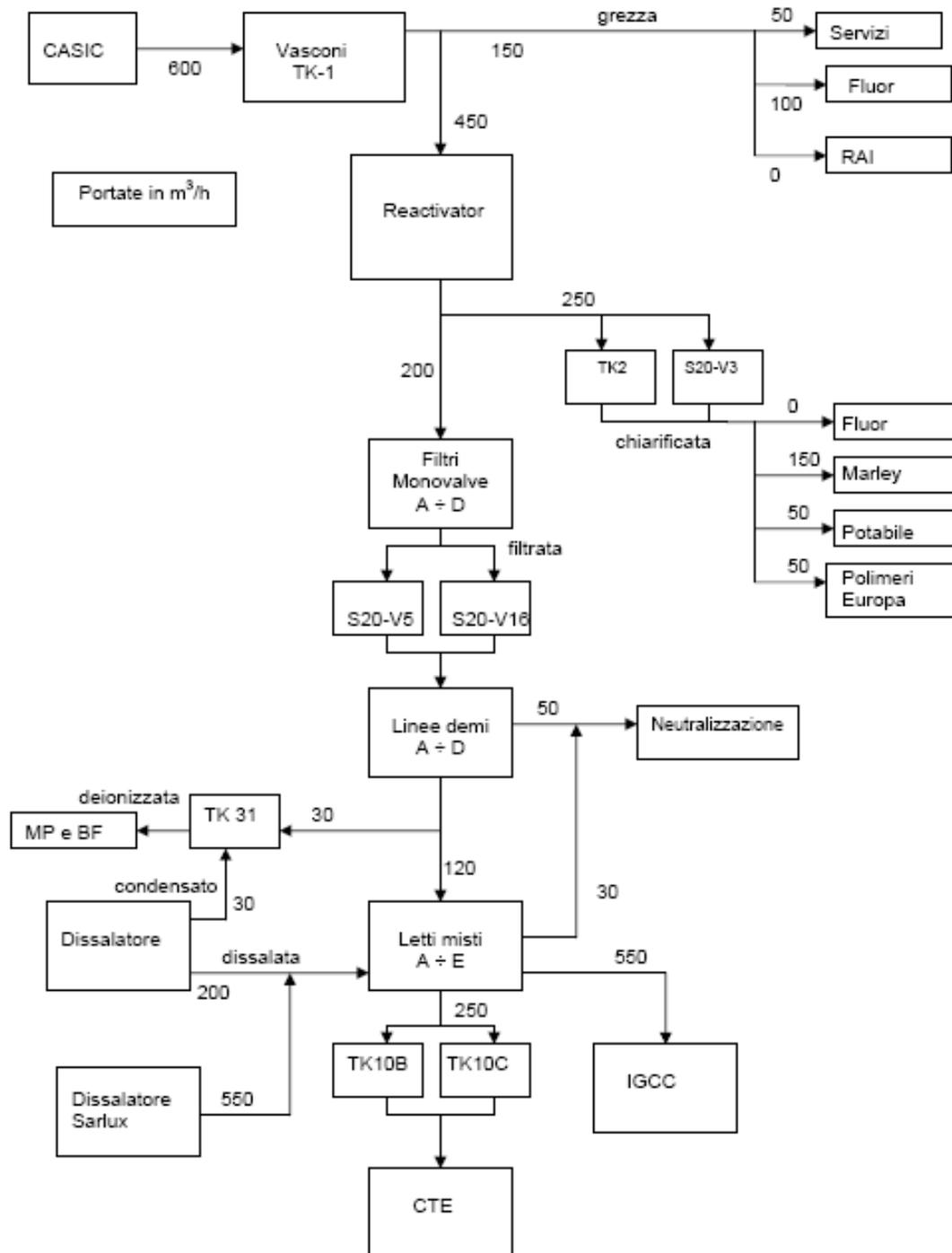
Allegato B18 Rev.1

Errore. Non si possono creare oggetti dalla modifica di codici di campo.

Impianto TMK

Tutto il sistema è in grado di modulare in funzione della necessità di acqua degli impianti.

IMPIANTO DI TRATTAMENTO DELLE ACQUE INDUSTRIALI (TMK)



Impianto di produzione acqua demi da scarico TAS

E' in corso di realizzazione (completamento previsto nel 1° semestre 2009) un impianto di filtrazione,ultrafiltrazione e osmosi inversa che consentirà di recuperare circa 200 m3/h di acqua demi da acqua in uscita dal TAS.

L'impianto di trattamento delle acque provenienti dall'impianto TAS di raffineria è composto essenzialmente da:

- Sezione di filtrazione su Pirolusite;
- Sezione di ultrafiltrazione: n° 24 linee di ultrafiltrazione operanti in parallelo;
- Sezione di osmosi inversa 1° passaggio: n° 6 linee di osmosi inversa operanti in parallelo;
- Sezione di degasazione;
- Sezione di osmosi inversa 2° passaggio: n° 6 linee di osmosi inversa operanti in parallelo;

L'impianto è stato progettato per il trattamento di acqua proveniente dal trattamento acque di scarico di stabilimento per la produzione di acqua da inviare ai letti misti per la demineralizzazione.

L'impianto ha una capacità operativa di 200 m3/h di produzione con una portata massima di acqua in ingresso pari a 400 m3/h.

Il controllo dell'intero impianto è effettuato per mezzo di un quadro di comando in cui è alloggiato un sistema di supervisione per la gestione dell'impianto.

Come si può esaminare dallo schema di processo PR-SH 999 allegato, l'acqua proveniente dall'impianto TAS, viene inviata ai filtri e quindi stoccata in un serbatoio BE07-013-TK01; da qui l'acqua è trasferita, tramite le pompe BE07-013-P01.A/B/C/D, alle unità di ultrafiltrazione; tali unità sono composte da 24 linee contenute in quattro container (n° 6 linee in ciascun container), ciascuno dei quali ha una capacità operativa di 120 m3/h di acqua da trattare. In ingresso ai filtri è previsto un dosaggio di ipoclorito di sodio per mezzo di pompa dosatrice BE07-013.PD 02A (BE07-013.PD 02B riserva passiva). L'acqua ultrafiltrata viene poi stoccata in un serbatoio BE07-013-TK02; parte dell'acqua ultrafiltrata viene utilizzata per i lavaggi delle linee di ultrafiltrazione mediante l'utilizzo delle pompe di ripresa BE07-013.P02.A /B.

L'acqua ultrafiltrata viene inviata alla sezione di osmosi inversa di 1° passaggio. Tale unità è sostanzialmente costituita da quattro linee ad osmosi inversa dalla capacità operativa di 55 m3/h di permeato per ciascuna linea (totale 220 m3/h di permeato). Le linee sono contenute in due container in ciascuno dei quali è alloggiato anche il quadro elettrico di comando e le pompe ad alta pressione di alimento delle due linee.

L'acqua in ingresso alle linee di osmosi viene addizionata di bisolfito di sodio per eliminare il cloro presente.

Allegato B18 Rev.1

L'acqua da trattare deve essere fornita a monte di ciascuna linea con portata di 75 m³/h (totale 150 m³/h di acqua alimento) ed alla pressione di 0,5-1 bar.

Ciascun container è corredato di un gruppo di flussaggio (C.I.P.), che può essere utilizzato in caso di sporcamento delle membrane. Le operazioni di lavaggio delle membrane si svolgono in modo manuale e con l'ausilio di prodotti chimici.

Il permeato prodotto dalle unità di osmosi di 1° passaggio, viene inviato ad una torre di degasazione per la rimozione della CO₂ e per caduta raccolta in un serbatoio di stoccaggio BE07-014-TK03, mentre il concentrato prodotto viene inviato allo scarico.

L'acqua permeata viene prelevata dal serbatoio stoccaggio BE07-014-TK 03 per mezzo delle pompe di ripresa BE07-014-P03.A/B ed inviata alle linee osmosi inversa 2° passaggio. Tale unità è costituita da quattro linee ad osmosi inversa dalla capacità operativa di 50 m³/h di permeato per ciascuna linea (totale 200 m³/h di permeato). Le linee sono contenute in due container in ciascuno dei quali è alloggiato anche il quadro elettrico di comando e le pompe ad alta pressione di alimento delle due linee. In ingresso alle linee di osmosi di 2° passaggio è prevista la correzione del ph mediante il dosaggio di idrato di sodio.

Il permeato prodotto viene inviato ad un serbatoio di stoccaggio BE07-014-TK04 e inviato agli utilizzi, mentre il concentrato prodotto viene inviato nel serbatoio di stoccaggio dell'acqua prodotta dal primo passo di osmosi.

Dall'impianto di ultrafiltrazione fuoriescono i seguenti scarichi:

- Scarico lavaggio filtri pirolusite (spot)
- Scarico continuo ultrafiltrazione (non permeato)
- Scarico controlavaggio "continuo" ultrafiltrazione
- Scarico CIP (spot) ultrafiltrazione
- Scarico lavaggio CIP (spot) osmosi
- Scarico continuo osmosi

I primi cinque scarichi saranno convogliati in un'unica vasca di circa 50 m³ (attrezzata con due pompe di rilancio da circa 200-250 m³/h ciascuna con partenza e fermata automatica a due differenti altezze), e trasferiti tramite una nuova linea da 10" verso l'impianto di trattamento acque di raffineria. Il troppo pieno della vasca è collegato con la rete fognaria. La vasca può ricevere anche gli scarichi CIP dopo neutralizzazione.

Lo scarico continuo di osmosi è inviato al flottatore di raffineria MS4.

Allegato B18 Rev.1

L'impianto è naturalmente corredato da pompe di alimento e scarico per tutte le diverse sezioni e pompe dosatrici degli additivi:

- Prodotto flocculante/coagulante impiegato nell'unità di filtrazione a pirolusite;
- Ipoclorito di sodio impiegato nell'unità di filtrazione a pirolusite e nell'unità di ultrafiltrazione;
- Acido citrico impiegato nell'unità di ultrafiltrazione;
- Sodio metabisolfito impiegato nell'unità di osmosi inversa;
- Antincrostante impiegato nell'unità di osmosi inversa;
- Idrato di sodio impiegato nell'unità di osmosi inversa;

Di seguito un schema dell'impianto

Allegato B18 Rev.1

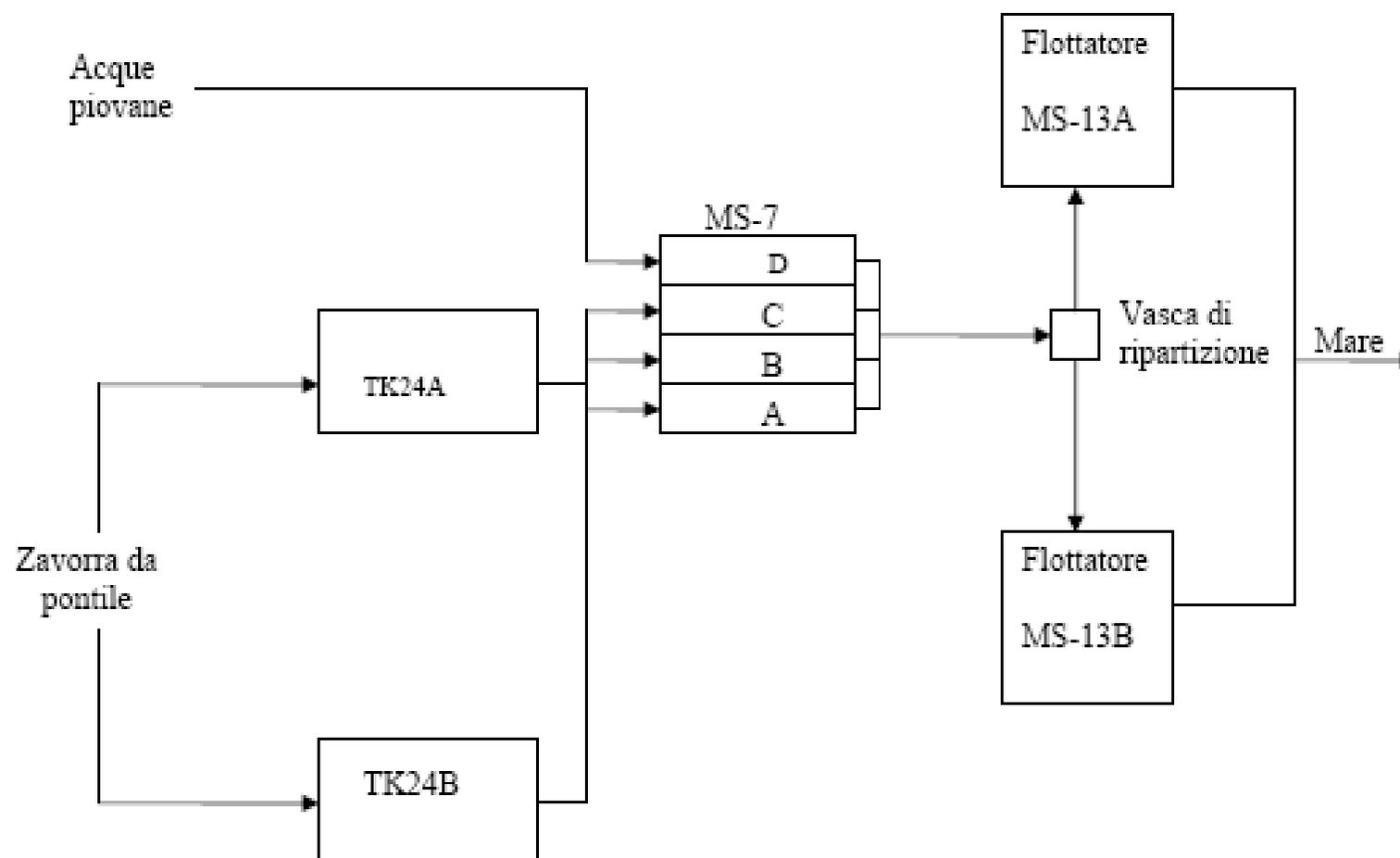
Errore. Non si possono creare oggetti dalla modifica di codici di campo.

Impianto TAZ

L'impianto viene gestito con portata costante in quanto esiste la possibilità di accumulo dell'acqua di zavorra.

L'efficienza viene monitorata attraverso misuratori di idrocarburi in continuo sullo scarico impianto e attraverso il monitoraggio analitico eseguito dal personale operativo .

IMPIANTO DI TRATTAMENTO DELLE ACQUE DI ZAVORRA (TAZ)



SISTEMA DI RAFFREDDAMENTO

Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante

Sono presenti due circuiti di raffreddamento: il circuito principale che fa capo alle Torri Marley, che copre quasi tutti gli impianti ad esclusione dell'impianto di alchilazione, che è servito da un circuito di raffreddamento dedicato che fa capo alle Torri Fluor.

Lo scambio termico avviene essenzialmente per evaporazione dell'acqua a contatto con l'aria, lo scambio dipende pertanto dall'umidità dell'aria.

I due fluidi, aria e acqua, sono portati a diretto contatto fra loro per il trasferimento di calore favorendo lo scambio termico per evaporazione dell'acqua a contatto con l'aria.

L'acqua viene pompata in cima alla torre di raffreddamento e quindi fluisce giù attraversando un riempimento che ha la funzione di massimizzare la superficie di contatto aria-acqua, mentre fluisce verso il basso l'acqua, sotto forma di gocce emette calore.

Storia dell'impianto

La torre evaporativi Marley è stata costruita in tre riprese dal 1964 al 1975 seguendo le esigenze di raffreddamento che si sono create con l'evoluzione della raffineria. La torre evaporativi fluor nasce contestualmente all'impianto alchilazione.

Capacità produttive dell'impianto

Di seguito si riporta i parametri medi idraulici e chimici delle due torri presenti in raffineria.

TORRE FLUOR		
<i>MU₁</i> (Make Up)	80-100	m ³ /h
<i>RR₁</i> (Ricircolato)	3.200/3.800	m ³ /h
<i>EV₁</i> (Evaporato)	40-60	m ³ /h
<i>BD₁</i> (Blow Down)	40-50	m ³ /h
<i>DT₁</i>	7-8	°C
<i>Nc</i> (Numero cicli)	2-2.2	
<i>Volume</i>	1000	m ³

TORRE FLUOR		
<i>pH</i>	7.2-7.6	
<i>Conducibilità</i>	600-1100	μs/cm
<i>Calcio</i>	100-200	ppm CaCO ₃
<i>Durezza totale</i>	200-400	ppm CaCO ₃
<i>Cloruri</i>	250	ppm Cl ⁻
<i>Fosfati</i>	18-20	ppm PO ₄ ³⁻
<i>Cl₂ libero</i>	0.2	ppm Cl ₂

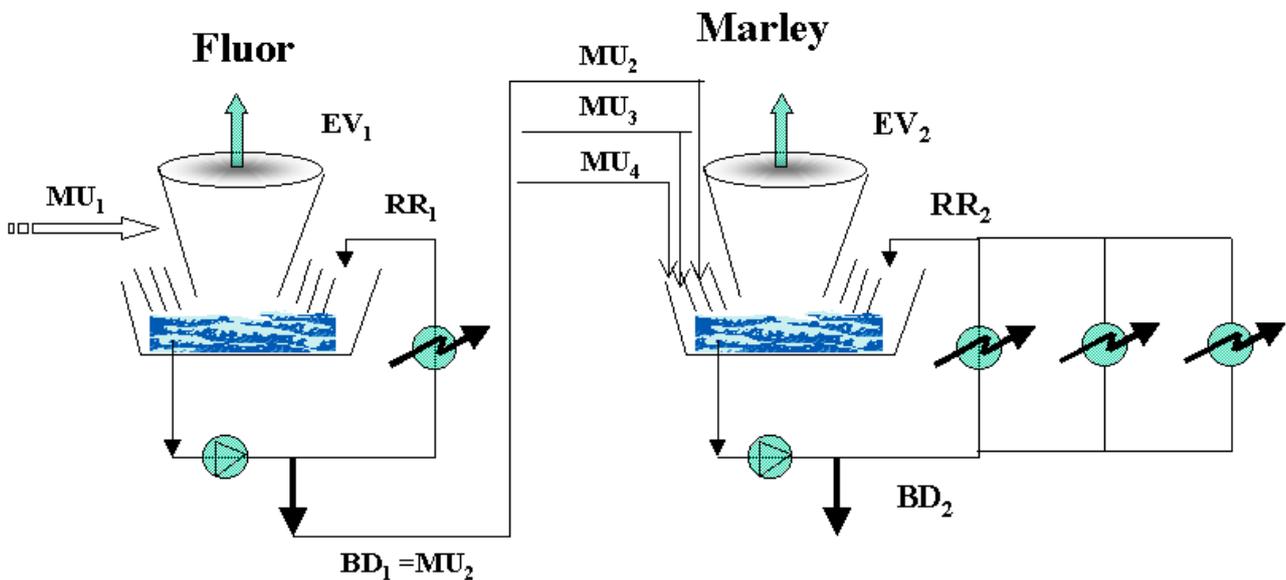
TORRE MARLEY		
<i>MU₂</i> (BD da Fluor)	40-50	m ³ /h
<i>MU₃</i> (Chiarificata)	240-100	m ³ /h
<i>MU₄</i> (TAS)	100-300	m ³ /h
<i>RR₂</i> (Ricircolato)	21.000-23.000	m ³ /h
<i>EV₂</i> (Evaporato)	200	m ³ /h
<i>BD₂</i>	180-200	m ³ /h
<i>DT₂</i>	7-8	°C
<i>Nc</i> (Numero cicli)	2.0-2.3	
<i>Volume</i>	3500	m ³

TORRE MARLEY		
<i>pH</i>	7.2-7.7	
<i>Conducibilità</i>	2500-3500	μs/cm
<i>Calcio</i>	250-350	ppm CaCO ₃
<i>Durezza totale</i>	300-400	ppm CaCO ₃
<i>Cloruri</i>	300-600	ppm Cl ⁻
<i>Fosfati</i>	10-14	ppm PO ₄ ³⁻
<i>Cl₂ libero</i>	0.2	ppm Cl ₂
<i>Batteri totali</i>	10 ³	col/ml
<i>Ammoniaca</i>	<1	ppm N/NH ₃
<i>Solidi sospesi</i>	30-50	ppm

Descrizione del processo e dell'impianto

Nella configurazione attuale il circuito è composto da:

1. torre evaporativi: 9 celle cross-flow con ventilatori a sei pale (130 kwatt ognuno). In particolare la distribuzione dell'acqua di circolazione viene realizzata in 18 bacinia cielo aperto tramite caduta attraverso ugelli con diffusori statici;
2. 10 pompe di circolazione da 3.000 m³/ora e 64 metri di prevalenza ognuna. In alcuni punti della rete sono state installate delle pompe booster per assicurare un ΔP sufficiente a garantire le portate richieste;
3. rete di distribuzione: serve tutta la raffineria, ad eccezione dell'impianto alchilazione ed è costituita da tre rami con una struttura in parte aperta a pettine ed in parte chiusa ad anello.
- 4.



MU ₁ , MU ₃	=	Acqua chiarificata (o in alcuni casi grezza)
MU ₂	=	Spurgo delle circuito Fluor
MU ₄	=	Acqua TAS

Allegato B18 Rev.1

PARAMETRI DI CONTROLLO

Controllo pH con acido solforico:

6.8 - 7.8

Controllo della corrosione con fosfati:

14 – 20 ppm PO₄

Controllo sporcamento inorganico:

25 – 30 ppm disperdente

Controllo sporcamento organico:

0.2 – 0.3 ppm Cl₂ (cloro residuo)

5 – 10 ppm biodisperdente (8465)

Concentrazione massima ammissibile nell'acqua di ricircolo:

- Calcio: 1200 ppm CaCO₃
- Cloruri: 6000 ppm Cl
- Ferro: 5 ppm Fe
- Idrocarburi: 5 ppm HC
- Ammoniaca: 50 ppm NH₃
- Solidi sospesi: 125 ppm SS

Aspetti ambientali

Tipica dei circuiti di raffreddamento è l'impatto visivo dato dalla formazione di plume di vapore.

Risorse idriche

Per la torre marley la minimizzazione del consumo di acqua è stata realizzata attraverso il riutilizzo dello spurgo della torre fluor e principalmente utilizzato come reintegro l'acqua dell'impianto TAS, opportunamente filtrata in un sistema a filtri a sabbia.

Acqua

Potenziati inquinamenti delle acque di raffreddamento da idrocarburi possono verificarsi a seguito di rotture di scambiatori.

Rifiuti

I rifiuti tipici sono generati dalle attività manutentive.

SWS (1, 2, 3)

Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante

Quasi tutti i processi di raffineria necessitano di un apporto di vapore per migliorare la distillazione o la separazione dei prodotti. Ciò genera una produzione di acqua acida e/o condensa, che possono essere contaminate da idrocarburi. L'acqua acida necessita di un trattamento prima di essere inviata all'impianto di trattamento di acque reflue o di essere eventualmente riutilizzata come acqua di lavaggio.

Gli impianti SWS1-2-3 fanno parte dell'Area Produttiva Distillazione e Desolforazione.

Le unità hanno lo scopo di rimuovere l'idrogeno solforato e l'ammoniaca dalle acque acide di processo provenienti dagli impianti di raffineria.

L'operazione si rende necessaria perché entrambi i componenti costituiscono veleno per l'impianto di trattamento biologico, dove le acque confluiscono prima di essere scaricate.

Ogni unità è inoltre costituita da due sezioni:

- Stippaggio
- Lavaggio Gas

Storia dell'impianto

La progettazione esecutiva dell'impianto SWS1 è stata effettuata dalla Società IDI.

La progettazione esecutiva dell'impianto SWS2 è stata effettuata dalla Società SNAM PROGETTI.

La progettazione esecutiva dell'impianto SWS3 è stata effettuata dalla Società T&T – Roma.

Capacità produttive dell'impianto

La capacità di trattamento delle acque acide degli impianti Sour Water Stripper è la seguente:

Impianto SWS1	:	110 t/h
Impianto SWS2	:	34 t/h
Impianto SWS 3	:	150 t/h

Descrizione del processo e dell'impianto

La tecnologia di base adottata è quella di strippaggio delle acque acide con l'utilizzo di vapore. Le acque acide provenienti dalle unità di processo sono convogliate ad un polmone che agisce da contenitore della carica dell'impianto e da sedimentatore, per la separazione della parte oleosa che potrebbe causare otturazioni nello stripper. Successivamente l'acqua viene riscaldata ed inviata allo stripper in controcorrente con vapore. I gas acidi in uscita dallo stripper sono inviati all'impianto di recupero zolfo.

IMPIANTO SOUR WATER STRIPPER 1 (SWS 1)

La separazione dell'idrogeno solforato e dell'ammoniaca avviene per strippaggio con vapore in una colonna a piatti forati (n° 30 piatti).

I prodotti di testa sono inviati alle unità di produzione Zolfo, mentre i prodotti di fondo sono inviati alle vasche API e successivamente all'impianto biologico.

L'unità è in grado di trattare 110 m³/h di acque acide con un contenuto di H₂S pari a 3000 ppm e di NH₃ pari a 2500 ppm.

Allegato B18 Rev.1

Esso è costituito dalle seguenti sezioni:

1. Strippaggio
2. Lavaggio gas.

1. Strippaggio

Le acque acide provenienti dalle lavorazioni di raffineria si accumulano nel polmone di carica S20D40; gli idrocarburi che si separano per peso specifico sono inviati al recipiente S1D112 e inviati a stoccaggio (ST-2) per successiva rilavorazione con le pompe S1 P22 A/B.

L'acqua è aspirata dalle pompe P101 A/B ed inviata in carica alla C 101 ; prima di entrare in colonna è preriscaldata nello scambiatore E 105 dove scambia con i vapori di testa precedentemente condensati nel condensatore ad aria AE-101; la carica viene inoltre preriscaldata nello scambiatore a piastre E-101 , dove scambia con l'effluente di fondo colonna. Successivamente passa nello scambiatore E 103 utilizzato solo in fase di avviamento per portare la temperatura di carica al valore richiesto con vapore a 3,5 atm.

L'acqua viene inviata in carica alla colonna sul 23° piatto o sul 30°; il calore di strippaggio viene introdotto per mezzo di un ribollitore a vapore a 12 atmosfere posto sul fondo colonna.

L'acqua trattata è prelevata dal fondo C 101 con le pompe P 109 A/B che la inviano nello scambiatore E 101 , dove scambia calore con la carica, quindi è scaricata alle vasche API per essere successivamente trattata nell'impianto biologico.

I prodotti di testa della C 101 costituiti da vapore d'acqua, idrogeno solforato e ammoniaca sono inviati ad un condensatore ad aria AE-101, quindi all'accumulatore V110. I gas strippati vengono inviati alle unità di produzione Zolfo Z2/Z3/Z4.

Le condense del vapore MP (a 12 atm) di strippaggio vengono raccolte nel V111 e da qui convogliate nel V114 dove effettuano il "flash" a 3,5 atm e vengono recuperate nella rete vapore BP oppure inviate al recupero condense (S20-D2).

2. Sezione lavaggio gas

La sezione lavaggio gas è composta da un recipiente di accumulo gas (V113) e da una colonna di lavaggio (C102) con ammina.

Il gas dei polmoni di carica SWS1, SWS2 ed SWS 3 viene raccolto nel V113 e da qui inviato in carica alla colonna C102. Il gas incontra in controcorrente un flusso di ammina che viene recuperato sul fondo colonna e inviato a rigenerazione tramite le P112 A/B.

IMPIANTO SOUR WATER STRIPPER 2 (SWS 2)

Consiste essenzialmente in una colonna di 30 piatti nella quale l'acqua acida, alimentata sul piatto di testa, viene "strippata" con vapore iniettato al fondo, per renderne accettabile lo scarico in fogna a seguito della eliminazione del contenuto in H₂S e NH₃.

L'acqua da trattare, proveniente in normali condizioni dall'MHC, viene raccolta nell'accumulatore di carica S2-D2.

L'S2-D2 separa l'olio eventualmente presente dall'acqua che viene quindi mandata in carica tramite le P1 A/B.

L'olio separato viene inviato a slop con le P2 A/B.

L'acqua strippata viene scaricata in fogna dal fondo colonna, sotto controllo di livello, attraverso lo scambiatore recuperatore di calore S2-E2 ed il refrigerante ad acqua S2-E3. Lo scambiatore-recuperatore S2-E2 preriscalda l'acqua di carica dopo che questa si è già miscelata col riflusso caldo..

L'H₂S e NH₃ "strippati" sono convogliati nella corrente di vapore verso l'alto della colonna e attraverso la "vapor-line" raggiungono il condensatore ad aria S2-E1 e da qui sono raccolti nell'accumulatore di riflusso S2-D1.

Da qui il liquido viene rinviato in colonna mediante le P3 A/B. I vapori contenenti vapor d'acqua, ammoniaca e H₂S vengono convogliati alle unità di produzione zolfo.

Lo scambiatore-recuperatore S2-E2 è del tipo a piastre e, ad evitare intasamenti dei canalicoli, è preceduto, lato acqua trattata, dai filtri S2-FT1 A/B che trattengono le particelle aventi dimensioni superiore a 50 µ.

Come già detto, lo "stripping" è realizzato con vapore (a bassa pressione) immesso in colonna, sotto il piatto di fondo, tramite apposito distributore. La portata di vapore è in controllo di portata secondo un rapporto prestabilito con la portata dell'acqua di carica verificato da FY-01A,

Allegato B18 Rev.1

rapporto che può essere variato, se la temperatura dell'acqua stessa all'ingresso della colonna non è al valore richiesto.

In caso di bassa temperatura, l'aumento della portata di vapore fa salire leggermente la pressione di fondo colonna e quindi la temperatura dell'acqua trattata allo scambiatore a piastre S2-E2; viene così incrementato lo scambio con l'acqua di carica e di conseguenza la temperatura di questa all'ingresso colonna.

Inoltre si ha un aumento della quantità di vapore condensato che si raccoglie sul fondo colonna, con conseguente aumento della portata di acqua trattata attraverso lo scambiatore S2-E2, si aumenta così lo scambio termico.

Il livello liquido di fondo colonna è mantenuto costante da LCV-03 tramite lo scarico dell'acqua trattata. La temperatura dell'effluente dal condensatore vapori di testa S2-E1 viene controllata dal TRC-01 agendo sulla posizione delle serrande del condensatore stesso.

IMPIANTO SOUR WATER STRIPPER 3 (SWS 3)

Le acque acide provenienti dagli impianti di processo della Raffineria, raccolte in tre collettori principali, sono collegate all'accumulatore di carica S3-D1 presente nell'impianto SWS3.

Tale accumulatore di carica raccoglie sia le acque acide provenienti dalla linea di produzione dell'impianto MHC2, sia una quota delle acque acide meno inquinate provenienti dagli altri impianti di Raffineria.

Nell'accumulatore avviene una prima separazione della fase oleosa presente nella carica, la quale viene inviata al sistema di recupero dell'olio, costituito dal separatore S3-D112. Di qui la fase idrocarburica è inviata a slop.

I gas rilasciati dall'accumulatore S3-D1 vengono normalmente inviati all'esistente sistema di abbattimento con ammina (assorbitore S1-C102).

L'acqua acida disoleata in uscita dall'accumulatore S3-D1 costituisce la carica alla colonna di strippaggio S3-C1, dove l' NH_3 e l' H_2S presenti, vengono strippati in controcorrente con vapore vivo.

I gas di testa colonna S3-C1, previa condensazione nello scambiatore ad aria S3-E2 e nello scambiatore a fasci tubieri S3-E5 (in controcorrente con la carica in ingresso colonna), vengono raccolti nell'accumulatore di riflusso testa-colonna S3-D2.

Il gas acido presente in S3-D2 è inviato, sotto controllo di pressione, all'impianto zolfo.

L'acqua purificata è inviata dal fondo colonna allo scambiatore S3-E3, dove cede calore alla carica in ingresso colonna e, dopo ulteriori raffreddamenti, all'impianto di trattamento API/TAS, oppure a stoccaggio (TK-1)

Aspetti ambientali

Sostanze inquinanti

Nelle seguenti tabelle sono riportate le sostanze presenti negli impianti SWS 1, 2 e 3.

Impianto	Sostanze pericolose presenti	Quantità massima (t)
SWS1	H_2S	0,06
	Fuel Gas	3,5
SWS2	H_2S	0,1
	Fuel Gas	0,5
SWS3	H_2S	5,707

Allegato B18 Rev.1

Impianto	Sostanze pericolose presenti	Quantità massima (t)
	Fuel Gas	0,39
	Gasolio	7,13

Le fasi delle attività in cui intervengono le sostanze sono riportate nella tabella di seguito allegata.

S.W.S. (SOUR WATER STRIPPER) 1/2/3			
SOSTANZE PRESENTI	SEZIONI DELL'IMPIANTO		
	CARICA	STRIPPER	A IMPIANTI ZOLFO
ACQUA ACIDA	X	X	
ACQUA STRIPPATA		X	
H ₂ S	X	X	X
NH ₃	X (*)	X (*)	X
HC	X		

(*) Diluita in fase acquosa

Emissioni

Aria

L'unità SWS produce gas acido contenente H₂S è inviato agli impianti Z2, Z3 e Z4 per il recupero dello zolfo .

Acqua

L'unità SWS produce acque reflue che possono essere utilizzate come acqua di lavaggio del desalter, con adeguate concentrazioni di H₂S e NH₃. Tali limiti sono richiesti per evitare la corrosione negli impianti a valle. In alternativa le acque reflue di strippaggio possono essere inviate all'impianto di trattamento delle acque reflue di raffineria.

IMPIANTO DI GASSIFICAZIONE A CICLO COMBINATO I.G.C.C.

Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante

L'impianto IGCC (Integrated Gasification Combined Cycle), di proprietà Sarlux, ma gestito con personale operativo Saras, si colloca all'interno dell'area della Raffineria.

L'impianto IGCC, è un impianto di gassificazione a ciclo combinato in cogenerazione. In questo impianto si effettua la gassificazione del TAR, (idrocarburi pesanti provenienti dall'impianto Visbreaking) con ossigeno, con produzione di un gas di sintesi (Syngas) contenente principalmente CO, H₂ e H₂S. Il gas di sintesi viene poi trattato per eliminare totalmente i composti solforati (che trasformati in zolfo elementare, trovano impiego nell'industria chimica) e quindi utilizzato per produrre energia e vapore, in un processo combinato che sfrutta sia turbine a gas che turbine a vapore. In questo processo si producono forme di energia diverse (energia elettrica, energia termica, nonché idrogeno) a partire dalla stessa fonte energetica (cogenerazione).

Storia dell'impianto

Per la sua costruzione e successiva gestione, è stata costituita nel 1992 una apposita società, la SARLUX.

Il progetto è stato avviato nel 1996. La costruzione ha avuto inizio nel 1997 ed è stato preso in consegna nel gennaio 2001.

Sarlux ha commissionato la progettazione, la costruzione e la messa in marcia al Raggruppamento Temporaneo di Imprese costituito da tre società di ingegneria: Snamprogetti, Nuovo Pignone e General Electric.

Le principali società che hanno partecipato alla realizzazione dell'IGCC sono le seguenti:

- TEXACO (USA): licenziataria del processo di gassificazione e realizzatrice della progettazione delle sezioni di preparazione della carica (unità 200), gassificazione (300), recupero ceneri (310) e di pretrattamento delle acque di scarico (320);
- LURGI (Germania): licenziataria del processo di recupero zolfo, che ha realizzato la progettazione e fornito chiavi in mano le unità di recupero zolfo (510) e trattamento gas di coda (520);
- UOP (USA): ha progettato le unità di rimozione gas acidi (500) e di arricchimento (600) e purificazione idrogeno (610), delle quali è licenziataria;
- GENERAL ELETRIC (USA) ha realizzato la progettazione e fornito le macchine principali del ciclo combinato (700) quali le turbine a gas, le turbine a vapore e i generatori elettrici;
- ANSALDO ENERGIA (Italia): ha progettato e fornito le caldaie a recupero (730) del ciclo combinato;
- BALCKE DURR (Germania): ha progettato la torre di raffreddamento (unità 910), e ne ha fornito le principali apparecchiature;
- ABB - Hartmann & Braun: realizzatrice del sistema di strumentazione e controllo automatico dell'impianto.

Capacità produttive dell'impianto

La carica dell'impianto è costituita da circa 150 t/h di TAR e circa 112000 Nm³/h di ossigeno (95%).

L'impianto ha una potenza di 555 MW per una produzione annua di oltre 4 milioni di MWh di energia elettrica (immessi nella rete elettrica nazionale GRTM), 100 t/h di vapore a media pressione, 85 t/h di vapore a bassa pressione e 40.000 Nm³/h di idrogeno, ceduti alla raffineria.

L'ossigeno utilizzato viene importato dall'impianto di produzione della società AIR LIQUIDE ITALIA (ALI), costruito nell'area industriale di Sarroch. Lo zolfo e i metalli provenienti dalla sezione di trattamento del gas di sintesi, vengono recuperati in forma commerciabile.

Descrizione del processo e dell'impianto

La tecnologia di base che viene utilizzata nella progettazione dell'impianto IGCC si basa su un processo di gassificazione del combustibile di alimentazione proveniente dalla Raffineria.

Le possibili cariche ipotizzate nella progettazione sono:

- alimentazione con residuo di vuoto trattato nell'impianto Visbreaking (TAR). Questo assetto rappresenta quello di normale esercizio;
- alimentazione con residuo di vuoto (VR) da impianto Vacuum. Questo assetto è previsto in occasione di fermata dell'impianto Visbreaking.

Il prodotto ottenuto è un gas di sintesi, denominato "Syngas" che viene inviato in turbine a gas per la produzione di energia elettrica.

Il processo di gassificazione adottato è quello di tecnologia Texaco e le parti d'impianto si basano su processi consolidati dell'industria chimica e petrolchimica.

L'impianto IGCC è costituito da:

- impianti di processo (PPU- Process Plant Unit: Unità Impianti di processo) e i servizi ausiliari progettati per la produzione del Syngas, di vapore a media pressione e idrogeno;
- Unità Ciclo Combinato (CCU - Combined Cycle Unit: Unità Ciclo Combinato) progettata per la produzione di Energia Elettrica e vapore a media pressione. Questa Unità è basata sull'integrazione di turbine a gas con turbine a vapore tramite generatori di vapore a recupero calore (HRSG - Heat Recovery Steam Generator: Generatori di vapore a recupero di calore).

Il processo di gassificazione si basa su una ossidazione parziale del combustibile di alimentazione mediante combustione controllata.

Come agente ossidante si usa ossigeno di purezza pari a 95%, proveniente dall'Unità di separazione aria (fuori dall'impianto IGCC e ubicato presso la Società Air Liquide di Sarroch).

Il moderatore della reazione, che ha lo scopo di mantenere la temperatura tra 1300 e 1450°C, è il vapore ad alta pressione generato nella sezione di recupero calore dell'Unità Ciclo Combinato.

La reazione di gassificazione avviene entro la fiamma prodotta dal bruciatore e si compone di diverse e complesse reazioni tra carica, ossidante e vapore fra le quali le più importanti sono le seguenti:

Ossidazione: $(CH_2)_n + n/2 O_2 \rightarrow n H_2 + n CO$

Steam Cracking: $2(CH_2)_n + n H_2 O \rightarrow n CH_4 + n H_2 + n CO$

Hydrocracking: $(CH_2)_n + n H_2 \rightarrow n CH_4$

Steam Reforming: $H_2 O + CH_4 \rightarrow 3 H_2 + CO$

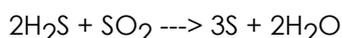
Water gas shift: $H_2 O + CO \rightarrow H_2 + CO_2$

Formaz. carbonio: $(CH_2)_n \rightarrow n/2 CH_4 + n/4 C$

Il gas di sintesi ottenuto è una miscela costituita prevalentemente da Monossido di Carbonio, Idrogeno, Anidride Carbonica e Acqua.

Lo zolfo presente nella carica viene trasformato in H₂S e in minor misura in COS. Non si formano ossidi di azoto o di zolfo durante la reazione.

La COS viene rimossa tramite una reazione di idrolisi, l'H₂S viene separato dal Syngas mediante lavaggio con Selexol e inviato ad una Unità di recupero zolfo dove ne avviene la combustione. In questo modo si brucia parte dell'H₂S contenuto nel gas acido in modo da formare la SO₂ necessaria alla reazione del Claus:



Si sottolinea che i gas di coda dell'impianto Claus, contenenti Zolfo elementare e SO₂, vengono

Allegato B18 Rev.1

nuovamente idrogenati con Syngas in una apposita Unità al fine di produrre H₂S che viene compresso e riciclato alla Unità di rimozione COS. In questo modo le emissioni di zolfo in atmosfera sono minime.

Il gas di sintesi purificato dall'H₂S, prima di essere inviato alle turbine a gas per la produzione di energia elettrica, viene inviato all'Unità di Produzione Idrogeno e poi viene saturato con acqua al fine di ridurre le emissioni di NO_x durante la combustione.

Di seguito si riporta un elenco delle **Unità di Processo (PPU)**, e dell'**Unità a Ciclo Combinato (CCU)** che costituiscono l' **Impianto di Gassificazione a Ciclo Combinato I.G.C.C.**

UNITA'	DESCRIZIONE
Unità di processo (PPU)	
200	Alimentazione della carica
300	Gassificazione e lavaggio
310	Estrazione nerofumo
320	Pretrattamento acque di scarico
400	Raffreddamento gas a bassa temperatura e Idrolisi del COS
410	Saturazione del Syngas
500	Rimozione gas acido
510	Recupero zolfo
520	Trattamento gas di coda
600	Rimozione idrogeno
610	Recupero idrogeno
Unità Ciclo Combinato (CCU)	
710	Turbine a gas
720	Turbine a vapore
730	Caldaie a recupero
740	Generatore elettrico

Inoltre sono inclusi in questa descrizione i **sistemi ausiliari** UTILITIES corrispondenti alle seguenti Unità:

UNITA'	DESCRIZIONE
910	Sistema di raffreddamento ad acqua mare
920	Sistema di raffreddamento a circuito chiuso
930	Sistema Diesel per le turbine a gas e gas combustibili
940	Sistema antincendio
950	Sistema recupero condensato
960	Sistema pretrattamento acqua di scarico
970	Sistema aria strumenti e impianti
980	Sistema di dissalazione e stoccaggio acqua demineralizzata
990	Sistema azoto

Di seguito viene riportata la descrizione dettagliata di tutte le Unità che compongono l'impianto I.G.C.C.

IGCC - PPU

Unità 200 *Impianto preparazione e alimentazione carica*

L'Unità 200 è realizzata per assicurare le operazioni di miscelazione e riscaldamento dell'olio in carica ai tre Gassificatori dell'Unità 300 di gassificazione e dell'olio di estrazione che deve essere inviato all'Unità 310 per il recupero del nerofumo.

Inoltre l'Unità è in grado di sopperire alla mancanza di alimentazione dai limiti di batteria con un volume di stoccaggio tale da garantire il funzionamento dell'impianto IGCC per un tempo definito.

L'Olio pesante, proveniente dai limiti di batteria è diviso in due correnti: la corrente principale, pari a circa 2/3 della carica (Olio di Carica), è inviata al Serbatoio dell'Olio di Carica, previo miscelamento con l'Olio contenente nerofumo proveniente dall'Unità 310 e riscaldamento; 1/3 della corrente (Olio di Estrazione) è inviato al Serbatoio di Estrazione previo riscaldamento.

L'Olio di carica è inviato ai Gassificatori per mezzo di pompe alternativempe.

L'Olio di Estrazione è inviato all'Unità 310 tramite pompa rotativa. Circa 1/3 della carica è ricircolato.

L'Unità comprende anche il sistema di drenaggio chiuso e il sistema olio di flussaggio.

Il sistema di Drenaggio Chiuso è progettato per raccogliere le correnti di drenaggio provenienti dalle tubazioni e dalle apparecchiature/macchine in servizio con olio pesante.

I drenaggi sono raccolti per gravità in un serbatoio di drenaggio chiuso e inviati tramite pompe all'impianto trattamento a slop della Raffineria.

Il sistema Olio di Flussaggio è costituito da un serbatoio atmosferico, riempito con LCO (Light Cycle Oil), che è inviato agli utilizzatori per mezzo di due set di pompe.

Unità 300 - *Gassificazione e lavaggio*

Nell'Unità 300 di gassificazione si ha la produzione del gas di sintesi, basata sul Processo Texaco di ossidazione parziale della carica di alimentazione, una tecnologia di gassificazione su licenza della Texaco Development Corporation.

Sono previsti 3 treni indipendenti di gassificazione e lavaggio operanti al 33% delle capacità di progetto.

L'olio di carica che proviene dall'Unità 200 va verso il miscelatore olio/vapore per la miscelazione con il vapore ad alta pressione.

La miscela è inviata ai bruciatori posizionati in testa al gassificatore.

L'ossigeno proveniente dall'Unità di separazione aria (fuori dell'impianto IGCC) tramite tubazione, viene filtrato e suddiviso in 2 correnti:

- all'Unità 300
- all'Unità 510.

I reagenti (il vapore, l'ossigeno e l'olio di carica) sono alimentati nella camera del reattore attraverso il bruciatore. L'ossigeno è alimentato con una portata al di sotto della quantità necessaria per una combustione completa della carica. Il vapore di moderazione, premiscelato con l'olio di carica, mitiga la temperatura nella camera del reattore e reagisce parzialmente.

La reazione di gassificazione non è catalitica ma esotermica e la temperatura del gas all'uscita della camera del gassificatore varia da 1200 a 1450 °C.

I prodotti principali della reazione sono il monossido di carbonio, l'idrogeno, l'anidride carbonica, il vapor d'acqua, il metano ed il nerofumo.

Lo zolfo presente nella carica è convertito principalmente in idrogeno solforato con tracce di solfuro di carbonile (COS). Il metano è il solo idrocarburo che non si decompone alle condizioni di

Allegato B18 Rev.1

esercizio del reattore. L'azoto e l'argon presenti nell'ossidante non reagiscono, mentre una piccola parte dell'azoto presente nell'olio di carica reagisce per formare composti quali ammoniaca e acido cianidrico in piccole quantità.

La miscela di gas ottenuta, denominata "Syngas", dalla camera di gassificazione passa nella camera di raffreddamento attraverso un tubo immerso nell'acqua. La miscela, esce dal gassificatore con una temperatura di circa 210 °C.

La corrente di acqua contenente nerofumo (carbonio e ceneri), dopo scambio termico con le acque grigie di ritorno (vedi Unità 310), è inviata alla sezione di estrazione nerofumo.

Il gas di sintesi è inviato allo Scrubber Gas di Sintesi collegato al gassificatore, previo miscelamento nel miscelatore con l'acqua di ricircolo proveniente dallo scrubber stesso.

Nello scrubber viene effettuato il primo lavaggio di gas per eliminare i sali precipitati e il carbonio presenti con l'acqua grigia proveniente dalle Unità a valle e dall'Unità 310.

L'acqua accumulata nel pozzetto di fondo dello Scrubber è divisa in due correnti: una è inviata al Circuito di Raffreddamento del Gassificatore, l'altra al miscelatore.

I Bruciatori di processo, data l'elevata temperatura risultante dalle reazioni, sono raffreddati con un serpentino alimentato con acqua fredda.

Per evidenziare le eventuali perdite di gas acido nell'acqua che circola nel serpentino del bruciatore (circostanza che richiede la fermata del gassificatore) è stato installato un analizzatore di CO.

Unità 310 - Estrazione nerofumo

L'Unità di Estrazione nerofumo 310 ha lo scopo di eliminare e recuperare il carbonio dall'acqua che proviene dall'Unità di Gassificazione.

L'Unità, per avere la massima disponibilità, è stata articolata in due treni indipendenti di Decanter e di Separatore Acqua di Flash.

La prima parte di questa Unità ha lo scopo di trasferire il nerofumo dall'acqua ad una corrente di nafta. L'acqua trattata (Acqua Grigia) viene rinviata principalmente allo Scrubber del Gas di Sintesi, mentre una parte di questa va al Pretrattamento Acque di Scarico (Unità 320).

L'acqua contenente nerofumo, prima dell'ingresso nel Decanter, è miscelata sia con acqua acida, sia con una piccola corrente di nafta.

Una seconda corrente di nafta è introdotta all'interno del Decanter al di sopra del punto di interfaccia nafta/acqua.

Il nerofumo e una parte della cenere sono trasferite nella fase nafta. La cenere rimanente viene eliminata nell'acqua che dal Decanter va al Pretrattamento Acque di Scarico (Unità 320).

Il Decanter permette la separazione delle fasi nafta e acqua grazie alla loro differenza di densità.

L'acqua grigia dal fondo del Decanter entra nella sezione di stripping del Separatore Flash dell'Acqua per eliminare la nafta solubile e i gas acidi.

L'acqua grigia è ricircolata tramite pompe allo Scrubber dell'Unità 300, mentre uno scarico costante è inviato all'Unità 320 dove è controllata la concentrazione di eventuali tracce di cloro, formiati, cianati e ceneri.

Nella seconda sezione dell'Unità 310, la nafta contenente nerofumo è miscelata con l'Olio di Estrazione; la miscela è riscaldata con vapore ad alta e media pressione per vaporizzare la nafta prima di alimentare lo Stripper.

La sezione finale di questa Unità è costituita dallo Stripper che completa la separazione della nafta

Allegato B18 Rev.1

dal Nerofumo e dall' Olio di Estrazione in modo che la nafta possa essere riciclata al Decanter, e il nerofumo più l'Olio di Estrazione possano essere rimandati in carica al gassificatore.

I vapori di nafta uscenti dalla testa dello stripper sono condensati dalla corrente di nafta liquida rimandata in carica al Decanter e nel refrigeratore. Infine essa entra nel Separatore dove si ha la separazione dei gas acidi.

La nafta è divisa in due correnti: una corrente, previo riscaldamento, è inviata al Decanter, l'altra è ricircolata allo stripper.

I gas acidi sono raffreddati nello scambiatore, separati dalle condense e inviati all'Unità 510, Recupero Zolfo.

Unità 320 - Pretrattamento acque di scarico

L'Unità 320 effettua il pretrattamento delle acque grigie prima del loro invio al Trattamento Chimico delle acque di scarico (Unità 960). Con questo processo vengono separati dalle acque di scarico:

- solfuro e cianuro ferrico, nichel e vanadio ottenuti per precipitazione mediante alcalinizzazione e flocculazione. I sali così ottenuti vengono eliminati come fango compatto.
- vapori ammoniacali, mediante strippaggio delle acque di scarico filtrate, che vengono inviati al recupero zolfo (Unità 510).

Questa Unità include le seguenti sezioni di processo:

- Trattamento chimico
- Filtrazione del fango
- Filtrazione con filtri a sabbia in pressione
- Strippaggio ammoniacale
- Stoccaggio prodotti chimici
- Compressore gas di scarico

Trattamento Chimico

Durante il normale funzionamento, lo scarico delle acque grigie proveniente dall'Unità di processo a monte passa dallo scambiatore ad aria e dal riscaldatore, al reattore a rapida miscelazione.

La temperatura dell'alimentazione al reattore viene mantenuta tra 82 e 95°C. Durante il funzionamento normale, lo scarico delle acque grigie è raffreddato grazie allo scambiatore ad aria. Durante l'avviamento, l'acqua fredda viene riscaldata dal vapore a bassa pressione.

Nel reattore a miscelazione rapida vengono alimentati anche solfato ferroso (FeSO_4), soda caustica (NaOH) e una soluzione polimerica (polielettrolita) per precipitare solfuri e cianuri e per ottenere un fiocco di $\text{Fe}(\text{OH})_2$.

L'effluente dal reattore va per gravità al decantatore dei solidi dove il precipitato, i solidi sospesi, e i fiocchi si decantano dall'acqua e si concentrano in fango.

I fanghi vengono pompati ai filtri pressa.

L'acqua di sfioro, unita all'acqua filtrata e quella di lavaggio proveniente dai filtri pressa, va al reattore di alcalinizzazione.

All'alimentazione del reattore di alcalinizzazione si aggiunge soda caustica per completare la neutralizzazione degli acidi nel sistema e per precipitare gli ioni di ferro residui.

L'effluente del reattore di alcalinizzazione viene pompato ai filtri a sabbia.

Il reattore a rapida miscelazione e quello di alcalinizzazione vengono tenuti sotto polmonazione di azoto per prevenire eventuali emissioni di ammoniacale.

Filtrazione fanghi

Il fango inviato ai filtri a piastra, avrà circa 1% in peso di solidi.

Al termine del ciclo del filtro, il pannello di filtrazione viene sciacquato con acqua strippata proveniente dallo stripper ammoniacale, per eliminare l'ammoniaca contenuta nell'acqua di

Allegato B18 Rev.1

processo, bonificato con azoto per eliminare l'acqua in eccesso e scaricato per essere inviato allo smaltimento. Il filtrato dai filtri pressa, è inviato direttamente al reattore di alcalinizzazione.

Filtrazione con filtri a Sabbia

I filtri a sabbia (uno in funzione, l'altro di riserva), sono progettati per ridurre i solidi sospesi per impedire un intasamento nei piatti dello stripper ammoniacca.

Il filtrato del filtro a sabbia fluisce nel serbatoio, diviso da uno stramazzo. La sezione a monte dello stramazzo fornisce l'accumulo dell'acqua filtrata per il controlavaggio intermittente dei filtri a sabbia in pressione. La sezione a valle fornisce la portata necessaria per l'alimentazione dello stripper ammoniacca.

Strippaggio Ammoniacca

Prima dell'ingresso nello stripper l'acqua è riscaldata nel lato tubi attraverso lo scambiatore. I vapori di testa dello stripper raffreddati nello scambiatore ad aria e fluiscono nel separatore di riflusso. L'ammoniacca in soluzione acquosa viene riciclata al piatto di testa dello stripper mentre i gas non condensabili sono inviati, in controllo di pressione, all'Unità di recupero zolfo 510.

I ribollitori generano il vapore necessario allo strippaggio.

L'acqua strippata è prelevata dal fondo dello stripper, ed è raffreddata negli scambiatori nell'ordine seguente: lato mantello dello scambiatore di alimentazione/fondo stripper ammoniacca, scambiatore ad aria fondo stripper ammoniacca, e scambiatore ad acqua finale fondo stripper ammoniacca. Parte dell'acqua raffreddata e strippata è usata come acqua di lavaggio per i filtri pressa.

Stoccaggio Prodotti Chimici

Per i prodotti chimici vengono forniti sistemi di stoccaggio e di miscelazione.

Il solfato ferroso è stoccato nei serbatoi forniti di agitatore. La soda caustica è stoccata in serbatoi forniti di agitatori.

I polimeri sono stoccati nei serbatoi atmosferici forniti di agitatori. Le pompe aspirano da entrambi i serbatoi e trasferiscono le soluzioni rispettivamente al reattore a rapida miscelazione e al reattore di alcalinizzazione.

Compressione dei Gas di Scarico

I vapori ammoniacali provenienti dal serbatoio atmosferico, dal reattore a rapida miscelazione, dal reattore di alcalinizzazione, vengono raccolti e inviati al blowdown tramite un compressore.

Unità 400 - Raffreddamento gas a bassa temperatura e idrolisi del COS

L'Unità 400 ha lo scopo di raffreddare il gas di sintesi proveniente dall'Unità 300 di Gasificazione.

Nel corso del raffreddamento il gas rilascia una grossa quantità di calore che viene recuperato ed utilizzato principalmente per produrre vapore saturo a bassa pressione, il quale viene surriscaldato, sia per invio alla Raffineria che per le utenze interne all'IGCC.

Il calore di recupero viene utilizzato anche per riscaldare l'acqua di saturazione, necessaria per l'Unità 410, Saturazione Gas di Sintesi.

Inoltre, l'Unità esegue anche l'Idrolisi del COS mediante reattori catalitici a letto fisso.

Per ottenere la piena disponibilità dell'impianto sono stati previsti due treni ognuno al 50% della capacità di progetto.

Ogni singolo treno comprende quattro diverse fasi di processo: Raffreddamento ad alta temperatura, Rimozione COS, Raffreddamento a bassa temperatura e Strippaggio della condensa fredda.

Il Gas di Sintesi proveniente dall'Unità di Gasificazione viene diviso in due correnti ciascuna delle quali alimenta un treno. Nella prima parte dell'Unità il gas viene raffreddato a 155°C. Parte del calore ceduto dal Gas di Sintesi viene usata per generare vapore a bassa pressione parte viene utilizzata per scaldare l'Acqua di Saturazione. Infine la parte restante viene usata per surriscaldare parzialmente il Gas di Sintesi inviato alla Sezione Idrolisi del COS.

Allegato B18 Rev.1

La conversione del COS si compie attraverso una reazione catalitica di idrolisi: il solfuro di carbonile si trasforma in idrogeno solforato e anidride carbonica.

Dopo l'Idrolisi del COS, il Gas di Sintesi viene raffreddato a 36-40°C.

L'acqua proveniente dai separatori è raccolta in un collettore di condensa. La condensa "fredda" viene inviata allo Stripper, per eliminare i gas disciolti quali H₂S, CO₂, NH₃ dal liquido; i gas acidi dallo stripper vengono inviati all'Unità di Rimozione Zolfo 510, mentre le acque strippate vengono miscelate con la condensa "calda" dopo esser state raffreddate con la condensa fredda, inviate all'Unità 300 di Gassificazione per essere utilizzate nel Ciclo Combinato.

Unità 410 - Saturazione Gas di Sintesi

L'Unità 410 di Saturazione Gas di Sintesi ha lo scopo di umidificare e surriscaldare il Gas di Sintesi per ridurre l'emissione di NOx al camino del Ciclo Combinato.

L'Unità è pienamente integrata con l'Unità 400 per recuperare il calore rilasciato dal Gas di Sintesi. Il calore recuperato è utilizzato per riscaldare l'Acqua di Saturazione.

Il Gas di Sintesi proveniente dall'Unità 600 (Produzione Idrogeno), entra sulla Colonna di Saturazione e fluisce verso l'alto riscaldandosi e umidificandosi.

Dopo la saturazione, il Gas di Sintesi è surriscaldato fino a 201°C.

Il calore necessario per il condizionamento del Gas di Sintesi è fornito dall'Unità 400.

Unità 500 - Rimozione gas acido

L'Unità 500 utilizza il processo SELEXOL, eliminando con assorbimento fisico H₂S, CO₂, COS e piccole quantità di altri componenti contenuti nel Syngas, ottenendo:

- un gas pulito che viene inviato alla Unità 600/610 Produzione Idrogeno
- un gas acido arricchito in H₂S che va verso l'Unità 510/520, Rimozione e Recupero Zolfo.

La configurazione generale del processo è simile ad uno schema convenzionale di rimozione gas acido di tipo amminico, ma utilizza un solvente organico consistente in eteri di glicole di polietilene. Il solvente Selexol è non corrosivo, non schiumogeno, non tossico e biodegradabile.

Il gas di sintesi che entra nell'Unità a 40.0°C viene raffreddato a 27-30 °C con parziale condensazione del vapore contenuto che viene separato nell'accumulatore Gas di Alimentazione.

Il solvente Selexol rigenerato a 0°C entra in testa alla e fluisce in controcorrente al gas assorbendo H₂S, COS, CO₂, H₂O, e altri componenti.

Il solvente Selexol esausto esce dal fondo della colonna ad una temperatura tra i 15 e 19 °C.

Il gas di sintesi trattato e preriscaldato a circa 30°C è inviato nell'Unità di recupero idrogeno e/o alle turbine a gas.

La corrente di solvente esausto proveniente dall'Assorbitore viene riscaldata dando luogo a parziale sviluppo di H₂S, COS, CO₂ che sono separati dalla fase liquida nell'accumulatore di espansione.

Il gas di espansione è ricompresso ed inviato all'Idrolisi COS nell'Unità 400.

Unità 510 - Recupero Zolfo

L'Unità 510 è progettata per convertire l' H_2S contenuto nei gas acidi, in zolfo attraverso il processo di Claus.

Sono previsti due treni in parallelo.

Ogni treno prevede l'impiego di un reattore Claus a due stadi per ottenere una conversione dello zolfo del 96% . Il gas in uscita dall'ultimo reattore Claus è inviato all'Unità 520, Trattamento Gas di Coda.

Il sistema di stoccaggio dello zolfo é progettato prevedendo lo strippaggio dell' H_2S in modo da ottenere zolfo liquido con 10 ppm di H_2S .

Unità 520 - Trattamento gas di coda

L'Unità è progettata per il recupero dei gas in uscita dall'ultimo reattore Claus mediante idrogenazione, ricompressione e riciclo a valle del reattore di idrolisi COS dell'Unità 400.

Sono previsti due treni in parallelo.

Il Gas di Coda proveniente dall'Impianto 510, per raggiungere la temperatura di ingresso nel Reattore di Riduzione ($280^{\circ}C$), viene riscaldato mediante vapore A.P. con i fumi di combustione in un bruciatore mediante combustione di gas combustibile ed aria (in fase di avviamento).

Nel Reattore di Riduzione i composti solforosi quali SO_2 , COS, CS_2 e zolfo elementare reagiscono con H_2 contenuto nel gas di processo stesso, trasformandosi in H_2S .

Uscito dal Reattore di Riduzione il gas di processo viene raffreddato e inviato all'Impianto 400 dopo compressione.

Unità 600/610 - Rimozione e Recupero Idrogeno

Lo scopo dell'Unità è quello di produrre Idrogeno puro (concentrazione maggiore del 99% vol.) da esportare alla Raffineria.

Il Gas di Sintesi pulito che viene dall'Unità 500 è inviato all'Unità 600 nella quale l'idrogeno, dopo essere stato preriscaldato, è parzialmente purificato dagli altri componenti nel Sistema a Membrane POLYSEP. Per una maggiore flessibilità dell'impianto, questa Unità può essere totalmente bypassata.

Il gas permeato ottenuto è poi trattato nel POLYBED PSA (Pressure Swing Absorber - Unità 610) per fornire una corrente di idrogeno ad elevata purezza.

La capacità nominale dell'impianto é di $40.000 \text{ Nm}^3/\text{h}$ di H_2 puro.

L'Unità comprende il sistema di alimentazione alla post combustione della CCU.

Separazione Idrogeno: Sistema a Membrane POLYSEP (Unità 600)

Il processo a membrane è un processo continuo che produce idrogeno a pressione e purezza costanti.

La separazione della miscela di gas con membrane si ottiene grazie alla differenza di velocità di permeazione dei vari gas attraverso la membrana polimerica. Il gas più permeabile (cioè H_2) è arricchito sul lato permeato della membrana mentre i gas meno permeabili sono arricchiti sul lato alimentazione della membrana.

Il gas permeato viene compresso prima di essere inviato al PSA POLYBED UOP, il cui scopo è di produrre una corrente di idrogeno ad elevata purezza.

Allegato B18 Rev.1

Recupero e purificazione idrogeno: Unità POLYBED PSA (Unità 610)

L' Unità POLYBED PSA lavora sul principio che l'adsorbente trattiene le impurità ad una pressione più elevata e le scarichi a pressione più bassa.

I recipienti a pressione che contengono l'adsorbente, chiamati "assorbitori" o "letti" sono collegati ciclicamente alla linea d'alimentazione, che si trova alla pressione più alta nel ciclo, e con la linea del gas di spurgo che si trova alla pressione più bassa nel ciclo. In condizioni di alta pressione dell'alimentazione, l'adsorbente cattura le impurità e come conseguenza una corrente di idrogeno ad elevata purezza esce dall'assorbitore: questa è la " fase di assorbimento" e la corrente di idrogeno prodotto si trova praticamente allo stesso livello di pressione dell'alimentazione.

Successivamente l'adsorbente viene rigenerato portandolo al livello di pressione più bassa nel ciclo: grazie allo "swing" della pressione, l'adsorbente rilascia le impurità che sono smaltite come gas di spurgo.

L'unità POLYBED PSA è progettata con 8 assorbitori e fasi di recupero idrogeno.

Sistema di post combustione

Il sistema è progettato per mantenere costante la produzione netta di potenza della CCU. Parte del Gas di Sintesi secco che fluisce verso l'Unità 410, può essere inviata al sistema di post combustione (vedi Unità 730).

Aspetti ambientali

Consumi

Risorse idriche

Il consumo di risorse idriche relativo alle unità di Processo (PPU) viene riportato nelle seguenti tabelle ed è riferito, per fase di utilizzo, alle acque igienico sanitarie, alle acque di raffreddamento e di processo, così come riporta la scheda B.2.1 nell'anno di riferimento 2003.

Approvvigionamento	Fasi di utilizzo	Utilizzo	Volume totale annuo, m ³
ACQUA DEMI DA UTILITIES	PPU	Industriale di processo	3.096.266(1)
ACQUA DISSALATA	PPU	Industriale di processo	NA

(1): dato da infoplus (acqua di saturazione + LPS a raffineria + HPS ai gassificatori + flussaggi + make-up).

Approvvigionamento	Fasi di utilizzo	Utilizzo	Volume totale annuo, m ³
ACQUA INDUSTRIALE DA RAFFINERIA	PPU	Industriale di raffreddamento	52.800 (1)
ACQUA POTABILE DA RAFFINERIA	PPU	Igienico sanitario	2.700 (2)
		Industriale di raffreddamento	

(1): dato da interscambi 2003 ripartito tra PPU (40%) – CCU (40%) - UTILITIES (20%);

(2): dato da interscambi 2003 ripartito tra PPU (50%) - CCU (50%).

Allegato B18 Rev.1

Il consumo di risorse idriche alla massima capacità produttiva delle unità di Processo (PPU) viene riportato nella seguente tabella ed è riferito, per fase di utilizzo, alle acque igienico sanitarie, alle acque di raffreddamento e di processo, così come riporta la scheda B.2.2.

Approvvigionamento	Fasi di utilizzo	Utilizzo	Volume totale annuo, m ³
ACQUA DEMI DA UTILITIES	PPU	Industriale di raffreddamento	3.320.639,7
ACQUA INDUSTRIALE DA RAFFINERIA	PPU	Industriale di processo	56.626,2
ACQUA POTABILE DA RAFFINERIA	PPU	Igienico sanitario	2.895,7

Energia termica ed energia elettrica

Nella seguente tabella sono riportati i consumi di energia termica, energia elettrica, il consumo termico specifico e il consumo elettrico specifico relativi alle unità di Processo (PPU), come indicato nella scheda B.4.1 nell'anno di riferimento 2003.

Fase o gruppi di fasi	Energia termica consumata (MWh)	Energia elettrica consumata (MWh)	Prodotto principale	Consumo termico specifico (MWh/tonn)	Consumo elettrico specifico (MWh/tonn)
TAR da Raffineria	12.752.608 (1)			-----	
LCO	718.186 (2)			0,6155	
NAFTA	142.726 (3)			0.0910	
ENERGIA ELETTRICA		182.776,5 (4)	TAR consumato		0,1566
HPS	537.662,7 (5)		TAR consumato	0,46083	
IPS	98.297 (6)		TAR consumato	0,08454	
MPS	97.785 (7)		TAR consumato	0,08381	
LPS	12.705 (8)		TAR consumato	0,01089	
FUELGAS da Raffineria	10.108 (10)		Fuel Gas	0.0086	
PPU - H2S da Raffineria	21.792,2 (9)		Gas Acido (H2S)	0.0001	

(1): dato di consumo da interscambi 2003, PCI = 9.400 kcal/kg; Quantità annua = 1.166.728 t;

(2): dato di consumo da interscambi 2003, PCI = 10.000 kcal/kg; Quantità annua = 61.764 t;

(3): dato di consumo da interscambi 2003, PCI = 10.500 kcal/kg; Quantità annua = 11.690 t;

(4): dato di consumo totale da interscambi 2003, ripartito al 50% tra PPU e Utilities come da N.O.C.;

(5): dato di consumo (693.134,4 tonn) da infoplus (consumi utenze); entalpia media (667,1 kcal/kg) da dati medi 2003 press/temp;

(6): dato di consumo (126.720,4 tonn) da infoplus; entalpia media (667,1 kcal/kg) da dati medi 2003 temp/press;

(7): dato di consumo (116.847,8 tonn) da infoplus/interscambi 2003; entalpia media (719,7 kcal/kg) da dati medi 2003 temp/press;

(8): dato di consumo (16.656 tonn) da infoplus; entalpia media (656 kcal/kg) da dati medi 2003 temp/press LPS a/da CCU;

(9): % [H2S] = 90 %; PCI = 3632.63 kcal/kg; PM = 34 kg/kmole; Quantità annua = 3.779 kNm³;

(10): dato di consumo da interscambi 2003, PCI = 11.500 kcal/kg; Quantità annua = 755.871 kg.

Allegato B18 Rev.1

Nella seguente tabella sono riportati i consumi di energia termica, energia elettrica, il consumo termico specifico e il consumo elettrico specifico alla massima capacità produttiva relativi alle unità di Processo (PPU), come indicato nella scheda B.4.2.

Fase o gruppi di fasi	Energia termica consumata (MWh)	Energia elettrica consumata (MWh)	Prodotto principale	Consumo termico specifico (MWh/tonn)	Consumo elettrico specifico (MWh/tonn)
TAR da Raffineria	13.676.738			-----	
LCO	845.441,9			0,6155	
NAFTA	139.039,5			0.0910	
ENERGIA ELETTRICA		187.733	TAR consumato		0,1566
HPS	576.624,9		TAR consumato	0,46083	
IPS	105.419,9		TAR consumato	0,08454	
MPS	104.871,1		TAR consumato	0,08381	
LPS	13.625,7		TAR consumato	0,01089	
FUELGAS da Raffineria	10.840,4		Fuel Gas	0.0086	
PPU - H2S da Raffineria	23.371,4		Gas Acido (H2S)	0.0001	

Materie prime

Le materie prime consumate nell'anno di riferimento 2003 nelle unità di Processo (PPU) sono riportate nella seguente tabella, come indicato nella scheda B.1.1 allegata.

Descrizione	Tipo	Fasi di utilizzo	Stato fisico	Sostanze pericolose contenute				Contenuto annuo
				N° CAS	Denominazione	% in peso	FraSi R	
TAR	Materia prima	PPU	LIQUIDO					1.166.728 t (1)
OSSIGENO	Materia prima	PPU	GASSOSO	07782-44-7			R8	958.235 kNm ³ (1)
LCO	Materia ausiliaria	PPU	LIQUIDO					61.764 t (1)
NAFTA	Materia ausiliaria	PPU	LIQUIDO	n.a.	benzene	> 0.1%	R12-R38-R45-R65-R51-R53	11.690 t (1)

(1) – Dati da interscambi 2003

Le materie prime consumate alla massima capacità produttiva nelle unità di Processo (PPU) sono riportate nella seguente tabella, come indicato nella scheda B.1.2 allegata.

Descrizione	Tipo	Fasi di utilizzo	Stato fisico	Sostanze pericolose contenute				Contenuto annuo
				N° CAS	Denominazione	% in peso	FraSi R	

Allegato B18 Rev.1

Descrizione	Tipo	Fasi di utilizzo	Stato fisico	Sostanze pericolose contenute				
				Z _{CS}	Denominazione	% in peso	Frase R	Contenuto annuo
TAR	Materia prima	PPU	LIQUIDO					1.251.276 tonn
OSSIGENO	Materia prima	PPU	GASSOSO	07782-44-7			R8	1.111.133 kNm3
LCO	Materia ausiliaria	PPU	LIQUIDO					72.708 tonn
NAFTA	Materia ausiliaria	PPU	LIQUIDO	n.a.	benzene	> 0.1%	R12-R38-R45-R65-R51-R53	11.388 tonn

Sostanze inquinanti

Nella seguente tabella sono riportate le sostanze presenti nell'impianto IGCC.

Impianto	Sostanze pericolose presenti	Quantità massima (t)
Unità 200	Idrocarburi Pesanti per la Gassificazione	71
Unità 300	H2S	0,066
	SYNGAS	2,143
Unità 310	H2S	0,0373
	SYNGAS	91,5808
Unità 400	H2S	0,452
	NH3	0,236
	SYNGAS	6,526
Unità 410	SYNGAS	5,772
Unità 500	GPL	16,3
	H2S	1,746
	SYNGAS	18,456
Unità 510/520	H2S	0,0648
	NH3	0,0504
	SYNGAS	0,038
Unità 600/610	- Idrogeno	0,26

Allegato B18 Rev.1

Impianto	Sostanze pericolose presenti	Quantità massima (t)
	SYNGAS	0,377

Le fasi delle attività dell'impianto IGCC in cui intervengono le sostanze sono riportate nella tabella di seguito allegata.

SOSTANZA	UNITA'											
	200	300	310	400	410	500	510	520	600	610	710	930
- Propano			X			X						
- Idrogeno									X	X		
- H ₂ S		X	X	X		X	X	X				
- TAR	X											
- Syngas		X	X	X	X (1)	X		X	X		X	
Gasolio											X (2)	X
- Ossigeno		X					X					
- Nafta	X		X									

(1) Syngas saturo di acqua

(2) In alternativa al Syngas ed in fase di avviamento

- Unità 200 - Alimentazione della Carica
- Unità 300 - Gassificazione e lavaggio
- Unità 310 - Estrazione nerofumo
- Unità 400 - Raffreddamento gas a bassa temperatura e Idrolisi COS
- Unità 410 - Saturazione del Syngas
- Unità 500 - Rimozione Gas acidi
- Unità 510 - Recupero zolfo
- Unità 520 - Trattamento gas di coda
- Unità 600 - Rimozione Idrogeno
- Unità 610 - Recupero Idrogeno
- Unità 710 - Turbine a gas

Le sostanze indicate in tabella non intervengono nelle fasi di attività delle unità:

320: Pretrattamento Acque di scarico

720: Turbine a vapore

730: Caldaie a recupero

nelle quali viene utilizzata o trattata acqua o vapore e nell'unità:

740: Generatori elettrici.

Allegato B18 Rev.1

Le fasi delle attività dell'impianto PSA in cui intervengono le sostanze sono riportate nella tabella di seguito allegata.

RETE IDROGENO/PSA DI RAFFINERIA		
SOSTANZE PRESENTI	SEZIONI DELL'IMPIANTO	
	COMPRESSIONE	ADSORBIMENTO
IDROGENO (1)	X	X

(1) Idrogeno in ingresso pari al 70-80% di purezza ed in uscita pari al 99,5%.

Emissioni

Aria

I potenziali rilasci in atmosfera tipiche dell'impianto IGCC sono le emissioni fuggitive di idrocarburi, H₂S, CO, COS e NH₃ e le emissioni da combustione del syngas
Il processo di purificazione dell'idrogeno a membrana può generare emissioni fuggitive di VOC.

Acqua

Le acque reflue prodotte si riferiscono principalmente alle acque di drenaggio delle apparecchiature d'impianto convogliate in fognatura che possono contenere idrocarburi in emulsione e che vengono inviate alle vasche API del TAS e i composti dello zolfo dalle acque acide. Lo zolfo prodotto nell'unità di recupero zolfo rappresenta un prodotto prezioso ed è commercializzato per altre lavorazioni, per esempio in impianti chimici.

Scarico parziale	Fase o superficie di provenienza	Temperatura - pH	Portata media annua (m ³ /h)
Unità 960	PPU	32 °C - 8,8	86,2

Rifiuti

I rifiuti tipici generati nell'impianto IGCC sono i fanghi derivanti dalle operazioni di manutenzione, i materiali esausti quali catalizzatori, letti adsorbenti, setacci molecolari. Per i catalizzatori esausti è previsto l'invio al fabbricante per il recupero dei metalli e lo smaltimento finale dei materiali inerti in discarica controllata.

Il processo PSA genera materiali esausti, i letti adsorbenti si rigenerano in continuo durante il funzionamento ed il materiale ha una durata prevista analoga a quella dell'impianto.

I moduli del processo a membrana devono essere spediti ogni 5 anni al produttore per la revisione.

CONCENTRATO DI VANADIO

IGCC - CCU

L'Unità 700 è la sezione dell'impianto IGCC in cui si ha la produzione di Energia Elettrica e di vapore a media e bassa pressione.

E' composta da tre treni identici ad albero singolo di fabbricazione General Electric, ognuno composto da una turbina a gas e una a vapore, calettate sullo stesso albero, che azionano il generatore elettrico.

L'Energia Elettrica prodotta è utilizzata sia per i consumi interni che per la distribuzione alla rete nazionale GSA, mentre il vapore, oltre ad essere usato internamente all'impianto IGCC, viene inviato agli impianti di Raffineria.

Allegato B18 Rev.1

Di seguito sono descritte le sezioni che individuano ogni singolo treno dell'Unità 700.

Unità 710 - Turbine a gas

Questa sezione è costituita da una turbina a gas, installata all'aperto, sotto un cofano di protezione.

Il gas combustibile, alla pressione richiesta, alimenta il combustore della turbina insieme all'aria comburente proveniente dal compressore assiale azionato dalla turbina stessa.

Dal combustore i gas di combustione vengono espansi nella turbina a gas che aziona l'alternatore per la produzione di energia elettrica, il compressore e le apparecchiature ausiliarie.

I gas di combustione scaricati dalla turbina sono convogliati attraverso un condotto alle caldaie a recupero calore dell'Unità 730 per la generazione di vapore.

Il combustibile utilizzato nelle normali condizioni operative è il Syngas prodotto nelle Unità di processo.

In caso di emergenza (shut-down, fuori servizio dei Gassificatori) e all'avviamento viene utilizzato il gasolio.

La prestazione dell'Unità in caso di normali operazioni con alimentazione TAR si basa sulle condizioni seguenti:

- Temperatura ambiente 25 °C
- Pressione atmosferica 1,014 bar
- Combustibili: Syngas, pci: 1.094 kcal/kg
- Consumo di combustibile: 3x51,36 kg/s
- Energia Elettrica prodotta ai morsetti dell'alternatore: 3x183,67 MWel (range di temperatura: 15÷25 °C)
- Temperatura di scarico dei gas di combustione: 125 °C

Ciascuna turbina a gas comprende le seguenti apparecchiature e sistemi:

- turbina a gas
- combustore del tipo doppio (Syngas, gasolio)
- filtri aria
- sistema di lavaggio delle turbine
- copertura insonorizzante
- sistema di ventilazione e insonorizzazione: silenziatori sull'aspirazione e lo scarico, soffianti aria
- sistema di olio di lubrificazione
- sistema di avviamento
- sistema antincendio
- sistema iniezione vapore.

Unità 720 - Turbine a vapore

Ogni turbina a vapore è costituita da 3 corpi: uno di alta, uno di media e uno di bassa pressione.

Il vapore prodotto nell'Unità 730 è inviato alle turbine a vapore tramite i collettori di distribuzione ad alta e media pressione.

Nel collettore a bassa pressione è convogliato il vapore prodotto nelle Unità di processo per la distribuzione alla Raffineria e al corpo di bassa pressione della turbina.

E' prevista una linea di by-pass delle turbine che scaricano, in caso di eccesso di vapore o di trip delle turbine, direttamente il vapore al condensatore, previa espansione e deareazione.

Il vapore sulla turbina si espande fino a 0,06 bar e viene scaricato in un condensatore a superficie raffreddato con acqua di mare ricircolante in un circuito con una unica torre circolare ibrida.

In ogni condensatore le condizioni di vuoto sono determinate da:

- pompe di vuoto per la creazione del vuoto all'avviamento;

Allegato B18 Rev.1

- sistema di eiettori a 2 stadi per mantenere il vuoto durante le normali operazioni.
Il condensato tramite le pompe di estrazione è inviato al sistema Recupero Condensato.

L'Unità 720 è costituita dalle seguenti apparecchiature e sistemi:

- turbine a vapore
- condensatore di vapore
- condensatore vapore da tenuta
- pompe estrazione condensato
- soffianti vapore da tenuta
- vaso di espansione
- serbatoio di flash: dreni da turbine
- sistema di flash: dreni da turbine
- sistema di eiettori a 2 stadi
- pompe di vuoto
- sistema di ventilazione della copertura insonorizzante
- sistema antincendio
- sistema di lubrificazione.

Unità 730 - Caldaie a recupero per la generazione di vapore

Questa Unità è costituita da 3 caldaie a recupero calore (1 per ogni treno della CCU), ciascuna direttamente collegata allo scarico di una delle 3 turbine a gas per la produzione di vapore da inviare alle turbine a vapore.

Ogni generatore comprende 3 sezioni per la produzione rispettivamente di vapore ad alta, media e bassa pressione.

I gas caldi (circa 540 °C) provenienti da ciascuna turbina a gas attraverso apposito condotto, cedono calore ai diversi fasci scambiatori (surriscaldatori, evaporatori e preriscaldatori), di cui è costituita la caldaia stessa e vengono scaricati all'aria a circa 125 °C.

Il vapore ad alta e media pressione prodotto è principalmente inviato alla turbina a vapore, mentre il vapore a bassa pressione è utilizzato per la degasazione dell'acqua di alimento, nell'apposito degasatore installato nella sezione a bassa pressione della caldaia.

E' previsto un bruciatore addizionale di Syngas, installato in ingresso alla caldaia, per mantenere costante la produzione di vapore qualora ci sia una diminuzione della portata dei gas di combustione provenienti dalla turbina a gas.

Infatti per valori della temperatura ambiente superiori a 25 °C si ha una diminuzione della densità dell'aria che ha, come conseguenza una minore resa della combustione che avviene nelle turbine a gas.

Vi sono quindi due modi operativi differenti della caldaia a recupero:

- recupero semplice, quando la temperatura ambiente (inferiore a 25 °C) e il bruciatore addizionale non è in funzione;

- bruciatore addizionale in funzione, con temperatura ambiente superiore a 25 °C e in base alla richiesta di energia elettrica o di vapore.

In ogni caldaia a recupero, l'acqua di alimento è inviata al degasatore attraverso le pompe di alimento che prelevano dal serbatoio di acqua demineralizzata installato nelle Unità di servizio all'impianto.

In questo serbatoio viene raccolto il condensato proveniente dai condensatori dei 3 treni dell'Unità 720 e dalle Unità di processo e viene degasato, dopo integrazione con acqua di reintegro (demineralizzata).

La degasazione dell'acqua di alimento è effettuata con il vapore a bassa pressione prodotto nella caldaia stessa.

Il vapore prodotto nella caldaia a recupero è così distribuito:

- il vapore ad alta pressione è inviato alla turbina a vapore da dove è estratto; il vapore richiesto per la gassificazione attraverso uno sfiato incontrollato;

- il vapore a media pressione è inviato all'apposito collettore per essere da qui distribuito alla Raffineria e agli impianti di processo. L'eccesso di vapore a media pressione è inviato alla turbina.

Il vapore a bassa pressione esportato alla Raffineria è prodotto nelle Unità di processo.

E' prevista comunque una linea di derivazione dal collettore di vapore a media pressione a quello a bassa per soddisfare le eventuali richieste della Raffineria. L'eccesso di vapore a bassa pressione è inviato alla turbina.

L'Unità 730 comprende le seguenti apparecchiature e sistemi:

- scambiatori di calore: evaporatore a bassa pressione, preriscaldatori, evaporatori e surriscaldatori a media e alta pressione;
- pompe di acqua di alimento a media e alta pressione;
- steam drum a bassa, media e alta pressione;
- degasatore a bassa pressione di vapore;
- serbatoio di blow-down;
- serbatoio di flash atmosferico;
- banco di campionatura;
- Unità dosaggio chimico;

Allegato B18 Rev.1

- sistema di post-combustione;
- silenziatori della turbina per i corpi a media e bassa pressione;
- silenziatore della turbina per il corpo ad alta pressione.

Unità 740 - Generatore elettrico

L'Unità 740 è composta dalle seguenti apparecchiature e sistemi:

- generatori elettrici

Servizi comuni a tutti i generatori:

- sistema idrogeno di raffreddamento
- sistema CO₂ protezione antincendio all'interno della copertura
- sistema protezione antincendio esterno ad acqua.

Consumi

Risorse idriche

Il consumo di risorse idriche relativo all'unità a Ciclo Combinato (CCU) viene riportato nelle seguenti tabelle ed è riferito, per fase di utilizzo, alle acque igienico sanitarie, alle acque di raffreddamento e di processo, così come riporta la scheda B.2.1 nell'anno di riferimento 2003.

Approvvigionamento	Fasi di utilizzo	Utilizzo	Volume totale annuo, m ³
ACQUA DEMI DA UTILITIES	CCU	Industriale di processo	1.423.921 (1)
ACQUA DISSALATA	CCU	Industriale di processo	0

(1): dato da infoplus (MPS a raffineria + make-up).

Approvvigionamento	Fasi di utilizzo	Utilizzo	Volume totale annuo, m ³
ACQUA INDUSTRIALE DA RAFFINERIA	CCU	Industriale di raffreddamento	52.800 (1)
ACQUA POTABILE DA RAFFINERIA	CCU	Igienico sanitario	2.700 (2)

(1) dato da interscambi 2003 ripartito tra PPU (40%) – CCU (40%) – UTILITIES (20%);

(2) dato da interscambi 2003 ripartito tra PPU (50%) – CCU (50%).

Il consumo di risorse idriche alla massima capacità produttiva dell'unità a Ciclo Combinato (CCU) viene riportato nella seguente tabella ed è riferito, per fase di utilizzo, alle acque igienico sanitarie, alle acque di raffreddamento e di processo, così come riporta la scheda B.2.2.

Approvvigionamento	Fasi di utilizzo	Utilizzo	Volume totale annuo, m ³
ACQUA DEMI DA UTILITIES	CCU	Industriale di processo	1.617.407
ACQUA DISSALATA	CCU	Industriale di processo	0
ACQUA INDUSTRIALE DA RAFFINERIA	CCU	Industriale di raffreddamento	56.626

Allegato B18 Rev.1

Approvvigionamento	Fasi di utilizzo	Utilizzo	Volume totale annuo, m ³
ACQUA POTABILE DA RAFFINERIA	CCU	Igienico sanitario	2.896

Energia termica ed energia elettrica

Nella seguente tabella sono riportati i consumi di energia termica, energia elettrica, il consumo termico specifico e il consumo elettrico specifico relativi all'unità a Ciclo Combinato (CCU), come indicato nella scheda B.4.1 nell'anno di riferimento 2003.

Fase o gruppi di fasi	Energia termica consumata (MWh)	Energia elettrica consumata (MWh)	Prodotto principale	Consumo termico specifico (kWh/MWh)	Consumo elettrico specifico (kWh/MWh)
ENERGIA ELETTRICA		52.754 (1)	Energia elettrica		11,77678 (2)
LPS a turbina a vapore	223.924 (3)		Energia elettrica	49,98867 (2)	
Wet syngas	8.053.612 (4)		Energia elettrica	1,839397 (7)	
Dry syngas	590.512 (5)		Energia elettrica	0,134869 (7)	
Gasolio	217.601 (6)		Energia elettrica	2,151323 (7)	

(1): dato da infoplus; il consumo è costituito dall'assorbimento degli ausiliari di macchina ma non da perdite di linee e trasformatori;

(2): dato espresso in kWh/MWh

(3): dato di consumo (293.559 tonn) da infoplus; entalpia media (656 kcal/kg) da dati medi di temp/press collettore a TV;

(4): LHV medio 2003-2005 = 1.902 kcal/kg;

(5): LHV medio 2003-2005 = 3.071 kcal/kg;

(6): LHV medio = 10.000 kcal/kg;

(7): dato espresso in MWh/MWh;

Nella seguente tabella sono riportati i consumi di energia termica, energia elettrica, il consumo termico specifico e il consumo elettrico specifico alla massima capacità produttiva relativi all'unità a Ciclo Combinato (CCU), come indicato nella scheda B.4.2.

Fase o gruppi di fasi	Energia termica consumata (MWh)	Energia elettrica consumata (MWh)	Prodotto principale	Consumo termico specifico (kWh/MWh)	Consumo elettrico specifico (kWh/MWh)
ENERGIA ELETTRICA		56.738,4	Energia elettrica		
LPS a turbina a vapore	240.150,9		Energia elettrica		
Wet syngas	8.637.498,9		Energia elettrica		
Dry syngas	633.324,1		Energia elettrica		
Gasolio	41.860		Energia elettrica		

Allegato B18 Rev.1

Combustibile

I combustibili consumati nell'unità a Ciclo Combinato (CCU), sono riportati nella seguente tabella, come indicato nella scheda B.5.1 nell'anno di riferimento 2003.

Combustibile	% S	Consumo annuo (t)	PCI (kJ/kg)
Wet syngas	32,6 ppm	3.641.208,4 (1)	7.962
Dry syngas	50,9 ppm	165.365,0 (1)	12.855
gasolio	0,16 %wt	18.713,9 (2)	41.860

(1): dati da scheda PPU (infoplus);

(2): dati da infoplus;

I combustibili consumati nell'unità a Ciclo Combinato (CCU) alla massima capacità produttiva sono riportati nella seguente tabella, come indicato nella scheda B.5.2.

Combustibile	% S	Consumo annuo (t)	PCI (kJ/kg)
Wet syngas	32,6 ppm	3.905.382	7.962
Dry syngas	50,9 ppm	177.358	12.855
gasolio	0,16 %wt	3.600	41.860

Le fasi delle attività dell'impianto IGCC in cui intervengono le sostanze sono riportate nella tabella di seguito allegata.

SOSTANZA	UNITA'											
	200	300	310	400	410	500	510	520	600	610	710	930
- Propano			X			X						
- Idrogeno									X	X		
- H ₂ S		X	X	X		X	X	X				
- TAR	X											
- Syngas		X	X	X	X (1)	X		X	X		X	
- Gasolio											X (2)	X
- Ossigeno		X					X					
- Nafta	X		X									

(1) Syngas saturo di acqua

(2) In alternativa al Syngas ed in fase di avviamento

- Unità 200 - Alimentazione della Carica
- Unità 300 - Gassificazione e lavaggio
- Unità 310 - Estrazione nerofumo
- Unità 400 - Raffreddamento gas a bassa temperatura e Idrolisi COS
- Unità 410 - Saturazione del Syngas

Allegato B18 Rev.1

- Unità 500 - Rimozione Gas acidi
- Unità 510 - Recupero zolfo
- Unità 520 - Trattamento gas di coda
- Unità 600 - Rimozione Idrogeno
- Unità 610 - Recupero Idrogeno
- Unità 710 - Turbine a gas

Le sostanze indicate in tabella non intervengono nelle fasi di attività delle unità:

- 320: Pretrattamento Acque di scarico
- 720: Turbine a vapore
- 730: Caldaie a recupero

nelle quali viene utilizzata o trattata acqua o vapore e nell'unità:

- 740: Generatori elettrici.

Emissioni

Le emissioni in atmosfera di tipo convogliato relative all'impianto IGCC e nell'anno di riferimento 2003 risultano essere come media annuale:

Camino	Portata Nm ³ /h	Inquinanti	Flusso di massa, t/anno (M)	Concentrazione, mg/Nm ³ (M)	% O ₂
IGCC	4.208.116	CO	97	0,1	3
		SO ₂	467	17	
		NO _x	586	19	
		Polveri	0,6	0,2	

Per maggiore completezza si riporta in allegato la campagna di misura semestrale eseguita nell'Impianto IGCC.

Acqua

Le acque reflue prodotte si riferiscono principalmente alle acque di drenaggio delle apparecchiature d'impianto convogliate in fognatura che possono contenere idrocarburi in emulsione e che vengono inviate alle vasche API del TAS e i composti dello zolfo dalle acque acide. Lo zolfo prodotto nell'unità di recupero zolfo rappresenta un prodotto prezioso ed è commercializzato per altre lavorazioni, per esempio in impianti chimici.

Rifiuti

I rifiuti tipici generati nell'impianto IGCC sono i fanghi derivanti dalle operazioni di manutenzione, i materiali esausti quali catalizzatori, letti adsorbenti, setacci molecolari. Per i catalizzatori esausti è previsto l'invio al fabbricante per il recupero dei metalli e lo smaltimento finale dei materiali inerti in discarica controllata.

Il processo PSA genera materiali esausti, i letti adsorbenti si rigenerano in continuo durante il funzionamento ed il materiale ha una durata prevista analoga a quella dell'impianto.

I moduli del processo a membrana devono essere spediti ogni 5 anni al produttore per la revisione.

IGCC -Utilities

Unità 910 Sistema di raffreddamento ad acqua mare

Presa Acqua Mare

L'acqua mare utilizzata per l'impianto di dissalazione viene prelevata dal Bacino di Presa Acqua Mare e inviata alle varie utenze per mezzo di pompe centrifughe verticali azionate da motore elettrico; due pompe sono normalmente in esercizio ed una è di riserva.

Per eliminare le sostanze solide non separate nel Bacino di Presa Acqua Mare sono stati previsti tre filtri due in funzione ed uno è di riserva.

Per evitare lo sviluppo di alghe e altri organismi viventi nelle apparecchiature acqua mare e per ottenere una completa sterilizzazione dell'acqua sono stati previsti dosaggi di biossido di cloro e di bioacida in corrispondenza della camera di presa della condotta acqua mare e nel Bacino di Presa Acqua mare.

Sistema Acqua Mare di Raffreddamento

Questo sistema è stato previsto per fornire acqua di raffreddamento al Sistema acqua dolce di raffreddamento, all'unità di Rimozione Zolfo e direttamente ai condensatori delle turbine nell'unità CCU.

Il sistema comprende la stazione di pompaggio, le Unità di trattamento chimico e la torre di raffreddamento.

La Torre di Raffreddamento è di tipo ibrido circolare a tiraggio forzato, questa può funzionare sia a umido che a umido-secco. I ventilatori dell'aria sono azionati da motore elettrico che avrà una sola velocità. E' previsto che la torre di raffreddamento funzioni nella modalità umido-secco: con questa modalità di funzionamento si minimizzano le perdite per evaporazione.

Due gruppi di pompe centrifughe verticali convogliano l'acqua dolce di raffreddamento alle utenze. Le pompe sono installate nel Bacino della Torre di Raffreddamento.

Il primo gruppo di pompe invia l'acqua dolce di raffreddamento all'unità CCU ed all'unità di Rimozione Zolfo.

Il secondo gruppo di pompe alimenta il sistema Acqua di Raffreddamento.

Per mantenere pulita l'acqua in circolazione è prevista l'aggiunta di biossido di cloro e di un antincrostante.

Generatore di Biossido di Cloro

Per il trattamento dell'acqua contro la formazione di alghe e microrganismi è stato previsto un dosaggio continuo di 0,2-0,5 ppm di biossido di cloro proveniente dai generatori di biossido di cloro.

Il package è costituito da due unità, ciascuna con capacità di 20 kg/h. Sono previsti tre punti di iniezione: uno alla stazione di pompaggio dell'acqua dolce di raffreddamento e due ai lati opposti del bacino della torre di raffreddamento. nel sistema di presa acqua mare sono stati previsti dosaggi di Biossido di Cloro e di Bioacida in corrispondenza della camera di presa della condotta marina e nel bacino di Presa Acqua mare.

Dosaggio Antincrostante

E' prevista un'unità di trattamento chimico antincrostante, per tenere sotto controllo la tendenza dell'acqua mare a formare incrostazioni, soprattutto all'interno degli scambiatori di calore. A tal scopo verrà dosato un fosfato organico in corrispondenza dei due lati opposti del bacino della torre di raffreddamento. La concentrazione prevista per il dosaggio è di 1,5-2 ppm, calcolata sul blow-down dell'acqua dolce di raffreddamento.

Unità 920 Sistema di raffreddamento a circuito chiuso

La torre di raffreddamento dell'IGCC è del tipo ibrido, a pianta circolare, con sezioni umida e secca separate.

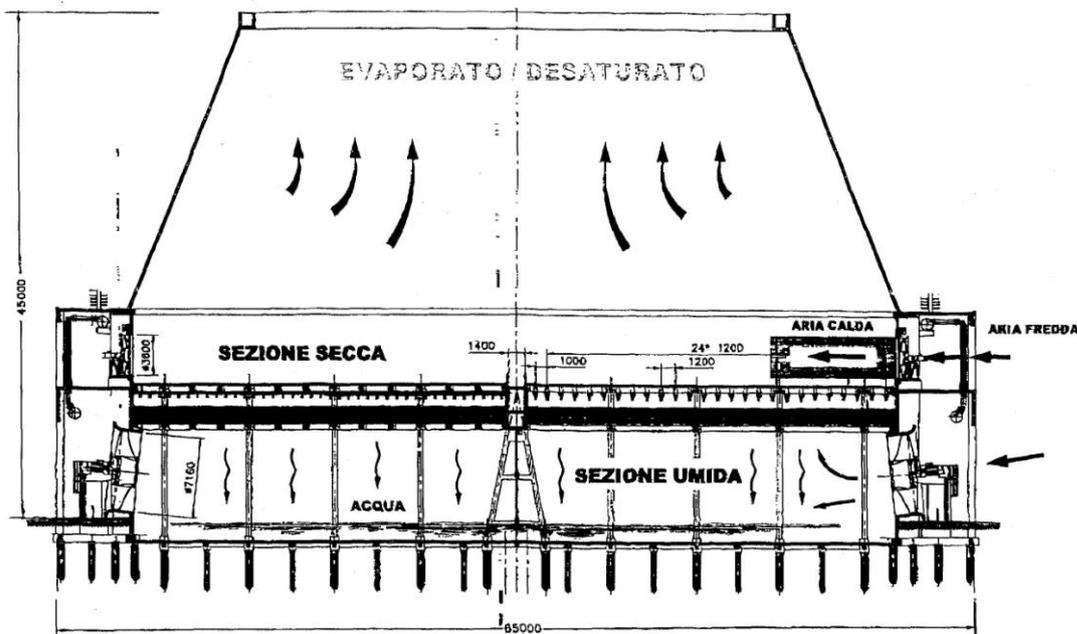
Questa torre, attualmente unica in Italia, è stata progettata in base alla migliore tecnologia disponibile ai fini ambientali, per minimizzare l'impatto dovuto al "pennacchio evaporativo", garantendo l'efficienza gestionale ottimale nelle varie condizioni climatiche stagionali.

Il funzionamento umido/secco è utilizzato per impedire la formazione del pennacchio di vapore acqueo in particolari condizioni ambientali, specialmente nel periodo invernale.

Il pennacchio è costituito da una miscela di aria calda e vapore acqueo generata dal processo di raffreddamento dell'acqua. In una atmosfera secca e calda, l'aria calda emessa è meno satura di vapore acqueo e quindi il pennacchio è meno consistente e si disperde molto velocemente; più fredda e umida è l'atmosfera e più consistente e persistente è il pennacchio, con possibili fenomeni di condensazione del vapore e ricaduta di gocce d'acqua al suolo, in particolari condizioni di bassa temperatura.

Tramite la torre di raffreddamento ibrida è possibile essiccare l'aria umida emessa, miscelandola con un flusso d'aria calda secca, in modo da ovviare alla visibilità del pennacchio e alla eventuale condensazione dei trascinamenti di vapore.

La torre ibrida è composta da due sezioni che operano in serie: sezione umida e sezione secca, come mostrato nella seguente figura.



TORRE IBRIDA DI RAFFREDDAMENTO

Allegato B18 Rev.1

Nella sezione secca parte dell'acqua calda di ritorno dagli impianti passa attraverso degli scambiatori a tubi alettati, situati perimetralmente al piano superiore della torre, dove il calore scambiato è utilizzato per produrre aria secca che viene immessa, tramite ventilatori, nel flusso di aria satura di umidità ascendente dalla sottostante zona umida.

Nella zona umida l'acqua, distribuita a pioggia tramite un sistema di ugelli e un riempimento di pacchi lamellari in P.V.C., viene raffreddata dall'aria immessa forzatamente dai ventilatori distribuiti perimetralmente. In questa sezione avviene il maggior scambio termico dell'intero ciclo di raffreddamento.

Il flusso di aria calda satura di umidità ascende dalla sezione umida, si mescola con l'aria calda secca prodotta nella sezione secca e quindi viene scaricata in atmosfera, praticamente desaturata dal vapore acqueo.

La quantità di aria secca necessaria è calcolata per assicurare che l'aria miscelata sia al di sotto del punto di saturazione, fin oltre la bocca di emissione della torre.

La torre di raffreddamento è divisa in quattro settori indipendenti, di cui uno è sempre escludibile per interventi di manutenzione.

Il sistema di acqua dolce di raffreddamento è costituito da un circuito chiuso che utilizza acqua dissalata.

L'acqua dolce di raffreddamento di ritorno dalle utenze viene raccolta ed inviata tramite le pompe di circolazione dell'acqua di raffreddamento ai refrigeranti dove viene raffreddata mediante acqua mare e quindi immessa nella rete di distribuzione.

E' stata prevista una colonna piezometrica per compensare le perdite di acqua dolce di raffreddamento ed assorbire le variazioni di volume dovute a oscillazioni di temperatura nel circuito, mediante acqua dissalata.

Per evitare la corrosione ed ottenere una sterilizzazione completa nel circuito dell'acqua dolce di raffreddamento è stata prevista l'aggiunta di un anticorrosivo e di biossido di cloro.

La soluzione per prevenire la corrosione viene trattata nel recipiente dell'inibitore di corrosione, il biossido di cloro utilizzato in questo sistema è prodotto nel Generatore di Biossido di Cloro.

Per ogni scambiatore di calore a piastre è stato previsto un filtro allo scopo di ridurre i solidi sospesi contenuti nell'acqua in circolazione.

Per mantenere pulita l'acqua in circolazione è prevista l'aggiunta di biossido di cloro e di un antincrostante.

Unità 930 Sistema diesel per turbine a gas e gas combustibile

Il sistema include un serbatoio di stoccaggio, tre stazioni di pompaggio ed un recipiente di drenaggio.

Il sistema è alimentato con gasolio stoccato in tre serbatoi preesistenti, posizionati nell'area della raffineria, con capacità totale di stoccaggio di circa 5.000 m³.

Il gasolio è alimentato dalla raffineria al serbatoio di stoccaggio per mezzo di due pompe di tipo centrifugo orizzontale di caricamento (una in funzione e una di riserva).

La capacità di questo serbatoio di stoccaggio soddisfa circa tre ore di consumo normale.

Durante le emergenze o in fase di avviamento delle turbine a gas, il gasolio è prelevato dal serbatoio di stoccaggio e quindi convogliato all'unità CCU mediante tre stazioni di pompaggio.

Ogni stazione di pompaggio è composta da:

- due pompe centrifughe progettate per una capacità di 55 m³/h, e pressione di mandata pari a 6,5 bar rel. Entrambe le pompe sono comandate da motore elettrico: due sono in funzione ed una è di riserva;
- filtri sull'aspirazione di ogni pompa;
- un accumulatore regolato in pressione sulla mandata pompa per continuare ad alimentare al turbogas durante i periodi di emergenza. Sarà garantita una durata minima di 30 s.;
- il riciclo della pompa è regolato dall'orifizio di portata;

Allegato B18 Rev.1

- gli scarichi raccolti dai filtri, dall'aspirazione e scarico pompe, sono convogliati al recipiente dei residui del gasolio;
- sulla linea che convoglia il gasolio al serbatoio è installata una valvola di riciclo dimensionata in modo da mantenere costante la pressione del fluido.

In condizioni normali, l'unità è ferma e pronta per essere avviata, tramite l'avviamento automatico, attraverso un segnale proveniente dall'unità CCU.

E' previsto un sistema di tipo comune per il recupero dei residui oleosi. Gli scarichi sono raccolti nel recipiente dei residui del gasolio, che è un recipiente interrato orizzontale che porta al sistema dei residui della raffineria mediante la pompa dei residui del gasolio.

Unità 950 Sistema recupero condensato

Le condense ad alta, intermedia e media pressione provenienti dai rispettivi collettori sono convogliate verso il Recipiente Evaporazione Condense, dove avviene l'evaporazione del liquido a 4,5 bar rel.

Il vapore prodotto è convogliato verso la rete di distribuzione Vapore a Bassa Pressione, mentre la condensa è mandata sotto controllo di livello al Recipiente Recupero Condense. La pressione è di 0,75 bar rel.. In questo recipiente si produce vapore per evaporazione, questo è condensato nella torre di abbattimento vapore per mezzo di acqua demineralizzata come mezzo di raffreddamento.

Unità 970 Sistema di aria strumenti e impianti

In questo sistema l'aria atmosferica è compressa, raffreddata, parzialmente essiccata, stoccata e distribuita ai due collettori principali dell'aria, uno per l'aria strumenti e l'altro per l'aria impianto.

L'aria strumenti è usata principalmente per attivare le valvole di controllo pneumatiche; l'aria servizi o impianto viene usata per scopi secondari quali il mantenimento dell'energia per i mezzi attivati ad aria e per pulizia tramite soffiatura delle apparecchiature e aree intorno all'impianto.

La fornitura continua di aria strumenti è essenziale per il funzionamento dell'impianto I.G.C.C., mentre la mancanza di aria servizi non interessa il funzionamento dell'impianto: perciò viene data priorità all'aria strumenti, togliendo la fornitura di aria servizi, chiudendo automaticamente la valvola di controllo sul collettore aria servizi quando la pressione scende al di sotto del punto di taratura di bassa pressione.

L'unità è formata dalle seguenti sezioni:

- compressori aria
- recipienti di raccolta aria
- essiccatori aria.

Compressori aria

La stazione di compressione consiste in 2 compressori centrifughi, uno in funzione e l'altro di riserva; i due compressori dovranno funzionare anche in parallelo.

L'aria compressa è scaricata ad una pressione di 8 bar rel., raffreddata con acqua di raffreddamento a 40 °C e poi inviata al recipiente di raccolta aria.

Recipienti di raccolta aria

I due recipienti di raccolta aria sono posizionati uno a monte dell'essiccatore d'aria e uno a valle. Questi assicurano un tempo di permanenza di circa 10 minuti in caso di fermata.

Essiccatori aria

Gli essiccatori aria sono del tipo heatless e ciascuna unità consiste di due contenitori riempiti con allumina attivata. Durante il funzionamento normale uno dei contenitori è in funzione, mentre l'altro è in rigenerazione.

Il processo di essiccamento è completamente automatico, la rigenerazione è effettuata con una parte dell'aria essiccata che proviene dall'essiccatore in funzione.

Unità 980 Sistema di dissalazione

L'acqua dissalata che proviene dal sistema di dissalazione è raccolta verso l'unità di demineralizzazione della raffineria e diretta verso la rete di distribuzione.

Il Serbatoio di Stoccaggio acqua dissalata ha una capacità di 1000 m³; da questo serbatoio, l'acqua dissalata è pompata verso l'unità di demineralizzazione della raffineria e alla a rete di distribuzione, mediante pompe di Alimentazione acqua dissalata, una in servizio e l'altra di riserva.

Unità 990 Sistema azoto

L'azoto gassoso sarà prodotto attraverso l'Unità Package di Stoccaggio ed Evaporazione dell'azoto liquido utilizzando vapore a bassa pressione come fluido di riscaldamento.

Il package sarà costituito principalmente di:

- n° 2 serbatoi di stoccaggio dell'azoto liquido, a doppio mantello criogenico, con isolamento sotto vuoto con perlite;
- evaporatore azoto liquido;
- tubazioni, valvole, accessori, strumenti e dispositivi per il funzionamento automatico e sicuro del sistema;
- regolatore locale.

Aspetti ambientali

Consumi

Risorse idriche

Il consumo di risorse idriche relativo alle Utilities viene riportato nelle seguenti tabelle ed è riferito, per fase di utilizzo, alle acque igienico sanitarie, alle acque di raffreddamento e di processo, così come riporta la scheda B.2.1 nell'anno di riferimento 2003.

Approvvigionamento	Fasi di utilizzo	Utilizzo	Volume totale annuo, m ³
ACQUA MARE	DISSALATORI E TORRE	Industriale di processo	25.919.404 (1)
		Industriale di processo	NA

(1): dato da infoplus: acqua mare a reintegro torre (13.437.398 m³) + alimento dissalatori (12.482.006 m³); questi ultimi si ripartiscono in salamoia (8.809.580 m³) + dissalato (3.609.901 m³) + consumi (55.855 m³) + reintegro alla FCW (6.670 m³).

Approvvigionamento	Fasi di utilizzo	Utilizzo	Volume totale annuo, m ³
ACQUA INDUSTRIALE DA RAFFINERIA	UTILITIES	Industriale di raffreddamento	26.400 (1)
ACQUA POTABILE DA RAFFINERIA	UTILITIES	Igienico sanitario	1.080 (2)
		Industriale di raffreddamento	

(1): dato da interscambi 2003 ripartito tra PPU-CCU-Utilities;

(2): dato da interscambi 2003 ripartito tra PPU-CCU-Utilities.

Il consumo di risorse idriche alla massima capacità produttiva relativo alle Utilities viene riportato nella seguente tabella ed è riferito, per fase di utilizzo, alle acque igienico sanitarie e alle acque di raffreddamento, così come riporta la scheda B.2.2.

Allegato B18 Rev.1

Approvvigionamento	Fasi di utilizzo	Utilizzo	Volume totale annuo, m ³
ACQUA MARE	DISSALATORI E TORRE	Industriale di raffreddamento	27.798.561
ACQUA INDUSTRIALE DA RAFFINERIA	UTILITIES	Industriale di raffreddamento	28.314
ACQUA POTABILE DA RAFFINERIA	UTILITIES	Igienico sanitario	1.158

Energia termica ed energia elettrica

Nella seguente tabella sono riportati i consumi di energia termica, energia elettrica, il consumo termico specifico e il consumo elettrico specifico relativi alle Utilities, come indicato nella scheda B.4.1 nell'anno di riferimento 2003.

Fase o gruppi di fasi	Energia termica consumata (MWh)	Energia elettrica consumata (MWh)	Prodotto principale	Consumo termico specifico (kWh/m ³)	Consumo elettrico specifico (kWh/m ³)
UTILITIES – ENERGIA EL.		182.776,5 (1)	Acqua mare		7,05
UTILITIES - LPS	22.815 (2)		Acqua dissalata	6,3	

(1): dato di consumo totale PPU+Utilities da interscambi 2003, ripartito al 50% tra PPU e Utilities come da N.O.C.;

(2): dato da infoplus;

Nella seguente tabella sono riportati i consumi di energia termica, energia elettrica, il consumo termico specifico e il consumo elettrico specifico alla massima capacità produttiva relativi alle Utilities, come indicato nella scheda B.4.2.

Fase o gruppi di fasi	Energia termica consumata (MWh)	Energia elettrica consumata (MWh)	Prodotto principale	Consumo termico specifico (kWh/m ³)	Consumo elettrico specifico (kWh/m ³)
UTILITIES – ENERGIA EL.		187.733	Acqua mare		7,1
UTILITIES - LPS	24.468		Acqua dissalata	6,3	

Sostanze pericolose

Nella seguente tabella sono riportate le sostanze trattate nell'impianto IGCC

Impianto	Sostanze pericolose presenti	Quantità massima (t)
Unità 930	Gasolio	309

Allegato B18 Rev.1

Le fasi delle attività dell'impianto IGCC in cui intervengono le sostanze sono riportate nella tabella di seguito allegata.

SOSTANZA	UNITA'											
	200	300	310	400	410	500	510	520	600	610	710	930
- Propano			X			X						
- Idrogeno									X	X		
- H ₂ S		X	X	X		X	X	X				
- TAR	X											
- Syngas		X	X	X	X (1)	X		X	X		X	
- Gasolio											X (2)	X
- Ossigeno		X					X					
- Nafta	X		X									

(1) Syngas saturo di acqua

(2) In alternativa al Syngas ed in fase di avviamento

- Unità 200 - Alimentazione della Carica
- Unità 300 - Gassificazione e lavaggio
- Unità 310 - Estrazione nerofumo
- Unità 400 - Raffreddamento gas a bassa temperatura e Idrolisi COS
- Unità 410 - Saturazione del Syngas
- Unità 500 - Rimozione Gas acidi
- Unità 510 - Recupero zolfo
- Unità 520 - Trattamento gas di coda
- Unità 600 - Rimozione Idrogeno
- Unità 610 - Recupero Idrogeno
- Unità 710 - Turbine a gas

Le sostanze indicate in tabella non intervengono nelle fasi di attività delle unità:

320: Pretrattamento Acque di scarico

720: Turbine a vapore

730: Caldaie a recupero

nelle quali viene utilizzata o trattata acqua o vapore e nell'unità:

740: Generatori elettrici.

CENTRALE TERMOELETRICA CTE

Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante

La centrale termoelettrica (CTE) permette la produzione combinata di vapore ed energia elettrica.

È costituita da tre caldaie che producono vapore surriscaldato ad alta pressione e tre turbine a vapore che producono energia elettrica.

Storia dell'impianto

La progettazione esecutiva degli impianti in oggetto è stata effettuata dalle seguenti Società:

- TERMOKIMIK
- EUROTECNICA
- IDI
- SNAMPROGETTI
- ECOIMPIANTI
- G.B.A.

Capacità produttive dell'impianto

Centrale termoelettrica da 35.400 KW

Descrizione del processo e dell'impianto

La centrale termoelettrica è un impianto destinato alla produzione combinata di vapore ed energia elettrica.

L'acqua demineralizzata, utilizzata per l'alimentazione caldaia è preriscaldata attraverso gli scambiatori E2 A/B/C/D ed E6 e quindi degasata mediante i degasatori D1 A/B/C prima di essere inviata alle caldaie.

La centrale è costituita da tre caldaie (B1A - B1B - B1C) che producono vapore ad alta pressione surriscaldato, tre turboalternatori (EG 1/2/3) che producono energia elettrica a 6 kV ed un turboalternatore (EG 4) che produce a 15 kV per un totale di 52,75 MW.

Il vapore viene prodotto e distribuito, su tre reti separate, con le seguenti caratteristiche:

- AP (alta pressione): 72,5 kg/cm² - 480 °C
- MP (media pressione): 12 kg/cm² - 280 °C
- BP (bassa pressione): 3,5 kg/cm² - 180 °C

Le potenzialità nominali sono le seguenti:

- B1A: 85 t/h - costruttore BALKE-DURR
- B1B: 85 t/h - costruttore BALKE-DURR
- B1C: 140 t/h - costruttore BABCOCK

Per una capacità totale di 310 t/h.

Le caldaie B1A, B1B e B1C sono dotate di quattro bruciatori misti.

Le caldaie B1A e B1B possono essere gestite a combustione mista ma non sul singolo bruciatore (ogni bruciatore può funzionare con un solo tipo di combustibile). Generalmente tali caldaie sono esercite con fuel oil.

Il tipo di combustibile utilizzato è in funzione della disponibilità del gas.

L'olio combustibile viene preriscaldato prima dell'invio in caldaia e atomizzato mediante vapore.

L'aria comburente è preriscaldata mediante scambiatori a vapore e inviata su ciascuna caldaia,

Allegato B18 Rev.1

in esercizio normale, mediante una soffiante elettrica.

In caso di fuori servizio di quest'ultima è previsto l'inserimento automatico di una motrice a vapore che si avvia perciò in corrispondenza dei seguenti eventi:

- 1) Bassa pressione aria comburente.
- 2) Arresto del motore elettrico per mancanza di tensione o per intervento delle protezioni meccaniche e/o elettriche.
- 3) Basso numero di giri (solo per B1C).

Ciascun bruciatore è provvisto di n. 2 fotocellule che "vedono" la fiamma e intervengono sul quadro protezione fiamma, mandando in blocco il bruciatore allorché si verificasse lo spegnimento dello stesso o comunque una combustione anomala.

L'acqua di alimento alle caldaie viene inviata mediante un gruppo di 5 pompe elettriche e 3 pompe a vapore delle quali, in condizioni di marcia normale, 2 pompe elettriche e 1 a vapore sono adibite all'alimentazione CO boiler FCC.

Le pompe pescano da n° 3 degasatori termici (AP) di 170 m³/h ciascuno, che provvedono alla eliminazione dei gas disciolti nell'acqua per prevenire la corrosione nelle caldaie.

I degasatori sono alimentati con acqua demineralizzata, condensato ad alta pressione e vapore di degasaggio a bassa pressione. L'acqua demineralizzata prodotta nel demineralizzatore viene preriscaldata in una serie di scambiatori tramite acqua temperata e vapore a bassa pressione.

Il condensato ad alta pressione è condensato di recupero dalle turbine a condensazione (EG2 ed EG3), dalle turbine dei compressori e blowers dell'unità FCC.

La centrale termica include anche tre degasatori a piatti (due in funzione da 150 m³/h ciascuno, un terzo di riserva da 130 m³/h) dedicati alla produzione di acqua di alimento alle caldaie di recupero delle unità di processo per produzione di vapore MP e BP.

Quest'acqua viene utilizzata anche per altri usi nelle unità di processo.

I degasatori sono alimentati con acqua deionizzata proveniente dall'impianto di deionizzazione, vapore di degasaggio a bassa pressione e condensato di recupero delle unità di processo.

L'invio di acqua alle caldaie è gestito automaticamente mediante dispositivo di avviamento pompe per:

- 1) Bassa pressione acqua di alimento
Blocco del gruppo pompa - motore elettrico per mancanza di tensione e per intervento delle protezioni meccaniche e/o elettriche.

Il tempo di intervento della turbopompa è tale da impedire nei casi succitati il blocco della caldaia per basso livello, qualunque sia la condizione di carico.

Le protezioni per ogni caldaia e turbina prevedono blocchi con allarme.

Sono previste inoltre segnalazioni ottiche e acustiche per tutti i parametri concernenti l'esercizio.

Lato vapore AP, la caldaia e le utenze sono protette contro le sovrappressioni mediante tre valvole di sicurezza installate su ognuna delle caldaie (due sul corpo cilindrico e una in uscita al surriscaldatore finale).

Il vapore prodotto dai quattro generatori viene immesso in un unico collettore a cui sono collegate le quattro turbine (EG1 - EG2 - EG3 ed EG4), nonché le stazioni di conversione del vapore PVC 1 (AP/BP) e PCV2 - PCV10 (AP/MP).

Le turbine EG2-EG3 scaricano a condensazione, la turbina EG1 a contropressione sulla rete BP, la turbina EG4 a contropressione sulla MP.

Inoltre le tre macchine sono provviste di spillamenti di vapore intermedi che costituiscono altrettante produzioni sulle reti a MP e BP.

Allegato B18 Rev.1

In particolare l'EG1 - EG3 hanno uno spillamento MP, l'EG2 a BP.
E' disponibile inoltre una stazione di conversione dalla MP alla BP (PVC6) a comando automatico, che scarica l'eventuale eccedenza di vapore a MP sulla rete a BP.

Le momentanee eccedenze che si possono verificare nella rete a BP vengono scaricate all'esterno mediante due valvole di sfogo di cui una manuale e l'altra comandata automaticamente.

Una terza valvola di sfogo a comando automatico è locata in area SWS.

Nella stessa area è posta anche una stazione di laminazione MP/BP.

Allo stesso modo l'eventuale esubero di vapore AP viene scaricato automaticamente in atmosfera prima di far intervenire le valvole di sicurezza.

A valle di ciascuna laminatrice e spillamento è prevista una valvola di sicurezza.

Le turbine EG 1/2/3 azionano tre alternatori eccitati staticamente e raffreddati ad aria. La turbina EG4 ha la funzione di motore di lancio del gruppo mosso da turbina a gas (expander) azionante un alternatore.

Gli alternatori sono provvisti delle protezioni di allarme e blocco per anomalie meccaniche ed elettriche.

Aspetti ambientali

Sostanze pericolose

Nelle seguenti tabelle sono riportate le sostanze presenti nella centrale termoelettrica CTE.

Impianto	Sostanze pericolose presenti	Quantità massima (t)
CTE	Fuel Gas	0,06

Le fasi delle attività in cui intervengono le sostanze sono riportate nella tabella di seguito allegata.

CENTRALE TERMOELETTRICA C T E			
SOSTANZA PRESENTE	ATTIVITÀ		
	PRODUZIONE	DISTRIBUZIONE	CONSUMO
ACQUA	X		
VAPORE	X	X	X
F.G.	X		
F.O.	X		
Energia Elettrica	X	X	X
ADDITIVI	X		

Allegato B18 Rev.1

Aria

Le emissioni puntuali vengono convogliate dal camino 25, camino centralizzato. Il camino centralizzato convoglia i fumi derivanti dal Topping 1 e dalle tre caldaie della CTE.

In particolare le emissioni in atmosfera relative derivanti dal Topping 1 e dalle tre caldaie della CTE sono di tipo convogliato e nell'anno di riferimento 2003 risultano essere come media annuale:

Camino	Portata Nm ³ /h	Inquinanti	Flusso di massa, t/anno (C)	Concentrazione, mg/Nm ³ (C)	% O ₂
camino centralizzato	298.363	CO	141	54	3
		SO ₂	2.926	1.120	
		NO _x	1.390	532	
		Polveri	223	85	

Di seguito si riportano i contributi del T1 e delle tre caldaie CTE al camino centralizzato

Camino	Portata Nm ³ /h	Inquinanti	Flusso di massa, t/anno (C)	Concentrazione, mg/Nm ³ (C)	% O ₂
camino T1	100.715	CO	48	55	3
		SO ₂	915	1037	
		NO _x	255	290	
		Polveri	70	80	

Camino	Portata Nm ³ /h	Inquinanti	Flusso di massa, t/anno (C)	Concentrazione, mg/Nm ³ (C)	% O ₂
camino B1A	53.579	CO	25	53	3
		SO ₂	585	1246	
		NO _x	302	643	
		Polveri	302	96	

Camino	Portata Nm ³ /h	Inquinanti	Flusso di massa, t/anno (C)	Concentrazione, mg/Nm ³ (C)	% O ₂
camino B1B	54.629	CO	26	53	3
		SO ₂	571	1194	
		NO _x	303	634	
		Polveri	44	92	

Camino	Portata Nm ³ /h	Inquinanti	Flusso di massa, t/anno (C)	Concentrazione, mg/Nm ³ (C)	% O ₂
camino B1C	89.439	CO	42	54	3
		SO ₂	855	1091	
		NO _x	530	676	
		Polveri	66	84	

Rifiuti

I rifiuti tipici generati provengono dalle operazioni di pulizia/manutenzione periodica.

I rifiuti vengono prima inertizzati e successivamente inviati in discarica, la ditta che effettua lo smaltimento è la società Ecotec.

Suolo

Allegato B18 Rev.1

L'area impianti è pavimentata ed eventuali perdite o rilasci accidentali sono convogliate al sistema di fognatura oleosa della stabilimento che è collegato all'impianto Trattamento Acque di Scarico.

ENERGY SYSTEM

Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante

Circa il 30% del fabbisogno di energia elettrica della Raffineria è coperta dai generatori interni: i tre turbogeneratori alimentati con vapore ad alta pressione da 14 MVA e da 20 MVA ed il turboespansore alimentato con gas residuo caldo proveniente dall'unità FCC. Questi generatori interni immettono l'energia prodotta su una rete a 33 kV, allacciata alla rete AT (alta tensione) dell'ENEL da cui la Raffineria assorbe la restante parte di elettricità necessaria (30%). La rete elettrica di Raffineria è caratterizzata da altri tre livelli di tensione: 150 kV, 6 kV per i carichi a media tensione, 380 V per i restanti carichi a bassa tensione.

Descrizione del processo e dell'impianto

Rete elettrica

La Raffineria è dotata di generazione interna di energia elettrica (autoproduzione), ottenuta tramite tre turbogeneratori (rispettivamente due da 14 MVA-EG1, EG2- ed uno da 20 MVA - EG3) alimentati con vapore ad alta pressione da caldaie convenzionali, ed un turboespansore da 23 MVA-EG4. Quest'ultimo converte in energia elettrica l'energia ottenuta dall'espansione, all'interno di una turbina di potenza a recupero, di gas residuo caldo proveniente dalla attività di rigenerazione dei catalizzatori dell'impianto FCC.

I generatori di autoproduzione, in grado di coprire normalmente circa il 30% del fabbisogno di energia elettrica della Raffineria, immettono l'energia prodotta su una rete elettrica di distribuzione primaria, tramite i relativi trasformatori, esercita a 33 kV.

Una seconda rete elettrica di distribuzione/utilizzazione esercita a 6 kV alimenta i carichi a media tensione della Raffineria mentre una rete di utilizzazione a 380 V alimenta tutti i restanti carichi in bassa tensione.

La rete elettrica a 33 kV è allacciata, attraverso due trasformatori 150/33kV e due linee aeree a 150 kV, alla rete AT del GSE; da detta rete la Raffineria assorbe l'energia elettrica rimanente (circa il 70%) necessaria per soddisfare il fabbisogno interno di energia elettrica.

La rete elettrica di raffineria è caratterizzata, come già detto precedentemente, da quattro livelli di tensione: 150 kV, 33 kV, 6 kV e 0,38 kV.

Le due linee aeree del GSE a 150 kV fanno capo a portali di ammarco situati nei pressi della recinzione esterna lato Nord-Ovest della Raffineria, in un'area aperta denominata sottostazione "CAGLIARI SUD", ove sono ubicate anche le apparecchiature di sezionamento delle linee e di misura dell'energia.

Da questa sottostazione due cavi a 150 kV, isolati in olio fluido, interrati su un percorso della lunghezza di circa 900 m, collegano gli arrivi delle linee aeree con una stazione di distribuzione a 150 kV con interruttori in esafloruro di zolfo (GIS-SF₆), ubicata nella cabina di trasformazione denominata AT-1.

Dalla quale sono alimentate le altre cabine elettriche nei vari livelli di tensione.

Al fine di incrementare l'affidabilità della distribuzione di energia elettrica, con particolare riferimento alle utenze critiche di Raffineria, la Saras ha un proprio sistema di distacco carichi.

In questo modo gli impianti della Raffineria in caso di indisponibilità di energia elettrica rimangono in marcia e solo nel caso in cui questo distacco parziale non fosse comunque sufficiente, il programma precodificato procede al distacco totale dei singoli impianti in ordine di importanza.

Nel caso in cui la situazione evidenzii il 50% di E.E in meno, la Raffineria può ragionevolmente prevedere di avere in marcia la centrale elettrica, l'impianto FCC e gli impianti necessari al rispetto dei parametri ambientali.

Inoltre, in caso di black-out della rete pubblica, il complesso raffineria-IGCC e l'adiacente stabilimento Air Liquid (che fornisce l'ossigeno all'impianto IGCC) vengono comunque alimentati proteggendosi in un'isola di carico che si realizza nella stazione CAGLIARI SUD.

Rete olio combustibile (Fuel Oil)

Il FUEL OIL viene distribuito ai diversi utilizzatori attraverso una rete.

Il sistema di distribuzione dell'olio combustibile ai forni degli impianti di processo e ai generatori di vapore della CTE, è centralizzato in un'unica unità che prevede le seguenti apparecchiature:

- o n. 2 serbatoi di stoccaggio giornalieri TK06 da 800 m³ e TK08 da 1.100 m³, a tetto fisso e coibentati
- o n. 4 pompe di tipo a vite, di cui 2 turbinate, per l'invio dell'olio della CTE con circuito separato
- o n. 4 pompe di tipo a vite, di cui 2 turbinate, per l'invio dell'olio combustibile ai forni
- o n. 4 preriscaldatori del combustibile a vapore di cui 2 adibiti al preriscaldamento dell'olio alla CTE e 2 preriscaldamento dell'olio ai forni.

La temperatura di preriscaldamento è di 110-120 °C.

La pressione dell'olio nei circuiti di distribuzione ai forni ed alla CTE è tenuta costante tramite valvole regolatrici che ricircolano il combustibile in esubero su linee che ritornano al serbatoio di accumulo giornalieri.

Le portate complessive di esercizio normale delle pompe sono mediamente di 30 m³/h per la CTE e 60 m³/h per i forni delle altre unità, comprensive del ricircolo.

Rete gas di raffineria (Fuel Gas)

Il FUEL GAS proviene dalla raffinazione del petrolio grezzo. Il combustibile prima di essere immesso nella rete di distribuzione viene lavato, attraverso l'utilizzo di una soluzione amminica, per la riduzione del contenuto di idrogeno solforato, e per l'ottenimento delle caratteristiche richieste.

Le RETE FUEL GAS alimenta i forni degli impianti di processo ed i generatori di vapore della CTE.

La pressione della rete è pari a 3.5 kg/cm². la pressione viene controllata attraverso un regolatore che modifica il consumo di FUEL GAS sulla CTE con bilanciamento sul FUEL OIL.

SISTEMA DI ARIA COMPRESSA

Il sistema aria compressa è costituito da 4 compressori di cui 3 compressori centrifughi elettrici di tipo "CENTAC" costruzione Ingersoll Rand che forniscono una portata di 7500 Nm³/h cadauno ad una pressione di 7 kg/cm², mentre il quarto, comandato da turbina a vapore, ha una portata di 4500 Nm³/h ad una pressione di 7 kg/cm².

Sulla mandata di compressori sono disposti 3 polmoni di accumulo con una capacità di 58 m³ totali (uno da 30 m³ e due da 14 m³).

Da tali polmoni si dipartono due reti di distribuzione che servono separatamente il sistema aria strumenti e il sistema aria servizi con un consumo medio di 4500 Nm³/h e 6000 Nm³/h rispettivamente.

L'aria strumenti prima della distribuzione alle utenze (sistemi di comando e regolazione pneumatici) viene deumidificata in 5 essiccatori a letto di allumina di cui 4 da 1500 Nm³/h cadauno ed 1 da 800 Nm³/h.

La rete aria strumenti è protetta da eventuali cadute di pressione da un sistema di valvole di sezionamento automatiche che interrompono l'erogazione d'aria sulla rete servizi per privilegiare quelle sulla rete strumenti.

Il sistema di aria compressa si avvale anche di un quinto compressore elettrico (di tipo "CENTAC") da 7500 Nm³/h con relativo essiccatore per l'aria strumenti impianti installato nell'area dell'impianto MHC.

Aspetti ambientali

Sostanze inquinanti

RETE FUEL GAS				
SOSTANZA PRESENTE	FASI DELL'ATTIVITÀ			
	STOCCAGGIO	RISCALDAM.	DISTRIBUZ.	COMBUSTIONE
FUEL OIL			X	X

RETE FUEL OIL				
SOSTANZA PRESENTE	FASI DELL'ATTIVITÀ			
	STOCCAGGIO	RISCALDAM.	DISTRIBUZ.	COMBUSTIONE
FUEL OIL	X	X	X	X

RETE ARIA COMPRESSA			
SOSTANZA PRESENTE	FASI DELL'ATTIVITÀ		
	COMPRESSIONE	ESSICCAMENTO	DISTRIBUZIONE
ARIA	X	X	X

Aspetti ambientali

Aria

I potenziali rilasci in atmosfera dell'energy system sono i gas contenenti SO₂, NO_x, CO₂, CO e materiale particolato, inclusi PM₁₀ e metalli, la cui entità dipende dal tipo di combustibile utilizzato e dalle modalità con cui procede la reazione di combustione.

In genere gli impianti di combustione forniscono il maggior contributo di emissioni in aria in una raffineria.

Acqua

Il vapore che viene utilizzato per le varie attività dell'energy system viene in parte scaricato in atmosfera e in parte perso nelle acque reflue, provenienti principalmente dallo spurgo delle caldaie.

Rifiuti

I rifiuti generati nell'energy system sono i materiali da pulizia e manutenzione.

CARATTERISTICHE BRUCIATORI

	potenzialità forno	Low NOx	Prestazione anno 2007 misura mg/Nm ³	combustibile tipo
B1A	86,9			FG/FO
B1B	86,9		326	FG/FO
B1C	114,4			FG/FO
T1 - F101	137,8	X		FG/FO
CCR F1/5	122,5		304	FG
ALKY A1F1	31,4			FG
FCC - COBO	139,5		194	FG
FCC - K1F3	51,1		187	FG
MHC - F101	16,3	X	172	FG
MHC - F251	44,8	X		FG
MHC - HF201	17,8	X	132	FG
RT2 F1A	38,8	X	217	FG/FO
RT2 F1B	38,8	X	175	FG/FO
T1 - F101	137,8	X		FG/FO
T2 - F1	128,6	X	267	FG/FO
U300 - F301	11,6		105	FG
U400 - F461	10,1		143	FG
U500 - F501	7,6		100	FG
U700 - F701	11,6		429	FG
VACUM F1A	48,1	X	152	FG
VACUM F1B	33,2		177	FG
VSF F102B	20,1	X	146	FG/FO
VSF F102C	29,3	X	254	FG/FO
Z3-F2	4,3		43	FG
Z4-F2	4,3		30	FG

Le misure sono state effettuate nel periodo Marzo - Giugno 2007 in cui tutti i bruciatori a Basso NOx erano operativi.

SISTEMA DI BLOW-DOWN E RECUPERO GAS

Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante

Il sistema raccoglie correnti di prodotti gassosi e liquidi provenienti dalle apparecchiature degli impianti a seguito di anomalie di esercizio. Comprende i collettori di fiaccola che raccolgono le correnti scaricate dalle valvole di controllo e dalle valvole di sicurezza, tre separatori liquido/gas, le guardie idrauliche e le torce.

E' presente anche un sistema separato per la raccolta di scarichi acidi, con un collettore principale, un recipiente di separazione liquido/gas e due guardie idrauliche alla base delle torce. Il gas acido è poi bruciato negli stessi terminali di fiaccole principali.

Storia dell'impianto

La progettazione esecutiva degli impianti in oggetto è stata effettuata dalle seguenti Società:

- TERMOKIMIK
- EUROTECNICA
- IDI
- SNAMPROGETTI
- ECOIMPIANTI
- G.B.A.

Descrizione del processo e dell'impianto

Il sistema di blow down è predisposto a ricevere eventuali scarichi di prodotti gassosi e liquidi provenienti dalle apparecchiature degli impianti a seguito di anomalie verificatesi durante l'esercizio.

Più precisamente a protezione di tutte le sezioni o circuiti sia degli impianti e sia dei servizi sono installate le valvole di sicurezza opportunamente tarate.

Il sistema è realizzato con una filosofia a blocchi inseriti in parallelo e sviluppati nel tempo contemporaneamente alle varie fasi di espansione della raffineria.

Si distinguono due suddivisioni che identificano altrettanti sistemi di convogliamento separati, in funzione della tipologia degli scarichi:

- A1) Blow Down idrocarburi
- A2) Blow Down acido per H₂S

Di seguito viene riportata una breve descrizione del sistema di blow-down e torce

A1) Blow Down idrocarburi

E' costituito da un'insieme di tre collettori principali che si sviluppano in parallelo in funzione della localizzazione degli impianti e sono così identificati:

1 - Blow Down Nord (42")

Riceve una serie di subcollettori sui quali scaricano rispettivamente le seguenti unità:

Topping 1, Topping RT-2, Visbreaking, Vacuum 2, T-304, T-110, HDS-300, HDS-400, HDS-500, HDS-700, Essiccamento gasoli, Parco GPL Ovest, Parco GPL refrigerato.

Provvede a convogliare gli scarichi nel separatore S40 D-1B dove avviene la separazione della fase liquida da quella gassosa.

Allegato B18 Rev.1

Il liquido è inviato, per mezzo di pompe, a un sistema di slop per essere rilavorato negli impianti; la fase gassosa viene inviata alla guardia idraulica S40-D4-C, quindi alla candela S40-F1-C per essere bruciata.

2 - Blow Down Sud (42")

Riceve una serie di subcollettori sui quali scaricano rispettivamente le seguenti unità:

Topping 2, Merox Kerosene, Vacuum 1, Cracking catalitico FCC, Alchilazione, Reforming catalitico CCR.

Provvede a convogliare gli scarichi nel separatore S40 D-1A dove avviene la separazione della fase liquida da quella gassosa, che sono inviate rispettivamente a slop e in candela (S40-F1-C) con un sistema identico a quello descritto per il Blow Down Nord.

3 - Blow Down impianti MHC (60")

Riceve gli scarichi degli impianti Mild Hydrocracking (MHC1 e MHC2II) e Impianto di Eterificazione. Provvede a convogliarli nel polmone S40 D-1C dove avviene la separazione della fase liquida da quella gassosa. Il liquido è trasferito a slop mediante pompe; il gas passa in una prima guardia idraulica e successivamente, suddiviso in due collettori da 30" muniti entrambi di una seconda guardia idraulica, defluisce nella candela S40-F1-C.

Tutti e tre i collettori principali sono opportunamente collegati, a monte dei polmoni separatori, per consentire la necessaria reversibilità per le manutenzioni.

Gli scarichi dei sigilli idraulici delle guardie idrauliche sono inviati nel separatore S40 D-6 da dove gli idrocarburi liquidi sono trasferiti a slop, mentre l'acqua è inviata alle unità di trattamento acque acide.

4 - Blow Down impianto IGCC (60")

Riceve gli scarichi provenienti dall'impianto IGCC, provvede a convogliarli nel polmone S40-D1D dove avviene la separazione della fase liquida da quella gassosa. Il liquido è trasferito a slop mediante pompe; il gas passa in una prima guardia idraulica e successivamente, suddiviso in due collettori da 30" muniti entrambi di una seconda guardia idraulica, defluisce nella candela S40-F1-D.

A2) Blow Down acido per H₂S

E' costituito da tre collettori.

Il primo da 8" raccoglie gli scarichi dei seguenti impianti:

lavaggio amminico DEA 1 e DEA 2, recupero zolfo Z2, Z3 e Z4.

Il collettore è dotato di due barilotti separatori da dove il liquido è riciclato nelle guardie idrauliche del Blow Down non acido, mentre la fase gas è scaricata nella candela S40-F1-E per mezzo di due linee da 8" munite di rompifiamma.

Il secondo collettore, da 16", riceve gli scarichi dagli impianti:

lavaggio amminico DEA 3, Sour Water Stripper SWS 1, SWS 2 e SWS3.

E' anch'esso dotato di un barilotto separatore di liquido che è riciclato nel polmone separatore del Blow Down MHC.

La fase gas invece, per mezzo di altri due collettori da 16" muniti entrambi di guardie idrauliche e di rompifiamma, è scaricata direttamente alla candela S40-F1-E.

Il terzo collettore, da 16", riceve gli scarichi dell'Impianto IGCC, dotato di un barilotto di separazione del liquido, la fase liquida è riciclata, la fase gas dopo il passaggio nelle guardie idrauliche è scaricata direttamente alla candela S40-F1-F.

A3) Torce

Nell'area Blow-Down e torce sono installati due sistemi di torcia di uguali caratteristiche. Ogni torcia è costituita da due tubazioni, ovvero una candela per gli idrocarburi (S40-F1/C e S40-F1/D) ed una per gli acidi (S40-F1/E ed S40-F1/F), sorrette da strutture metalliche che ne garantiscono la stabilità.

Sulla sommità della tubazione è posizionato il combustore dei gas scaricati.

I sistemi di torcia sono provvisti di dispositivi atti a garantirne la massima funzionalità, come di seguito descritti.

- *Bruciatori piloti*

Sono installati, per ciascuna candela, sistemi di bruciatori pilota comprendenti il relativo sistema di accensione e le linee di gas dedicato ai piloti.

Il numero e l'arrangiamento dei piloti è stabilito tenendo conto delle condizioni del vento nella zona d'installazione.

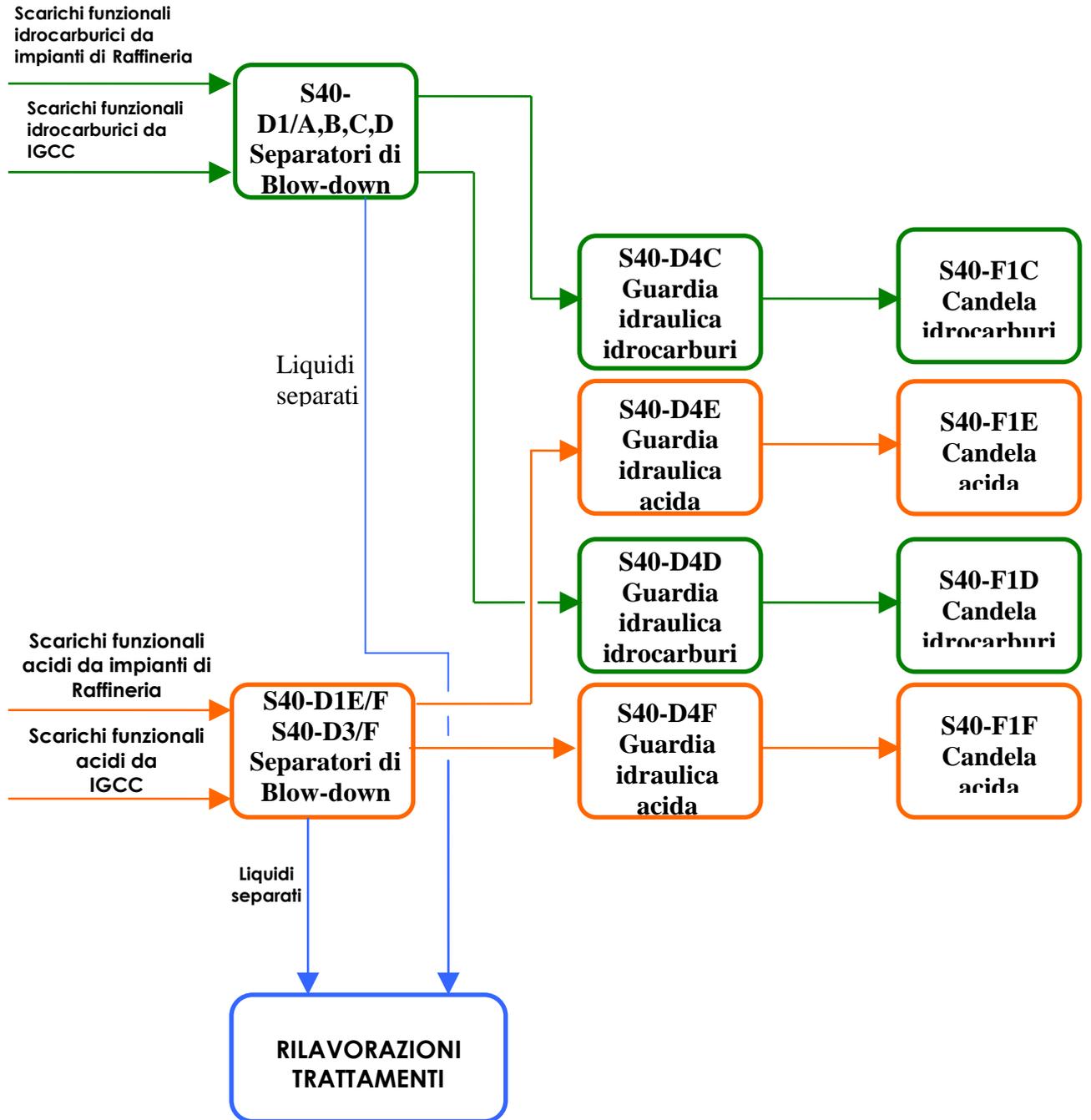
- *Sistema "Smokeless"*

E' prevista, in caso di necessità, l'immissione di vapore al terminale di torcia per evitare la formazione di fumo durante gli eventuali rilasci derivanti dall'entrata in esercizio di unità di raffineria o durante il loro blocco.

Capacità produttive dell'impianto

Per quanto riguarda il sistema Blow Down e Torce, la capacità dell'impianto tiene conto dell'assetto impiantistico della Raffineria al momento dell'entrata in esercizio dell'impianto di gasificazione, con un adeguato margine di progetto per future installazioni.

Tale portata di scarico corrisponde al massimo scarico a blowdown in caso di emergenza in Raffineria (mancanza generale di energia elettrica concomitante al mancato intervento dei due blocchi più gravosi di impianto).



Aspetti ambientali

Consumi

Sostanze pericolose

Nelle seguenti tabelle sono riportate le sostanze presenti nel sistema di blow-down e recupero gas:

Impianto	Sostanze pericolose presenti	Quantità massima (t)
Blow down e torce	GPL	0,5
	H ₂ S	0,04
	Benzina	89,8

Le fasi delle attività in cui intervengono le sostanze sono riportate nella tabella di seguito allegata.

BLOW DOWN - TORCE				
SOSTANZE PRESENTI	SEZIONI DELL'IMPIANTO			
	RETE COLLETTAMEN.	SEPARAZ.IDROC. LIQUIDI	GUARDIE IDRAULICHE	COMBUSTIONE IN TORCIA
FUEL GAS	X	X	X	X
H ₂ S	X	X	X	X
IDROC.LEGGERI	X	X	X	X
ACQUA	X	X	X	
VAPORE				X

Aspetti ambientali

Aria

Le tipiche emissioni del sistema di blow-down e recupero gas sono costituite da CO, CO₂, SO₂ e NO_x, da prodotti di combustione parziale e da gas non combustibili, con possibili tracce di H₂S e VOC non combustibili. In genere le emissioni dalle torce variano in funzione del flusso di gas da distruggere, dalla sua composizione, dalla temperatura di fiamma e, essendo il processo di ossidazione a fiamma libera, dalla velocità del vento.0

Acqua

L'acqua contenente possibili idrocarburi è presente nella guardia idraulica viene periodicamente inviata all'impianto di trattamento delle acque reflue dello stabilimento o al sistema di strippaggio delle acque acide, Impianto SWSa.

RIFIUTI PRODOTTI

Di seguito si riporta, relativamente all'anno 2006 una tabella riepilogativa contenente:

1. il codice CER di ciascun rifiuto prodotto
2. la quantità prodotto espressa in tonnellate
3. la destinazione

2006

CER	QUANTITA'	UM	CODICE	
			OPERAZIONI	DESCRIZIONE CODICE
050103	4.586,63	t	D9	Trattamento chimico fisico
050105	110,31	t	D9	Trattamento chimico fisico
050106	7.146,00	t	D9	Trattamento chimico fisico
050109	14.582,00	t	D9	Trattamento chimico fisico
050116	27,23	t	D9	Trattamento chimico fisico
050116	759,12	t	D1	Discarica
070101	396,04	t	R13	Messa in riserva
080318	0,66	t	D1	Discarica
100101	90,46	t	D9	Trattamento chimico fisico
130205	61,54	t	R13	Messa in riserva
150101	11,07	t	R13	Messa in riserva
150103	62,42	t	R13	Messa in riserva
150103	0,40	t	R13	Messa in riserva
150106	0,26	t	R13	Messa in riserva
150110	6,87	t	R13	Messa in riserva
150111	0,08	t	R13	Messa in riserva
150202	784,74	t	D9	Trattamento chimico fisico
150202	942,27	t	R13	Messa in riserva
150203	21,10	t	D1	Discarica
150203	7,12	t	R13	Messa in riserva
160114	0,02	t	R13	Messa in riserva
160214	5,54	t	R13	Messa in riserva
160216	0,17	t	R13	Messa in riserva
160506	0,39	t	R13	Messa in riserva
160508	6,74	t	R13	Messa in riserva
160509	169,76	t	R13	Messa in riserva
160601	10,36	t	R13	Messa in riserva
160801	264,24	t	R4	Riciclo/recupero dei metalli
160802	164,30	t	D9	Trattamento chimico fisico
160802	1.631,18	t	R13	Messa in riserva
160802	37,40	t	R13	Messa in riserva
160803	0,04	t	D1	Discarica
160803	15,46	t	D9	Trattamento chimico fisico
160803	137,88	t	R13	Messa in riserva
160803	0,04	t	D1	Discarica
160804	507,74	t	D9	Trattamento chimico fisico
160804	890,61	t	R5	Riciclo/recupero di altre sostanze inorganiche
161106	464,24	t	D9	Trattamento chimico fisico
161106	187,72	t	D1	Discarica
170201	74,54	t	D1	Discarica
170203	32,94	t	D1	Discarica
170203	0,22	t	D1	Discarica
170401	0,44	t	R13	Messa in riserva

Allegato B18 Rev.1

170402	1,31	t	R13	Messa in riserva
170405	3.806,80	t	R13	Messa in riserva
170405	1,72	t	R13	Messa in riserva
170411	69,74	t	R13	Messa in riserva
170504	13.175,46	t	D1	Discarica
170506	583,34	t	D1	Discarica
170604	207,04	t	D1	Discarica
170604	0,80	t	D1	Discarica
180103	0,18	t	D10	Incenerimento a terra
190802	289,43	t	D9	Trattamento chimico fisico
191307	5.147,95	t	R11	Utilizzazione dei rifiuti (recupero olio)
200121	2,30	t	D15	Deposito preliminare
200301	374,34	t	D10	Incenerimento a terra

METODI DI CALCOLO PER LA STIMA DELLE EMISSIONI DIFFUSE E FUGGITIVE DI VOC

I metodi di calcolo per le emissioni fuggitive e diffuse di VOC sono differenti in relazione alle diverse attività della raffineria.

Emissioni fuggitive

Per la stima delle emissioni fuggitive di VOC sono stati utilizzati degli algoritmi proposti dall'Unione Petrolifera e derivanti dal rapporto Concawe 87/52 "Cost-effectiveness of hydrocarbon emission controls in refineries from crude oil receipt to product dispatch".

In particolare, per una media raffineria europea, Concawe stima un rateo di emissioni fuggitive da flange, tenute meccaniche di pompe e compressori, steli di valvole, ecc., pari a:

E_p = da 0,01 a 0,015% sul peso del lavorato nel caso di raffinerie caratterizzate da programmi formalizzati di monitoraggio e manutenzione mirata al contenimento delle perdite.

E_p =kg/anno emissioni fuggitive da impianti di processo

Da un primo test di applicazione della metodologia LDAR applicata alla raffineria con utilizzo di ispezioni su impianto con camera IR e rivelatore FID si conferma che gli algoritmi di calcolo sono conservativi, nel senso che l'emissione complessiva di VOC risulta sovrastimata rispetto al reale. L'applicazione sull'intero stabilimento del monitoraggio delle fuggitive permetterà di quantificare puntualmente tali emissioni di VOC.

Emissioni diffuse

Per la stima delle emissioni diffuse sono stati adottati tre approcci differenti per le emissioni dalle vasche API, dalla movimentazione e dai serbatoi di stoccaggio.

Per quanto concerne le vasche API e la movimentazione sono stati adottati dei criteri di stima derivanti dall'applicazione dei fattori di emissione e dalle correlazioni di fonte EPA e API comunemente utilizzate.

Vasche API

$$EF = 660 \times OE \times (-6,6339 + 0,0319 \times TA - 0,0286 \times TBP_{10\%} + 0,2145 \times TW) / 100$$

EF= kg/anno emissioni di idrocarburi da vasche API

OE= m³/anno di olio in ingresso alla prima vasca o serbatoio impianto API

TA= temperatura media ambiente °F

TBP_{10%}= temperatura corrispondente al 10% di TBP °F

TW= temperatura media dell'acqua in ingresso °F

Allegato B18 Rev.1

Movimentazione

L'emissione dalle operazioni di carico/scarico dei prodotti petroliferi sono determinate con l'applicazione della seguente formula (USEPA, 1997a):

$$LL = 0.124 \times S \times P \times M/T$$

LL = VOC perdita al carico/scarico (kg/m³ di liquido caricato);

S = fattore di saturazione – (vedi Tabella sottoriportata);

P = tensione di vapore reale del liquido caricato/scaricato [kilopascal (kPa)];

M = peso molecolare del vapore (kg/kg-mole); e

T = temperatura liquido caricato/scaricato [in K° (cioè °C + 273)].

Cargo Carrier	Mode Of Operation	S Factor
Tank trucks and rail	Submerged loading of a clean cargo tank	0.50
Tank cars	Submerged loading: dedicated normal service	0.60
	Submerged loading: dedicated vapour balance service	1.00
	Splash loading of a clean cargo tank	1.45
	Splash loading: dedicated normal service	1.45
	Splash loading: dedicated vapour balance service	1.00
	Marine Vessels	Submerged loading: ships
Submerged loading: barges		0.5

Source: USEPA (1997a).

Stoccaggio

La stima dei rilasci è stata determinata con l'utilizzo dell'applicativo EPA "Tank's" versione 4.8. La determinazione delle quantità emesse è stata effettuata sulla base di:

- tipo di serbatoi (dimensioni, tipologie costruttive, verniciature, ecc.);
- condizioni atmosferiche periodiche del sito;
- contenuto dei serbatoi (caratteristiche chimiche e temperatura);
- quantità stoccate.

L'applicativo determina le quantità di VOC emesse sulla base delle quantità di idrocarburi movimentati in ciascun serbatoio nel corso dell'anno.

SORGENTI DI EMISSIONI DIFFUSE				
Sorgenti	Contenuto	Tipologia	Inquinanti caratteristici	Sistemi di Controllo
15 Serbatoi	Petrolio grezzo	Tetto galleggiante	Vapori di idrocarburi leggeri	Doppia tenuta
32 Serbatoi	Benzina	Tetto galleggiante	Vapori di idrocarburi leggeri	Doppia tenuta
2 Serbatoi	Metanolo	Tetto galleggiante+cupola geodetica	Metanolo	Doppia tenuta
13 Serbatoi	Kerosene	Tetto galleggiante	Idrocarburi leggeri	Doppia tenuta
34 Serbatoi	Gasolio	32 Tetto fisso 2 Tetto galleggiante	Idrocarburi	Doppia tenuta
28 Serbatoio	Olio combustibile	24 Tetto fisso 4 Tetto galleggiante	Idrocarburi	Doppia tenuta
31 Serbatoi	GPL	Sfere – Sigari	Rilascio solo in caso di emergenza. (V. Rapporto di Sicurezza)	
6 Serbatoi	Pentani	Horton sferoidi		

Emissioni di VOC – sostanze cancerogene/teratogene/mutagene

Allegato B18 Rev.1

Le emissioni di sostanze cancerogene, mutagene e teratogene associate ai VOC per le attività della raffinazione sono riconducibili alle emissioni di Benzene, Toluene, Etilbenzene e Xilene (BTEX).

In particolare l'emissione complessiva di BTEX è determinata con riferimento alla emissione di benzene, indicato come componente chiave.

Le emissioni di benzene sono state stimate con una relazione utilizzata in sede di Unione Petrolifera e che quantifica le emissioni di benzene pari al 0,9% del totale delle emissioni di VOC. Tale metodo di stima risulta conservativo e pertanto si ha una sovrastima delle quantità emesse.

G. PARTI DI IMPIANTO NON IN ESERCIZIO

Sezione di incenerimento fanghi Impianto Trattamento acqua di Scarico Impianto TAS)

Il forno inceneritore, fuori servizio e dal 1991 è in stato di conservazione.

H. PIANI DI SMANTELLAMENTO SUCCEDEUTISI NEGLI ANNI

Le principali attività di smantellamento hanno riguardato la demolizione di serbatoi per consentire la realizzazione di nuovi impianti.

In particolare è stato demolito, alla fine degli anni '80 il serbatoio di grezzo ST3 per la realizzazione dell'Impianto MHC1; successivamente è stato demolito anche il serbatoio ST2 per la realizzazione degli impianti MHC2 e di eterificazione.

Nella stessa area verrà realizzata la nuova sezione di desolforazione benzine FCC-U800 descritta nell'allegato C6.

Alla fine degli anni '90 sono stati demoliti 4 serbatoi di grezzo (ST 4-5-6-7) per consentire la realizzazione dell'Impianto IGCC.

Dello stesso periodo è la demolizione di 4 piccoli serbatoi per la realizzazione di un unico serbatoio id benzina ST123.

I. EVENTUALI BONIFICHE SU PARTI DI IMPIANTO (REALIZZATE O IN FASE DI REALIZZAZIONE)

Vedi allegato A26b Relazione su attività connesse all'applicazione del DM 471/99 per quanto riguarda l'intero sito.

Vedi AllegatoA.26c Bonifica sito IGCC per la bonifica dell'area in cui è stato costruiti l'impianto

L. GESTIONE DELLO STABILIMENTO

Descrizione delle modalità complessive di gestione dello stabilimento, includendo l'analisi delle problematiche ambientali correlate all'avvio ed all'arresto

Nel sito Saras è implementato un Sistema di Gestione della qualità, conformemente allo standard ISO 9001:2000. Attualmente risultano certificati i processi aziendali relativi alle seguenti attività:

- Laboratorio Chimico della raffineria, cui è assegnata la verifica e il controllo analitico degli idrocarburi presenti;
- Spedizioni, che cura la distribuzione, via terra e via mare, dei prodotti richiesti dai clienti;
- Movimento Prodotti, che si occupa della preparazione dei prodotti secondo le specifiche contrattuali dei clienti;
- Pontile, il quale sovrintende alle operazioni di carico e scarico, via mare, dei prodotti e delle materie prime (grezzi);
- Programmazione Operativa e a Medio Termine, che supervisiona gli arrivi delle materie prime (grezzi), le lavorazioni degli stessi, le preparazioni e le uscite dei prodotti finiti richiesti dai clienti;
- Ingegneria, che si occupa della progettazione di impianti nuovi, nonché delle modifiche di miglioramento degli impianti esistenti;
- Manutenzione e Costruzioni, che si occupa della realizzazione di impianti nuovi, nonché delle modifiche costruttive agli impianti esistenti.

Inoltre, nel maggio 2004, la raffineria ha ottenuto la certificazione ambientale del sistema di gestione ambientale che ha adottato ai sensi dello standard ISO 14001:2004.

In accordo alla politica di prevenzione degli incidenti rilevanti, l'azienda ha predisposto un sistema di gestione della sicurezza.

In conformità ai sistemi di gestione suddetti, si descrivono di seguito gli aspetti gestionali riguardanti le attività di manutenzione, i malfunzionamenti e gli eventi incidentali.

Gestione delle attività di manutenzione

Nell'ambito del sistema di gestione ambientale e del sistema di gestione della sicurezza, la procedura **SPP 015** descrive le modalità di gestione delle attività di ispezione e manutenzione di apparecchiature e impianti.

Il Sito è dotato, inoltre, di un Programma di manutenzione preventiva e programmata allo scopo di garantire nel tempo l'integrità, la funzionalità e l'affidabilità di impianti, macchine ed apparecchiature, tra cui quelle dedicate al controllo degli aspetti ambientali.

Di seguito si riporta una sintesi della procedura SPP 015.

Manutenzione programmata

In relazione alla tipologia delle apparecchiature ed impianti presenti in raffineria le attività periodiche di controllo, verifica e manutenzione sono riconducibili a:

- manutenzione ispettiva e predittiva;
- manutenzione preventiva;

Allegato B18 Rev.1

- manutenzione correttiva (a rottura).

La maggior parte delle attività di manutenzione preventiva sulle singole apparecchiature/impianti viene eseguita durante i periodi di **FERMATA PROGRAMMATA** delle apparecchiature degli impianti e dei servizi, opportunamente fissati sulla base dei risultati dei controlli ispettivi, delle periodicità di legge (per le attrezzature sottoposte a controllo periodico di legge), delle evidenze di interventi manutentivi correttivi nonché delle esigenze di produzione.

Le attività di manutenzione preventiva e predittiva che vengono effettuati periodicamente sono:

- controlli spessimetrici su recipienti e tubazioni;
- controlli sulla rete e sulle apparecchiature elettriche;
- controlli sulla strumentazione;
- controllo periodico dei blocchi, definito in uno specifico programma;
- controlli, verifiche e tarature su PSV;
- verifiche periodiche delle apparecchiature di rilevamento ambientale (ad esempio rilevatori H₂S)
- controlli sulle apparecchiature dinamiche;
- controlli, verifiche e manutenzione delle dotazioni ed attrezzature antincendio, gestito attraverso un programma di manutenzione preventiva, da parte del Reparto Antincendio del Servizio Prevenzione e Protezione.

I restanti interventi di manutenzione vengono eseguiti a seguito di guasti o malfunzionamento delle apparecchiature di impianti o servizi.

Manutenzione preventiva e predittiva

Il Servizio Ingegneria di Manutenzione Ispezioni e Collaudi, provvede a redigere un elenco, diviso per tipologie, delle apparecchiature/impianti che necessitano di manutenzione preventiva al fine di garantirne la sicurezza e la piena efficienza e di tarare con più precisione il sistema di manutenzione preventiva.

L'elenco delle apparecchiature critiche, viene compilato e/o revisionato a seguito di:

- revisione generale della valutazione dei rischi di incidente rilevante,
- analisi periodica dei risultati delle verifiche predittive,
- analisi periodica dei risultati delle manutenzioni preventive e correttive,
- analisi e valutazione dei rischi connessi ad attività di modifiche impiantistiche e di processi.

La manutenzione preventiva sulle apparecchiature statiche e sulle linee è effettuata dal Servizio Manutenzione. Per queste apparecchiature è prevista inoltre una manutenzione predittiva articolata in:

- *Controlli ispettivi*

I controlli ispettivi alla base della manutenzione predittiva si applicano alle seguenti apparecchiature di raffineria:

- apparecchiature statiche (colonne, scambiatori di calore, accumulatori, forni, caldaie, serbatoi, ecc.),
- tutte le linee (piping) degli impianti e di interconnessione ai serbatoi di stoccaggio e al terminale marino
- rivestimenti interni ed esterni di linee ed apparecchiature
- valvole di sicurezza.

Ad ogni apparecchiatura, a seconda della criticità viene attribuita una frequenza di ispezione sulla base delle seguenti considerazioni:

- classe di criticità dell'impianto/apparecchiatura;
- indicazioni del costruttore;
- risultati di precedenti monitoraggi;
- report delle attività di manutenzione preventiva e correttiva
- risultati del processo RBI (Risk Based Inspection).

Ogni apparecchiatura d'impianto ha una **Scheda d'Ispezione**, in cui viene riportato lo stato dell'apparecchiatura, gli interventi eseguiti e quelli previsti nella fermata successiva nonché indicata la stima di vita residua.

Per ogni apparecchiatura d'impianto viene emessa inoltre una **Scheda Previsione Interventi**, strutturata in due parti principali, una base comune a tutte le tipologie di apparecchiature, in cui vengono indicati i dati identificativi dell'apparecchiatura e la data del previsto intervento, e l'altra (variabile per tipologia di apparecchiatura) in cui sono descritti per ogni sua parte gli interventi da eseguire.

Metodi ispettivi

a) PIPING

Tutte le linee, ad eccezione di quelle in servizio per acqua potabile - aria strumenti - azoto - vapore b.p. , sono soggette a controllo spessimetrico periodico.

La periodicità del controllo è in generale di carattere triennale per quanto riguarda le linee fredde (temperatura di esercizio $<80^{\circ}\text{C}$), e a carattere massimo quinquennale per quanto riguarda le linee calde ($T \geq 80^{\circ}\text{C}$); quest'ultimo controllo può essere eseguito (con le normali procedure / strumenti) esclusivamente con la linea fredda, ciò che normalmente corrisponde alla fermata dell'impianto. Le linee del GPL refrigerato, fuori limite batteria impianti, vengono controllate ogni 3 anni mediante scoibentazione a tratti e spessimetria ultrasonora.

b) Apparecchiature

Tutte le apparecchiature, indipendentemente dal processo, sono oggetto d'ispezione.

L'ispezione viene svolta sia con apparecchiatura fuori servizio (bonificata ed in condizioni di massima pulizia), sia con apparecchiatura in esercizio. Il periodo fra due ispezioni successive varia mediamente da 2 a 5 anni a seconda della tipologia di apparecchiatura e del tipo di servizio.

c) Valvole di sicurezza

Tutte le valvole di sicurezza devono essere ispezionate periodicamente (1 o 3 anni a seconda del tipo di esenzione data dalla ASL); l'ispezione, di fatto coincidente con la verifica di legge, consiste oltre che in un controllo visivo dei componenti in una prova di collaudo eseguita al banco.

d) Movimento prodotti

Per i serbatoi atmosferici ed in pressione si effettua un'ispezione visiva generale esterna con serbatoio in esercizio, a cadenza annuale. Ogni 3-5 anni si rilevano, dall'esterno, gli spessori dei mantelli e le difettosità delle saldature con ultrasuoni, liquidi penetranti e/o liquidi magnetici. In occasione delle manutenzioni programmate si effettuano i controlli interni delle lamiere e dei fondi.

Le sfere hanno scadenza di legge decennale e comunque vengono ispezionate seguendo un programma basato sullo stato delle saldature rilevato dalle precedenti

Allegato B18 Rev.1

ispezioni.

- Programmazione della manutenzione predittiva (Programma di Fermata)

Il Servizio Ingegneria di Manutenzione Ispezioni e Collaudi redige annualmente, in base alle esigenze ispettive, il Piano di manutenzione predittiva; tale piano costituisce la base per formulare il programma di fermate impianti, in cui si integrano esigenze ispettive e di legge con esigenze di manutenzione.

Annualmente, in base ai risultati dei controlli ispettivi (riportati nelle "Schede d'ispezione" definiti per le singole apparecchiature) ed a evidenze/considerazioni emerse dalle altre attività di manutenzione, viene definito un programma di fermata.

Nel programma vengono prese in considerazione tutte le fermate programmate, siano esse Turn-Around o fermate di esercizio. Tale programma non include invece le fermate per investimento.

Le fermate denominate Turn-Around (TA) sono di entità significativa, in termini di durata e costo e, per ciascun impianto, vengono generalmente effettuate ogni tre – sei anni.

Le fermate di esercizio sono fermate programmate di minore entità, che si svolgono nell'intervallo di tempo che intercorre fra un Turn-Around e il successivo. Sono determinate ad esempio dalla necessità di effettuare interventi di pulizia sugli scambiatori o di procedere alla sostituzione di un catalizzatore.

Durante le fermate programmate o accidentali a valle di qualunque lavoro vanno specificati su appositi rapporti gli interventi da eseguire sulle singole apparecchiature.

Nel caso di fermate generali, a fine fermata va compilato un rapporto generale in cui viene illustrata la situazione in cui è stato trovato l'impianto, i lavori eseguiti e gli interventi significativi di maggior spessore che si prevede verranno eseguiti nella fermata generale successiva.

Manutenzione correttiva

Quando un operatore di reparto si accorge del cattivo funzionamento o della rottura di un apparecchio o strumento, o in generale di una avaria, deve avvertire il Capo Turno che emette l'avviso di manutenzione.

La riparazione dell'apparecchiatura avviene sulla base dell'avviso di manutenzione indirizzato alla specifica officina di competenza (meccanica, elettrica, strumentale).

Al termine della riparazione, la chiusura del lavoro viene effettuata mediante consegna dell'apparecchiatura dal Servizio Manutenzione all'Area Produttiva.

Piano decennale delle fermate (2006-2016)

1 Introduzione

Il piano di seguito dettagliato, sviluppato sulla base dei requisiti di integrità meccanica degli impianti, ha lo scopo di fornire indicazioni relative a:

- programmazione dei piani ispettivi
- programmazione delle visite di legge
- programmazione delle attività di processo

Allegato B18 Rev.1

- programmazione delle attività di manutenzione
- programmazione dei piani e delle attività di investimento
- elaborazione dei piani produttivi
- ottimizzazione della collocazione delle fermate in funzione dei vincoli di processo e produttivi

2 Ipotesi

I programmi di fermata dei principali impianti di processo sono sviluppati seguendo la logica delle fermate di TA ogni 6 anni.

Le fermate intermedie di pulizia sono previste solo per gli impianti Vacuum.

I programmi di fermata dell' Alky sono sviluppati seguendo la logica delle fermate di TA ogni 4 anni e, a partire dal 2010, ogni 6 anni.

Per l'impianto CCR Sez. PLAT è previsto uno SLOWDOWN intermedio per l'ispezione visiva, tramite endoscopio, delle turbine. Per l' impianto CCR Sez. HDT è prevista, ogni 3 anni, una fermata intermedia di processo per sostituzione catalizzatore.

Le fermate degli impianti di desolforazione a "media" e "alta" pressione (rispettivamente U400, U700 e MHC1&2) seguono le sole logiche di processo (cambio catalizzatore): le attività ispettive e di manutenzione dovranno essere realizzate, di principio, all' ombra delle fermate di processo. Una volta ogni 10 anni è ipotizzabile una fermata lunga di esercizio classificabile come TA.

La stessa logica, fermate funzionali alle sole esigenze di processo, è applicabile all' impianto Visbreaking. Una volta ogni 10 anni è ipotizzabile una fermata lunga di esercizio classificabile come TA.

Le fermate degli impianti di desolforazione a "bassa" pressione (U300 e U500) seguono le logiche di processo (cambio catalizzatori) che prevedono fermate ogni 6 anni: i TA avranno la stessa periodicità.

3 Piano decennale delle Fermate: periodo 2006-2015

3.1 I1

Sono ipotizzabili cicli di TA di 6 anni con una fermata intermedia a 3 anni per ispezioni e pulizia.

La prossima fermata intermedia è programmata per 2° semestre 2007.

Il prossimo TA è programmato per il 2010.

In occasione del TA del 2010 dovranno essere realizzati tutti quegli interventi per assicurare un

Allegato B18 Rev.1

ciclo di TA di 6 anni senza fermate intermedie.

I TA ² precedenti sono stati effettuati negli anni 1999 e 2004.

3.2 T2

Sono ipotizzabili cicli di TA di 6 anni senza fermate intermedie.

Il prossimo TA è pianificato per il 2012.

I TA ³ precedenti sono stati effettuati negli anni 1991, 1996, 2001, 2006.

3.3 RT2

In occasione dell' ultimo TA (Maggio/Giugno 2007) sono stati realizzati tutti quegli interventi per assicurare un ciclo di TA di 6 anni senza fermate intermedie.

Il prossimo TA è programmato per il 2013.

I TA ⁴ precedenti sono stati effettuati negli anni 1998, 2000, 2003 e 2007.

3.4 MHC1, MHC2 e Sezione Frazionamento

Sono ipotizzabili cicli catalitici medi di 24 mesi: attività ispettive e di manutenzione all' "ombra" delle fermate di processo.

3.4.1 MHC1

La prossima fermata è programmata per Novembre 2007: le successive dopo 30 mesi.

Le fermate programmate sono quindi previste secondo il seguente cronogramma:

Errore. Non si possono creare oggetti dalla modifica di codici di campo.

Rispetto al piano precedente, dove la fermata era originariamente programmata per il primo trimestre 2007, la fermata è stata post-posta per anticipo fermata MHC2.

3.4.2 MHC2

La fermata è in corso (Luglio 2007): la successiva fermata è programmata per il 1° semestre 2008 per interventi meccanici (Sostituzione VSD, upgrade linea a valle airfin effluente reattore) e

² SOLOMON 2004: T1 ultimo TA 2004, scheduled/actual interval 60/58.6 mesi.

³ T2 ultimo TA 2004. SOLOMON 2004: TA 2001, scheduled/actual interval 60/60 mesi.

⁴ SOLOMON 2004: RT2 ultimo TA 2000, scheduled/actual interval 50/51 mesi.

Allegato B18 Rev.1

sostituzione catalizzatore.

Il ciclo successivo sarà di 18 mesi. Dal 2010, a seguito revamping dell' unità per produrre gasolio di conversione a 10 ppm, il ciclo diventa di 24 mesi.

Le fermate programmate sono quindi previste secondo il seguente cronogramma:

Errore. Non si possono creare oggetti dalla modifica di codici di campo.

Con l' attuale programmazione non si ha, fino al 2017, contemporaneità di fermate MHC1 e 2.

Errore. Non si possono creare oggetti dalla modifica di codici di campo.

3.4.3 MHC Sezione frazionamento

Sono ipotizzabili fermate di manutenzione all' ombra delle fermate di processo dell' unità MHC2⁵.

3.5 Desolforazioni

Sono ipotizzabili cicli catalitici medi di 72 mesi per le unità a "bassa" pressione (U300 e U500) e 24 mesi per le unità a "media" pressione (U400 e U700).

Per le unità a "media" pressione le attività ispettive e di manutenzione (ex-TA) saranno programmate all' "ombra" delle fermate di processo e, quindi, con durate non superiori alle attività di "processo".

Per le unità a "bassa" pressione sono previsti TA con una periodicità di 6 anni⁶ e senza fermate intermedie per sostituzione catalizzatore.

3.5.1 U300

La prossima fermata è prevista per il 1° semestre 2008: è prevista la sostituzione totale del catalizzatore.

Le successive fermate (TA) avranno una periodicità di 72 mesi con sostituzione integrale del catalizzatore.

3.5.2 U400

⁵ Con MHC2 fermo MHC1 in assetto HDS con HVGO in carica

⁶ La precedente emissione del piano decennale prevedeva una periodicità di 48 mesi: è stata verificata la fattibilità di un esercizio continuo del catalizzatore per 72 mesi.

Allegato B18 Rev.1

La prossima fermata è programmata per il quarto trimestre 2007 con sostituzione integrale del catalizzatore.

Prossime fermate con periodicità di 24 mesi e sostituzione integrale catalizzatore ogni 48 mesi.

Il prossimo TA è programmato per il 2011.

Il TA precedente è stato effettuato nel 2002.

3.5.3 U500

La fermata programmata (TA) si è conclusa a Settembre 2006.

Le successive fermate (TA) avranno una periodicità di 72 mesi con sostituzione integrale del catalizzatore.

3.5.4 U700

La prossima fermata è programmata per il primo trimestre 2008 con sostituzione integrale del catalizzatore.

Prossime fermate con periodicità di 24 mesi e sostituzione integrale catalizzatore.

Il prossimo TA è programmato per il 2012.

Il TA precedente è stato effettuato nel 1997.

3.6 V1

In occasione dell' ultimo TA (Maggio/Giugno 2007) sono stati realizzati tutti quegli interventi necessari ad assicurare un ciclo di TA di 6 anni con una breve fermata intermedia a 3 anni per processo (pulizie, decocking e taratura PSV).

Il prossimo TA è programmato per il 2013.

I TA ⁷ precedenti sono stati effettuati negli anni 1990, 1995, 1997, 2002 e 2007.

3.7 RT1

In occasione dell' ultimo fermata (Maggio/Giugno 2007) sono stati realizzati tutti quegli interventi necessari ad assicurare un ciclo di 12 mesi.

La prossima fermate è programmata per il 1° semestre 2008.

Le attività ispettive e di manutenzione saranno collocate all' "ombra" delle fermate di processo e, quindi, con durate non superiori alle attività di "processo".

La fermata del 2007, per tipo e mole di attività, può essere considerata un TA: la periodicità di TA, considerando le opportunità delle fermate per "processo" può essere fissata a 10 anni.

⁷ SOLOMON 2004: V1 ultimo TA 1997, scheduled/actual interval 72/89 mesi.

Allegato B18 Rev.1

I TA precedenti sono stati effettuati negli anni 1990, 1997 e 2007.

3.8 V2

Sono ipotizzabili cicli di TA di 6 anni con una breve fermata intermedia a 3 anni di processo (pulizie, decocking e taratura PSV).

Il prossimo TA è pianificato per il 2012.

I TA ⁸ precedenti sono stati effettuati negli anni 1991, 1996, 2001, 2006.

3.9 CCR

3.9.1 PLAT

Sono ipotizzabili cicli di TA di 6 anni con uno "slowdown" a 3 anni per ispezioni turbine.

Il prossimo TA è pianificato per il 2012.

I TA ⁹ precedenti sono stati effettuati negli anni 1990, 1994, 1997, 2002, 2006.

3.9.2 HDT

Nell' aprile 2007 è stato sostituito integralmente il catalizzatore dell' R1A.

In occasione del TA del 2006 è stato sostituito integralmente il catalizzatore dell' R1B.

Le successive fermate avranno una periodicità di 36 mesi.

3.10 FCCU

Sono ipotizzabili cicli di TA di 6 anni senza fermate intermedie.

Il prossimo TA è pianificato per il 2010.

E' stata già verificata l' idoneità delle PSV a una marcia continua a 6 anni con taratura di alcune, con impianto in marcia, a 3 anni.

I TA ¹⁰ precedenti sono stati effettuati negli anni 1992, 1996, 1998 e 2004: nel 2001 è stata effettuata una fermata intermedia.

3.11 TAME

Inizio ciclo Settembre 2000.

Durata prevista delle resine 5 anni: è possibile la sostituzione delle resine con impianto in marcia.

⁸ V2 ultimo TA 2006. SOLOMON 2004: TA 2001, scheduled/actual interval 60/60 mesi.

⁹ CCR ultimo TA 2006. SOLOMON 2004: TA 2002, scheduled/actual interval 48/58 mesi.

¹⁰ SOLOMON 2004: FCC ultimo TA 2004, scheduled/actual interval 72/72.8 mesi.

Allegato B18 Rev.1

TA previsto nel 2010 in occasione del TA FCCU: fermate successive in concomitanza dei TA FCCU.

3.12 PRIME G+

Inizio ciclo Dicembre 2005.

Durata prevista del catalizzatore 7 anni.

TA previsto nel 2010 in occasione del TA FCCU: fermate successive in concomitanza dei TA FCCU.

3.13 Alkylazione

Il prossimo TA è programmato per il 2008: in funzione delle evidenze ispettive potrà essere necessaria una ispezione del forno nel 2009.

A partire dal 2010, in occasione del revamping dell' unità e con l' inserimento della sezione di trattamento ASO, cicli di TA di 6 anni con brevi fermate intermedie a 3 anni per attività ispettive.

Errore. Non si possono creare oggetti dalla modifica di codici di campo.

I TA ¹¹ precedenti sono stati effettuati negli anni 1998, 2001 e 2004.

3.14 MEROX KERO

Sono ipotizzabili TA a 9 anni: prossimo TA nel 2010, successivo nel 2019.

3.15 Zolfi

Sono ipotizzabili cicli di TA di 4/5 anni.

Per lo Z2 il TA è pianificato per il 2010, per lo Z3 è pianificato per il 2009 e per lo Z4 è pianificato per il 2008.

I TA precedenti per l' unità Z2 sono stati effettuati negli anni 1997, 2000, 2002, 2006; per l' unità Z3 negli anni 2000, 2002, 2005 e per l' unità Z4 negli anni 1998, 2001, 2003.

3.16 DEE

Sono ipotizzabili cicli di TA di 6 anni.

Per la DEA1 il TA è pianificato per il 2008, in concomitanza con la fermata U700.

¹¹ SOLOMON 2004: ALKY ultimo TA 2004, scheduled/actual interval 72/72.7 mesi.

Allegato B18 Rev.1

Il TA della DEA2 è stato eseguito nel Maggio/Giugno 2007: il prossimo TA della DEA2 è attualmente programmato per il 2013.

Per la DEA 3 il TA potrebbe essere collocato al 2011.

I TA precedenti per l' unità DEA1 sono stati effettuati negli anni 1991, 1996, 2002; per l' unità DEA2 negli anni 1992, 1996, 2000, 2007 e per l' unità DEA3 negli anni 1996, 2000, 2005.

3.17 SWS

Sono ipotizzabili cicli di TA di 9 anni.

Per il SWS1 il TA è pianificato per il 2010, con l' unità FCCU, e una breve fermata nel 2007 per taratura PSV.

Per il SWS2 il TA è pianificato per il 2007, con l' unità MHC1, e una breve fermata nel 2010 per taratura PSV.

Per il SWS3 il TA è pianificato per il 2011, con l' unità MHC2, e una breve fermata intermedia nel 2007 per taratura PSV e ispezione di alcune apparecchiature.

3.18 Caldaje

Sono ipotizzabili cicli di TA di 3 anni e fermate annuali di pulizia.

3.19 Idrogeno – Unità PSA -

Sono ipotizzabili cicli di TA di 9 anni.

3.19.1 PSA-UOP

Sostituiti setacci nel 2004, ultima ispezione apparecchi nel 2004: prossima fermata di TA, con sostituzione setacci, nel 2013.

3.19.2 PSA-LINDE

Sostituiti setacci nel 2005, ultima ispezione apparecchi nel 2005: prossima fermata di TA 2014.

3.19.3 HC-106 e HC 107

Revisione generale eseguita a Gennaio 2006.

Revisione ogni 3 anni: prossimi interventi nel 2009.

3.19.4 ENICHEM

Sono ipotizzabili cicli di 8 mesi.

3.20 IGCC

3.20.1 GASSIFICATORI IGCC

Gli intervalli manutentivi ad oggi consolidati sono di 12/15 mesi: gli obiettivi ipotizzano cicli di 18 mesi a partire dal 2° semestre 2008 con fermate, quindi, dei gassificatori ogni 6 mesi.

3.20.2 UNITA' DI LAVAGGIO

Sono ipotizzabili cicli di 3 anni.

La fermata delle unità U401/411/501 è programmata per il 1° semestre 2008.

La fermata delle unità U402/412/502 è stata effettuata a Maggio/Giugno 2007.

4 Allegato 1: Cronogramma Fermate Impianti di Processo Periodo 2006-2016

Errore. Non si possono creare oggetti dalla modifica di codici di campo.

Errore. Non si possono creare oggetti dalla modifica di codici di campo.

5 Allegato 2: Cronogramma Fermate –Precedente emissione -

Errore. Non si possono creare oggetti dalla modifica di codici di campo.

Le seguenti tabelle riassumono le strategie di controllo e manutenzione adottate in raffineria in relazione alle differenti tipologie di apparecchiature presenti.

Elementi soggetti a controllo	Tipo di controllo/manutenzione
<p>Apparecchiature statiche e linee:</p> <ul style="list-style-type: none"> ◆ apparecchiature statiche (colonne, scambiatori di calore, accumulatori, forni, caldaie, serbatoi, ecc.), ◆ tutte le linee (piping) degli impianti e di interconnessione ai serbatoi di stoccaggio e al terminale marino ◆ rivestimenti interni ed esterni di linee ed apparecchiature ◆ valvole di sicurezza 	<p>Apparecchiature statiche, linee e valvole di sicurezza sono sottoposte a controllo ispettivo; le strategie ispettive sono basate sulla metodologia SHELL-RBI (Risk Based Inspection) in corso di implementazione sui vari impianti. I metodi adottati sono:</p> <ul style="list-style-type: none"> - controllo spessimetrico periodico con ultrasuoni sulle linee; - esame visivo, liquidi penetranti, magnetoscopia, spessimetria con ultrasuoni, difettoscopia con ultrasuoni, difettoscopia con metodi elettromagnetici/elettrici, radiografie, repliche metallografiche, termografie sulle apparecchiature statiche; - ispezione periodica (che coincide con la verifica di legge) che consiste nell'esame visivo dei componenti e prova di collaudo valvole di sicurezza.
<p>Rete e apparecchiature elettriche:</p> <ul style="list-style-type: none"> ◆ motori elettrici ◆ trasformatori ◆ generatori ◆ protezioni elettriche ◆ interruttori ◆ inverter ◆ accumulatori di distribuzione CC ◆ blindato 150 kv 	<p>La strategia manutentiva è basata sulle esperienze pregresse e su una analisi multidisciplinare secondo la metodologia Shell-RCM (Reliability Centred Maintenance), in fase di implementazione sui vari impianti della Raffineria, che permette di individuare tutte le principali cause di guasto e le conseguenze relative in termini di costi, possibili incidenti e perdite di produzione.</p>

Elementi soggetti a controllo	Tipo di controllo/manutenzione
<p>Apparecchiature strumentali:</p> <ul style="list-style-type: none"> ◆ valvole di sicurezza ◆ sistemi di blocco grandi macchine (turbine e compressori) ◆ sistemi di blocco degli impianti di produzione, trasferimento e stoccaggio ◆ strumentazione di campo ◆ analizzatori di processo e ambientali ◆ contatori ed apparecchiature fiscali ◆ strumenti di livello parco serbatoi. 	<p>La strategia manutentiva è basata sulle esperienze pregresse e su una analisi multidisciplinare secondo la metodologia Shell-RCM (Reliability Centred Maintenance), in fase di implementazione sui vari impianti della Raffineria, che permette di individuare tutte le principali cause di guasto e le conseguenze relative in termini di costi, possibili incidenti e perdite di produzione.</p>
<p>Apparecchiature dinamiche:</p> <ul style="list-style-type: none"> ◆ pompe centrifughe ◆ turbine a gas/turbine a vapore/compressori centrifughi/compressori alternativi ◆ apparecchi di sollevamento ◆ attacchi rapidi bracci di carico pontile. 	<p>La strategia manutentiva è basata, analogamente alle apparecchiature strumentali, sulle esperienze pregresse e su una analisi multidisciplinare secondo la metodologia Shell-RCM (Reliability Centred Maintenance), in fase di implementazione sui vari impianti della Raffineria.</p>
<p>Attrezzature e dotazioni antincendio:</p> <ul style="list-style-type: none"> ◆ estintori (portatili e carrellati) ◆ impianti fissi (a polvere, a spostamento liquido, di erogazione schiuma) ◆ idranti ◆ monitori ◆ naspì ◆ docce lavaocchi ◆ coperte antifiamma ◆ cassette porta maschere ◆ cassette con tuta e autoprotettori ◆ maschere e filtri antigas. 	<p>Controlli, verifiche e manutenzioni periodiche delle attrezzature antincendio vengono eseguite in conformità con quanto richiesto dalla normativa e dagli standard di buona tecnica.</p> <p>Per ciascun tipo di dotazione esiste una anagrafica che ne identifica le caratteristiche, l'ubicazione all'interno della raffineria, il tipo di controlli a cui è soggetta.</p>

M. ANALISI DELLA GESTIONE DEI MALFUNZIONAMENTI E INCIDENTI AMBIENTALI ACCADUTI

Al fine di prevenire l'accadimento di emergenze, eventi incidentali e infortuni e adempiere alle norme di sicurezza e salute cogenti alle attività aziendali, la società ha implementato un Sistema di Gestione della Sicurezza e ha definito i seguenti documenti e strumenti:

- ◆ Politica di Prevenzione degli incidenti rilevanti;
- ◆ Procedure del Sistema di Gestione della Sicurezza;
- ◆ Manuale del Sistema di Gestione della Sicurezza;
- ◆ il Rapporto di Sicurezza;
- ◆ il Piano di Emergenza Interno;
- ◆ il Piano di Emergenza Esterno.

In particolare nell'ambito del sistema di gestione della sicurezza, le procedure **SPP 006**, **SPP 011** e **SPP 019**, descrivono rispettivamente le analisi dei pericoli e valutazione dei rischi di incidente rilevante, la gestione degli interventi di modifica agli impianti e ai processi, e la gestione delle attività di controllo periodico blocchi strumenti critici.

L'analisi e valutazione dei rischi di incidente rilevante viene condotta in base a quanto definito dalla specifica normativa di riferimento e viene applicata:

- nelle condizioni operative ordinarie, con periodicità previsti dalla normativa vigente;
- ai progetti di nuovi impianti;
- in caso di modifiche e migliorie agli impianti.

Ogni impianto, nuovo o modificato, viene sottoposto ad analisi HAZOP (Hazard and Operability Study), metodologia operativa di verifica applicata allo studio di processo con lo scopo di evidenziare e rimuovere le cause di possibili problematiche operative e di sicurezza.

In funzione dei risultati dell'analisi Hazop e dell'entità della modifica si procede eventualmente ad una nuova valutazione dei rischi secondo quanto previsto nella procedura "Analisi dei pericoli e valutazione dei rischi di incidente rilevante" (SPP006).

In relazione alla tipologia delle apparecchiature presenti negli impianti e dei blocchi ad esse connesse, e degli strumenti vengono definiti gli elenchi dei blocchi e degli strumenti critici per l'ambiente e per la prevenzione degli incidenti rilevanti.

Per ogni blocco e strumento critico viene analizzata tutta la catena interessata al rilievo ed alla effettuazione del blocco o della segnalazione per poter stabilire la tipologia degli interventi di controllo al fine di mettere in atto, durante il controllo stesso, tutti gli accorgimenti necessari per non causare anomalie o danni alla marcia degli impianti e di conseguenza alle persone e all'ambiente.

Con cadenza biennale, o in occasione di modifiche agli impianti o in seguito ad aggiornamenti tecnologici, viene verificata l'adeguatezza della tipologia e la periodicità del controllo dei blocchi e degli strumenti critici per l'ambiente e per la prevenzione degli incidenti rilevanti.

Per questa attività vengono presi in considerazione i dati derivanti dall'analisi delle anomalie e dei guasti di tutta la catena interessata al rilievo e al blocco o segnalazione degli strumenti critici nel biennio precedente.

Per quanto riguarda la politica di prevenzione degli incidenti rilevanti la raffineria redige, a partire dal 1989, un *Rapporto di Sicurezza* (RDS), in cui effettua un'analisi dettagliata della situazione impiantistica e gestionale esistente, ipotizza gli scenari di rischio e gli eventi incidentali possibili, quindi le conseguenze che questi possono portare, relativamente ai lavoratori, l'area interna dello stabilimento e l'area del territorio esterno.

Allegato B18 Rev.1

A partire dagli scenari di rischio interni allo stabilimento, la Saras ha definito il *Piano di Emergenza Interno* (PEI), finalizzato a:

- prevenire e limitare i danni alle persone e soccorrere gli eventuali infortunati;
- controllare gli eventi incidentali, limitando le dimensioni degli effetti;
- prevenire e limitare i danni all'ambiente;
- prevenire e limitare i danni al patrimonio aziendale.

Il piano di emergenza, così come è stato definito dalla raffineria, prevede diversi tipi di emergenza e li classifica in tre categorie:

- emergenza limitata, quando l'evento incidentale è circoscritto ad una zona ben delimitata dell'impianto, normalmente senza incendio, e può essere rapidamente eliminata con le sole risorse disponibili localmente;
- emergenza generale, quando un evento incidentale, per sua natura o per particolari condizioni ambientali, presenta il pericolo di propagarsi ad altri punti dell'impianto o interessare le aree esterne alla raffineria;
- mancati incidenti, quelle situazioni che potenzialmente avrebbero potuto portare ad incidenti.

Di seguito si riporta una tabella di sintesi riferita alle tipologie di eventi incidentali riscontrati negli ultimi cinque anni.

Le emergenze - Eventi registrati						
	2000	2001	2002	2003	2004	2005
emergenze generali	10	6	8	8	9	7
emergenze limitate	23	49	39	34	25	24
mancati incidenti	3	1	0	2	3	1

Come si nota, nel 2005 le *emergenze generali*, rimangono in linea con gli ultimi anni, senza discostarsi sostanzialmente dalla tendenza consolidata.

Le *emergenze limitate* hanno registrato un'ulteriore diminuzione. Il valore di 49 nel 2001 era stato imputato all'avviamento e alle fasi di primo esercizio dei nuovi impianti IGCC, TAME e MHC2, una lettura suffragata dalle successive riduzioni.

L'analisi dei *mancati incidenti* risente della scarsità dei numeri, dovuta ad una bassa segnalazione degli eventi. Questo tipo di segnalazione, così come avviene per le emergenze, può essere fatta anche attraverso la rete intranet di raffineria e potrebbe rappresentare un'importante fonte di dati e, quindi, di analisi dei fenomeni.

Di seguito si riporta una tabella di sintesi delle fermate di impianto a seguito di un'emergenza e i relativi giorni di fermata registrati negli ultimi cinque anni.

Le fermate						
	2000	2001	2002	2003	2004	2005
fermate impianto	5	7	5	1	0	5
giorni di fermata	24	26	3	1	0	31

Come si nota il risultato del 2005 ha registrato una situazione inversa all'andamento degli ultimi anni, con un aumento complessivo di fermate e dei giorni di interruzione di attività degli impianti, nonostante una riduzione del totale delle emergenze.

Strettamente connesso al Piano di Emergenza Interno è il Piano di Emergenza Esterno (PEE), un documento coordinato dalla Prefettura di Cagliari e redatto attraverso un iter istruttorio che ha coinvolto numerosi enti locali, i rappresentanti delle forze dell'ordine e di pronto intervento (Regione, Comune, Vigili del Fuoco, ASL, ecc...).

Allegato B18 Rev.1

Il Piano, revisionato nel settembre 2005, prevede le azioni da intraprendere, le forme di intervento e le procedure da seguire al verificarsi di eventi incidentali dai quali possano derivare conseguenze dannose per l'esterno dello stabilimento.