



SARAS S.p.A.

RAFFINERIA DI SARROCH (CA)

**RAPPORTO DI SICUREZZA DI STABILIMENTO
AI SENSI DELL'ART. 8 DEL D.LGS. 334/99
E SECONDO DPCM 31/03/89**

VOLUME V

**IMPIANTO FLUID CATALITIC CRACKING UNIT
FCCU**

Aggiornamento Ottobre 2005

Il presente documento è composto da n° 135 pagine, progressivamente numerate e da n° 14 allegati.

Emissione : 01
Data : Ottobre 2005
Commessa : 22135
Documento : 00RS22135
File : 22135-5-E01.doc
Floppy : 22135



PREMESSA

Il presente Rapporto di Sicurezza è stato elaborato conformemente a quanto richiesto dal D.Lgs. 334/99 e seguendo le linee guida del DPCM 31 Marzo 1989 (applicazione dell'art. 12 del Decreto del Presidente della Repubblica 17 Maggio 1988 n. 175 e successive modifiche)

CLAUSOLA PER LA RISERVATEZZA

Le informazioni contenute nel presente dossier vengono fornite sotto vincolo di riservatezza.

Il loro uso dovrà essere limitato esclusivamente agli scopi fissati dal D.Lgs. 334/99 e DPCM 31 Marzo 1989 sopra citati



INDICE VOLUME V

1.A.1	DATI IDENTIFICATIVI E UBICAZIONE DELLA RAFFINERIA	10
1.A.1.1	DATI GENERALI.....	10
1.A.1.2.	LOCALIZZAZIONE E IDENTIFICAZIONE DELLA RAFFINERIA	11
1.B.1	INFORMAZIONI RELATIVE ALL’IMPIANTO.....	12
1.B.1.1	STRUTTURA ORGANIZZATIVA.....	12
1.B.1.2	DESCRIZIONE DELLE ATTIVITÀ.....	13
1.B.1.3.	ANALISI PRELIMINARE PER INDIVIDUARE LE AREE CRITICHE DELL'ATTIVITÀ INDUSTRIALE	33
1.C.1	SICUREZZA DELL'IMPIANTO	38
1.C.1.1	SANITÀ E SICUREZZA DELL'IMPIANTO.....	38
1.C.1.2	REAZIONI INCONTROLLATE	41
1.C.1.3	DATI METEOROLOGICI E PERTURBAZIONI GEOFISICHE, METEOMARINE E CERAUNICHE.....	41
1.C.1.4	INTERAZIONE CON ALTRI IMPIANTI	41
1.C.1.5	ANALISI DELLA SEQUENZA DEGLI EVENTI INCIDENTALI	42
1.C.1.6	STIMA DELLE CONSEGUENZE DEGLI EVENTI INCIDENTALI	88
1.C.1.7	DESCRIZIONE DELLE PRECAUZIONI ASSUNTE PER PREVENIRE GLI INCIDENTI.....	108
1.C.1.8	PRECAUZIONI PROGETTUALI E COSTRUTTIVE	111
1.C.1.9	SISTEMI DI RILEVAMENTO.....	115
1.D.1	SITUAZIONI CRITICHE, CONDIZIONI DI EMERGENZA E RELATIVI APPRESTAMENTI.....	117
1.D.1.1	SOSTANZE EMESSE IN CONDIZIONI ANOMALE DI FUNZIONAMENTO ED IN CASO DI INCIDENTI.....	117
1.D.1.2	EFFETTI INDOTTI SU IMPIANTO AD ALTO RISCHIO DA INCENDIO O ESPLOSIONE	117
1.D.1.3	SISTEMI DI CONTENIMENTO ADOTTATI PER CONTENERE LE FUORIUSCITE DELLE SOSTANZE INFIAMMABILI.....	126
1.D.1.4	MANUALI OPERATIVI	126
1.D.1.5	SEGNALETICA DI EMERGENZA.....	126
1.D.1.6	FONTI DI RISCHIO MOBILI	127
1.D.1.7	MISURE PER EVITARE EVENTI CATASTROFICI.....	127
1.D.1.8	SISTEMI DI PREVENZIONE ED EVACUAZIONE IN CASO DI INCIDENTE	129
1.D.1.9	RESTRIZIONI PER L'ACCESSO ALL'IMPIANTO	129
1.D.1.10	MISURE CONTRO L'INCENDIO	129
1.D.1.11	SITUAZIONE DI EMERGENZA E RELATIVI PIANI.....	134
1.E.1	IMPIANTI DI TRATTAMENTO, SMALTIMENTO E ABBATTIMENTO	135
1.E.1.1	TRATTAMENTO E DEPURAZIONE REFLUI.....	135
1.E.1.2	SMALTIMENTO STOCCAGGIO RIFIUTI.....	135
1.E.1.3	IMPIANTI ABBATTIMENTO EFFLUENTI GASSOSI.....	135
1.F.1	MISURE ASSICURATIVE	135



ALLEGATI

- Allegato 1.A.1.2.2** Stralcio planimetrico Raffineria
- Allegato 1.A.1.2.3** Pianta e sezioni impianto
- Allegato 1.B.1.1.1** Funzioni interessate all'esercizio dell'impianto
- Allegato 1.B.1.2.4/A** Schemi a blocchi
- Allegato 1.B.1.2.4/B** Schema di flusso semplificato
- Allegato 1.B.1.3** - Schede riassuntive degli indici finali individuati in accordo alla suddivisione in Unità
- Planimetrie relative alla suddivisione in Unità dell'area
- Schede di dettaglio relative a ciascuna Unità
- Allegato 1.C.1.1.2** Analisi storica
- Allegato 1.C.1.5.1/a** Elenco degli interventi di adeguamento effettuati a seguito dell'analisi HAZOP sulle unità critiche.
- Allegato 1.C.1.5.1/b** Alberi di guasto
- Allegato 1.C.1.5.3** Procedure per mancanza utilities
- Allegato 1.C.1.9.1** Planimetria ubicazione rilevatori gas infiammabili/tossici
- Allegato 1.D.1.2.1** Planimetrie riportanti la mappatura delle conseguenze degli scenari incidentali
- Allegato 1.D.1.4** Indici Manuali Operativi
- Allegato 1.D.1.10** Planimetria sistemi antincendio nuova sezione desolforazione benzine medie da cracking



1. INTRODUZIONE

Il presente Volume costituisce l'aggiornamento del Rapporto di Sicurezza della Raffineria SARAS – Volume V– Impianto di cracking catalitico FCCU, ai sensi del D. Lgs. 334/99 – Art. 8.

Di seguito si riporta una tabella in cui si descrivono le modifiche effettuate all'impianto di cracking catalitico FCC ed i progetti già approvati dalle autorità competenti, in corso di esecuzione e/o di futura realizzazione, con l'indicazione dello stato di avanzamento dei lavori o dell'iter autorizzativo

Tabella 1. Modifiche eseguite e/o in corso di realizzazione nel quinquennio 2000 – 2005

IMPIANTO	DESCRIZIONE MODIFICHE	ITER AUTORIZZATIVO
FCCU	1 Installazione nuova sezione preparazione carica alchilazione	Collaudo ex ar. 48 Reg. Cod. Nav. effettuato con esito favorevole in data 23/05/2002
	2 Installazione nuovo stripper butano	Collaudo ex ar. 48 Reg. Cod. Nav. effettuato con esito favorevole in data 10/09/2004
	3 Progetto “Catalyst cooler” installazione nuovi compressori aria	Collaudo ex ar. 48 Reg. Cod. Nav. effettuato con esito favorevole in data 05/05/04
	4 Nuova sezione desolfurazione benzine medie da cracking MCN	Trasmissione al CTR della dichiarazione di non aggravio di rischio in data 05/09/2005

Nell'ambito dell'analisi di rischio effettuata nel presente documento, si è proceduto, ove necessario, alla revisione:

- ↪ Del metodo indicizzato di cui all'Allegato II del DPCM 31/03/1989, tenendo conto delle modifiche effettuate e degli interventi di adeguamento di sicurezza, volti essenzialmente all'applicazione degli standard interni di sicurezza Saras.
- ↪ Delle ipotesi incidentali, sia in termini di individuazione di nuove ipotesi incidentali, sia in termini di stima delle relative conseguenze, considerando:
 - Le modifiche effettuate, di cui al precedente punto
 - L'impiego di banche dati aggiornate (cfr. Volume I – Relazione Generale Par. 1.C.1.5.1)
- ↪ Degli scenari incidentali, considerando:
 - Le modifiche effettuate, di cui al precedente punto
 - L'individuazione di nuove ipotesi incidentali, caratterizzate da una frequenza di accadimento $> 10^{-6}$ occ/anno
 - Eventuali variazioni delle condizioni di processo che possano avere influenza sugli scenari incidentali già considerati nelle precedenti edizioni del rapporto di Sicurezza



Nelle seguenti tabelle si riporta il confronto tra:

- ✧ I valori degli indici di rischio generali compensati associati alle unità logiche individuate, stimati nel Rapporto di Sicurezza – Ed Ottobre 2000 e nell'Aggiornamento del Rapporto di Sicurezza Ottobre 2005
- ✧ I valori delle frequenze di accadimento associate alle ipotesi incidentali individuate, stimate nel rapporto di Sicurezza – Ed Ottobre 2000 nell'Aggiornamento del Rapporto di Sicurezza Ottobre 2005

Tabella 2. Confronto indici di rischio RdS Ed. Ottobre 2000 – Aggiornamento RdS ottobre 2005

UNITA'	INDICE G'				NOTE
	RdS 2000		RdS 2005		
<i>Splitter GPL</i>					
69 – Splitter GPL T110, T105;D204	70,34	Basso	70,34	Basso	Nessuna variazione
<i>FCCU</i>					
72 – CO-BOILER K1-F2	0,19	Lieve	0,18	Lieve	Installazione rilevatori mancanza fiamma piloti
73A – Reazione K1-R1	3,30	Lieve	3,30	Lieve	Nessuna variazione
73B – Rigenerazione K1-R2	0,72	Lieve	0,72	Lieve	Nessuna variazione
74 – Colonna Stripper K1-T1, K1-T2/3/4	5,52	Lieve	5,52	Lieve	Nessuna variazione
75 – Compressione – Accumulatori GC1-GC2; K1C1A/C1B, GD1/GD3	24,53	Basso	19,63	Lieve	Installazione EIV sulla mandata primo stadio compressori G-C1
76 – Assorbimento Stripper GT1÷7, GD5, GD4-A/B	311,29	Moderato	206,00	Moderato	Installazione valvola di blocco fondo G-T4
77A – Polmone Carica GT5	51,34	Basso	51,34	Basso	Nessuna variazione
77B – Splitter Benzina GT10, K1D10, GE12, GE13, GE51A/B, GE18, GT11	23,47	Basso	38,49	Basso	Indice di rischio ricalcolato nell'ambito della NNA per il reinserimento colonna GT11 (progetto produzione benzine leggere a basso tenore di zolfo)
77C – Colonne Lavaggio Scambio Termico GT8, GT9, GE45	8,67	Lieve	6,94	Lieve	Installazione valvola di blocco con chiusura automatica per bassissimo livello G-D9B, installazione EIV fondo colonna G T8
77D – Frazionamento benzina GT12, GD10, GE11A/B, GE13A, GE52	35,37	Basso	35,37	Basso	Nessuna variazione



UNITA'	INDICE G'				NOTE
	RdS 2000		RdS 2005		
77E – Preparazione carica alky (HYD-R1, HYD-D1, HYD-D3)	--	--	84,84	Basso	Nuova unità logica individuata nell'ambito delle NNA per l'installazione della nuova sezione preparazione carica alquilazione
77F – Strippaggio GPL taglio C4 (HYD-T1, HYD-D4, HYD-E2/E3)	--	--	63,46	Basso	Nuova unità logica individuata nell'ambito delle NNA per l'installazione nuovo stripper butano.
78 – Merox Benzina M11D4	15,42	Lieve	15,42	Lieve	Nessuna variazione
79 – Merox GPL M2D2, D7, T1A/B, T2A/B, T5A/B, M2C1A/B	123,79	Moderato	111,23	Moderato	Installazione blocco per alta concentrazione ossigeno sulla linea di alimentazione al M2-T4
80- Forno Preriscaldamento K1-F3	18,53	Lieve	16,62	Lieve	Installazione blocco in logica due su tre per alta temperatura uscita forno, blocco in logica due su tre per bassissima portata carica alimentazione forno e blocco in logica due su tre per bassa pressione fuel gas
80 A - Accumulatori D801, D802	--	--	12,7	Lieve	Nuove unità logiche individuate nell'ambito della NNA per l'installazione della nuova sezione desolforazione benzine medie MCN
80B-Preriscaldamento carica E801A/B/C; E802A/B	--	--	29,23	Basso	
80C-Reattori desolforazione R801, R802	--	--	22,76	Basso	
80D-Forno F801	--	--	18,70	Lieve	
80E-Separatore D803, D806	--	--	194,16	Moderato	
80F-Colonna di lavaggio amminico T801, scambiatore E804	--	--	1,95	Lieve	
80G-Frazionatrice T802, accumulatore D805, scambiatori E803 A/B, E805, E806	--	--	93,39	Basso	
80H-Forno F802	--	--	5,25	Lieve	
80I-Compressore MC801, KO-drum D804	--	--	0,95	Lieve	

**Tabella 3. Confronto frequenze di accadimento RdS Ed. Ottobre 2000 – Aggiornamento RdS ottobre 2005**

Ipotesi	Frequenza di accadimento		NOTE
	RdS 2000	RdS 2005	
Impianto Reforming Catalitico			
Stress termico scambiatori E 52 A/C e E 52 B/D	$2,6 \cdot 10^{-4}$	$1,01 \cdot 10^{-4}$	Utilizzo banca dati Exida
Variazione del regime di pressione del rigeneratore R2	$\ll 10^{-6}$	$\ll 10^{-6}$	
Variazione del regime di pressione reattore R1	$< 10^{-6}$	$< 10^{-6}$	
Esplosione forno K1-F3	--	$\ll 10^{-6}$	Nuova ipotesi incidentale Utilizzo banca dati Exida
Sovratemperatura Forno K1-F3	--	$< 10^{-6}$	Nuova ipotesi incidentale Utilizzo banca dati Exida
Sovrapressione Accumulatore K1-D5 per perdita di livello in G-D9B	--	$\ll 10^{-6}$	Nuova ipotesi incidentale Utilizzo banca dati Exida
Sovrapressione Stabilizzatrice G-T4 Accumulatore K1-D5	--	$1,18 \cdot 10^{-6}$	Nuova ipotesi incidentale Utilizzo banca dati Exida
Stress termico ribollitore GE48	$6,9 \cdot 10^{-5}$	$2,15 \cdot 10^{-6}$	Utilizzo banca dati Exida
Sovrapressione Separatore M2-D2 Merox GPL	--	$< 10^{-6}$	Nuova ipotesi incidentale Utilizzo banca dati Exida
Sovratemperatura Linea catalizzatore	--	$< 10^{-6}$	Ipotesi incidentale individuata nell'ambito della NNA per il progetto "Catalyst Cooler – installazione nuovi compressori aria" Utilizzo banca dati Exida
Sovrapressione Depropanizzatrice G-T7	--	$< 10^{-6}$	Nuova ipotesi incidentale Utilizzo banca dati Exida
Sovrapressione Colonna GT11	--	$< 10^{-6}$	Ipotesi incidentale individuata nell'ambito della NNA per il progetto "produzione benzine leggere a basso tenore di zolfo – rimessa in esercizio colonna GT11" Utilizzo banca dati Exida
Sovrapressione Splitter GT 10	$< 10^{-6}$	$\ll 10^{-6}$	Utilizzo banca dati Exida
Sovrapressione Colonna di frazionamento GT 12	$< 10^{-6}$	$< 10^{-6}$	Utilizzo banca dati Exida
Sovratemperatura Reattore di idroisomerizzazione HYD-R1	--	$\ll 10^{-6}$	Ipotesi incidentale individuata nell'ambito della NNA per l'installazione della nuova sezione preparazione carica alchilazione Utilizzo banca dati Exida
Backup flow Depronatrice GT7	--	$< 10^{-6}$	
Sovrapressione / sovratemperatura Debutanizzatrice HYD-T1	--	$\ll 10^{-6}$	Ipotesi incidentale individuata nell'ambito della NNA per l'installazione del nuovo stripper butano Utilizzo banca dati Exida
Perdita di livello Debutanizzatrice HYD-T1	--	$< 10^{-6}$	
Rilascio di gas infiammabili Compressori aria K1-C3, K1-C4	--	$< 10^{-6}$	Ipotesi incidentale individuata nell'ambito della NNA per il progetto "Catalyst Cooler – installazione nuovi compressori aria" Utilizzo banca dati Exida
Sovratemperatura Linea alimentazione Reattore K1-R1	--	$\ll 10^{-6}$	



Ipotesi	Frequenza di accadimento		NOTE
	RdS 2000	RdS 2005	
Rottura casuale Sezione Merox: perdita da accoppiamento flangiato	--	$1,4 \cdot 10^{-3}$	Nuova ipotesi incidentale
Rottura casuale Sezione preparazione carica alchilazione: perdita da accoppiamento flangiato	--	$3,5 \cdot 10^{-3}$	Ipotesi incidentale individuata nell'ambito della NNA per l'installazione della nuova sezione preparazione carica alchilazione
Rottura casuale Sezione Merox Minalk: perdita da accoppiamento flangiato	--	$1,75 \cdot 10^{-3}$	Nuova ipotesi incidentale
Rottura casuale tenuta Pompe centrifughe a tenuta semplice	--	$1,27 \cdot 10^{-3}$	Nuova ipotesi incidentale
Rottura casuale tenuta Pompe centrifughe a tenuta doppia	--	$< 10^{-6}$	Nuova ipotesi incidentale
Sovrapressione Colonna di lavaggio amminico D803-T801	--	$< 10^{-6}$	Nuove ipotesi incidentali individuate nell'ambito della NNA per l'installazione della nuova sezione desolforazione benzine medie MCN
Arrivo di liquido in aspirazione MC801	--	$< 10^{-6}$	
Perdita di livello Colonna di lavaggio amminico D803-T801 – Rigeneratrice ammina (esistente)	--	$< 10^{-6}$	
Sovrapressione Colonna di frazionamento T802	--	$< 10^{-6}$	
Sovratemperatura Colonna di frazionamento T802	--	$< 10^{-6}$	
Rottura causale tenuta Compressore MC-802	--	$2,7 \cdot 10^{-2}$	
Rottura causale tenuta Pompe centrifughe P801 A/B, P802 A/B, P803 A/B	--	$< 10^{-6}$	
Rottura casuale Accoppiamenti flangiati su scambiatori carica / effluente reattori E801 A/B/C, E802	--	$1,7 \cdot 10^{-4}$	
Rottura casuale Accoppiamenti flangiati su linea fondo T802	--	$2,2 \cdot 10^{-4}$	



1.A.1 DATI IDENTIFICATIVI E UBICAZIONE DELLA RAFFINERIA

1.A.1.1 DATI GENERALI

1.A.1.1.1 Ragione sociale ed indirizzo del fabbricante

L'impianto oggetto del presente Rapporto di Sicurezza, nominato Fluid Catalitic Cracking Unit (FCCU), è di proprietà della Società:

SARAS S.p.A.

Sede sociale: SARROCH (CA) - S.S. 195 Sulcitana km 19

1.A.1.1.2 Denominazione e ubicazione dell'impianto - Direttore Responsabile

Denominazione : Raffineria SARAS - Impianto Fluid Catalitic Cracking Unit (FCCU)
- Impianto splittaggio GPL T110

Ubicazione : SARROCH (CA)
S.S. 195 Sulcitana km 19

Latitudine Nord : 39° 04' 04''

Longitudine Est : 09° 01' 01''

Direttore Responsabile: Ing. Antioco Mario Gregu

1.A.1.1.3 Responsabile della progettazione

La progettazione esecutiva dell'impianto FCCU è stata effettuata dalla Società SNAM PROGETTI.

Recentemente, la Società AXENS ha curato la progettazione della sezione desolforazione benzina media (MCN) dell'impianto FCC

1.A.1.1.4 Responsabile dell'esecuzione del rapporto

Il presente Rapporto di Sicurezza è stato redatto dalla Società TECSA S.p.A., Via Figino 101 – Pero (MI), sotto la responsabilità del Direttore Sig. P.I. Vinicio Rossini, e dai tecnici citati al corrispondente paragrafo del Volume I – Relazione Generale.

La qualifica professionale del responsabile dell'esecuzione del presente rapporto è riportata in allegato 1.A.1.1.4 del Volume I – Relazione Generale.



1.A.1.2. LOCALIZZAZIONE E IDENTIFICAZIONE DELLA RAFFINERIA

1.A.1.2.1 Corografia della zona

Per le informazioni relative alla corografia della zona si rimanda al corrispondente paragrafo del Volume I – Relazione Generale, ed ai relativi allegati.

1.A.1.2.2 Posizione della raffineria

La posizione della Raffineria è indicata sulle mappe in scala 1:4000 e 1:2500 riportate in allegato 1.A.1.2.2 del Volume I – Relazione Generale.

In Allegato n° 1.A.1.2.2 al presente Volume è riportato uno stralcio planimetrico della Raffineria con l'individuazione dell'impianto Fluid Catalitic Cracking Unit (FCCU).

1.A.1.2.3 Piante e sezioni della raffineria

Per le rappresentazioni planimetriche dell'impianto Fluid Catalitic Cracking Unit (FCCU), si rimanda all'allegato 1.D.1.2.1 del presente Volume, in cui vengono riportate le planimetrie dell'impianto stesso con la rappresentazione grafica degli scenari incidentali.

Per le sezioni di Raffineria, è stata sviluppata una rappresentazione fotografica dei principali impianti di processo della Raffineria, in modo tale da visualizzarne anche lo sviluppo in verticale.

In allegato 1.A.1.2.3 al presente Volume, sono riportate le fotografie dell'Impianto FCCU.



1.B.1 INFORMAZIONI RELATIVE ALL'IMPIANTO

1.B.1.1 STRUTTURA ORGANIZZATIVA

In allegato 1.B.1.1 del Volume I – Relazione Generale, si riporta il grafico illustrante la struttura organizzativa della Raffineria Saras.

1.B.1.1.1 Funzioni interessate all'esercizio dell'impianto

L'impianto FCCU fa parte dell'Area Produttiva Conversioni & Utilities

L'impianto di splittaggio GPL fa parte dell'Area produttiva Distillazione e Desolforazione

In allegato 1.B.1.1.1 del presente volume sono riportati i grafici delle funzioni facenti parte delle Aree Produttive Conversioni & Utilities e Distillazione e Desolforazione.

1.B.1.1.2 Entità del personale

In allegato 1.B.1.1.1 del presente volume sono riportati gli organigrammi delle Aree Produttive Conversioni & Utilities e Distillazione e Desolforazione, con l'entità del personale impegnato.

1.B.1.1.3 Requisiti minimi di addestramento da dare al personale

La descrizione dei piani di addestramento dei neoassunti e dei programmi di formazione e informazione del personale di Raffineria sono riportati al corrispondente paragrafo del Volume I – Relazione Generale.



1.B.1.2 DESCRIZIONE DELLE ATTIVITÀ

1.B.1.2.1 Descrizione delle attività soggette a **RAPPORTO DI SICUREZZA** secondo l'art. 8 D.Lgs. 334/99

Gli impianti in oggetto sono ubicati all'interno della Raffineria SARAS di Sarroch, soggetta agli adempimenti del D.Lgs. 334/99 –Art. 8, come indicato al corrispondente paragrafo del Volume I – Relazione Generale.

Nella seguente tabella viene riportata l'assoggettabilità del singolo impianto FCCU, sulla base dei quantitativi di sostanze pericolose¹ effettivamente presente nello stesso.

Impianto	Sostanze pericolose presenti	Quantità massima	Soglia Art. 6/7	Soglia Art. 8	Assoggettabilità per sostanza: Art. 6/7 – Art. 8	Assoggettabilità impianto: Art. 6/7 – Art. 8
FCC	Idrogeno	0,3874	5	50	Esente	Art. 8
	Gas liquefatti estremamente infiammabili	177,5	50	200	Art 6/7	
	1- Molto tossiche	0,40449	5	20	--	
	7a – Liquidi facilmente infiammabili	179	50	200	Art 6/7	
	8 – Estremamente infiammabili	673,9	10	50	Art. 8	
Impianto splittaggio GPL T110	Gas liquefatti estremamente infiammabili	3,5	50	200	Esente	Esente

Di seguito si riporta una descrizione dettagliata dell'impianto Fluid Catalitic Cracking Unit (FCCU) e dell'impianto di splittaggio GPL T110.

¹ Sostanze pericolose: sostanze elencate in Allegato I – Parte 1 e Parte 2 al D.Lgs. 334/99.



IMPIANTO CRACKING CATALITICO (F.C.C.U)

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 (vedi schema a blocchi in allegato 1.B.1.2.1/a):

1. Preparazione carica
2. Reazione
3. Frazionamento
4. Rigenerazione
5. Recupero energetico
6. Concentrazione gas
7. Splittaggio benzina
8. Desolforazione benzina media MCN
9. Merox benzine
10. Merox GPL
11. Splittaggio GPL

In allegato 1.B.1.2/b si riporta lo schema di flusso semplificato relativo all'impianto FCC.

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:

	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 "SVCR" 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 ate 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 - 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 trascinamenti 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 (H_2S + incondensabili + GPL) confluiscono al GE-3/28 per il recupero del GPL e dell' H_2S .

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.

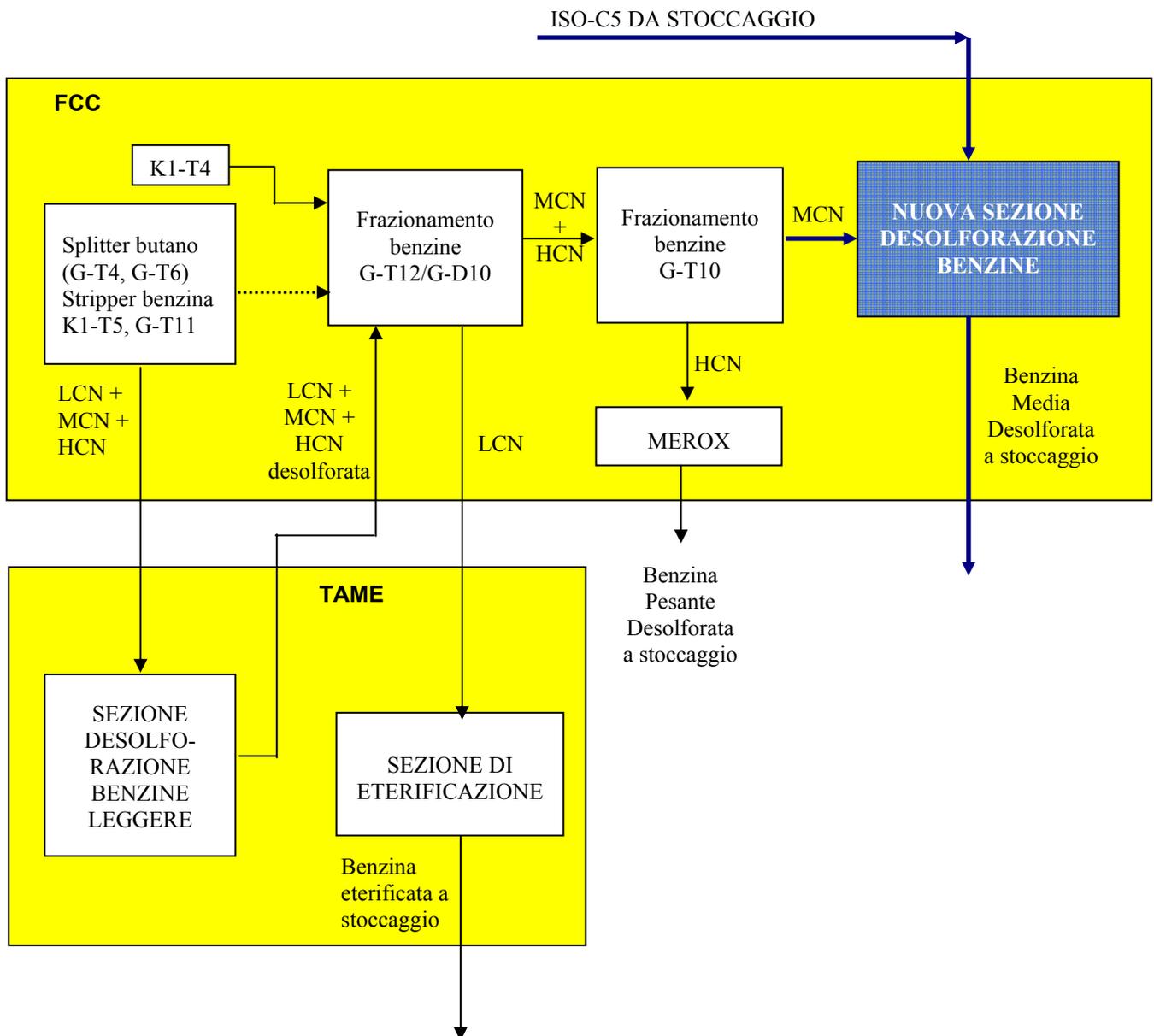
Il prodotto di testa viene condensato negli scambiatori ad aria GE-18 A/D, raccolto nell'accumulatore K1-D10, quindi inviato per mezzo della pompa GP-34 al trattamento Merox Minalk esistente M11, previo raffreddamento negli esistenti scambiatori GE 42, GE 44 A/B, GE 25 A/B.



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.

Di seguito si riporta uno schema esemplificativi relativo alle sezioni dell'impianto FCC oggetto di modifiche, nell'assetto previsto.





Di seguito si riporta la descrizione della nuova unità di desolforazione dell'impianto FCC.

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.

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 inviato 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 reflussata 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 sensore 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.



Merox benzine

Le benzine MCN (nella situazione ante installazione nuova sezione desolforazione benzine medie da cracking) ed HCN provenienti dalla colonna GT10, vanno nelle sezioni "Merox benzine", al fine di eliminare lo zolfo in esse contenuto.

Nel Merox 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'H₂S residuo.

La benzina, dopo il prelavaggio, additivata con soda, aria e con l'attivatore del catalizzatore UOP Merox 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 merox minalk M10-D3-A.

Merox G.P.L.

Il G.P.L. proveniente dalla stabilizzatrice viene desolforato 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' H_2 nella fase idrocarburica; in tale modo nel reattore di idroisomerizzazione è presente esclusivamente una fase liquida.

La corrente C_4/H_2 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, 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 H_2 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 1.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.



1.B.1.2.2 Codice attività

Il codice dell'attività secondo la classificazione dell'Allegato IV all'O.M. 21.02.85 del Ministero della Sanità é 313 E - Industria dei derivati del petrolio.

1.B.1.2.3 Tecnologia di base adottata

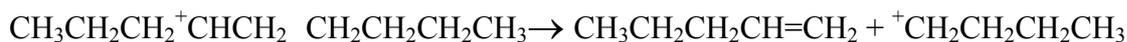
Il cracking catalitico ha la funzione di trasformare idrocarburi ad alto peso molecolare in prodotti più leggeri.

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 desolfurazione. 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).



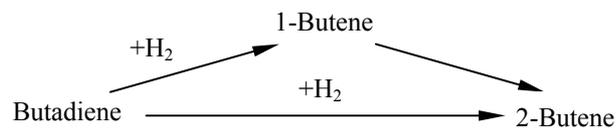
Nella sezione preparazione carica alchilazione hanno luogo reazioni di idroisomerizzazione, essenzialmente riconducibili a:

- 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.

Di seguito viene riportata una breve descrizione delle reazioni che caratterizzano il processo in esame.

a) Reazioni di desolforazione

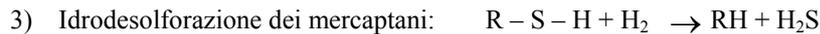
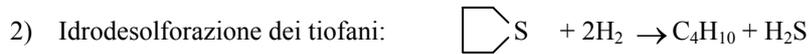
Il processo di idrodesolforazione ha lo scopo di allontanare lo zolfo presente nella carica da trattare, attraverso reazioni catalitiche con idrogeno, che portano alla rottura del legame C-S con conseguente addizione di idrogeno sulla molecola di idrocarburo e sullo zolfo. I prodotti di reazione sono quindi costituiti da benzina desolfurata H₂S.

I catalizzatori tipici per le reazioni di idrodesolforazione sono fondamentalmente costituiti da ossidi di metalli dei gruppi VI-A e VII impiegati in coppia, e precisamente: 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:

a) *Reazioni di Desolforazione*



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 tiofano per mezzo della saturazione del legame olefinico; successivamente, a seguito della rottura dell'anello si ha la trasformazione in mercaptano; quindi, si ha la desolforazione del mercaptano con formazione dell'omologo idrocarburo lineare e sviluppo di H_2S .

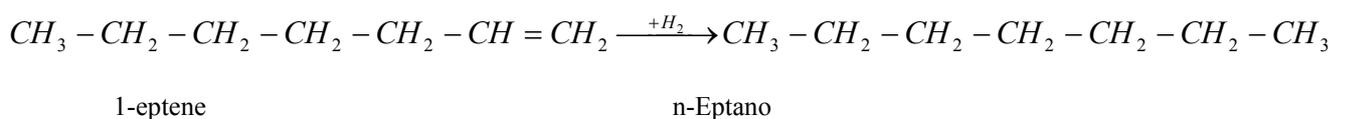
Le reazioni di desolforazione sono di tipo esotermico e nell'intervallo di temperatura di esercizio sono completamente spostate verso la conversione di H_2S purché sia presente idrogeno almeno in quantità stechiometrica.

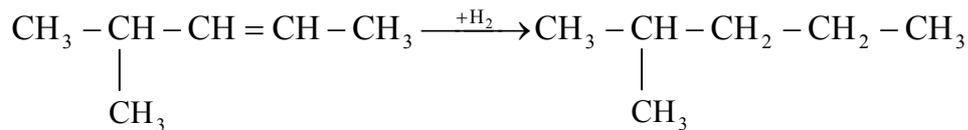
In considerazione della modesta quantità di reagenti (composti solforati) presenti nella carica, l'incremento di temperatura è comunque modesto.

Operando su letti catalitici fissi, le condizioni vengono variate nel tempo in funzione dell'attività del catalizzatore; si innalza la temperatura e si riduce la velocità spaziale con il procedere della disattivazione del catalizzatore, mentre pressione e rapporto H_2 /alimentazione vengono mantenuti costanti.

b) *Saturazione delle olefine*

Di seguito si riportano alcune reazioni tipiche di idrogenazione (saturazione) delle olefine





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).

1.B.1.2.3.1 Processi tecnologici di nuovo tipo

Non sono in atto processi utilizzanti nuove tecnologie.

1.B.1.2.4 Caratteristiche delle materie prime e dei prodotti finiti

Per la descrizione delle materie prime utilizzate e dei prodotti finiti di Raffineria, si rimanda al corrispondente paragrafo del Volume I – Relazione Generale.

In Allegato 1.B.1.2.4 vengono riportati gli schemi a blocchi dell'impianto FCCU e dell'impianto di splittaggio GPL, con indicazione dei principali flussi, unitamente alle condizioni di pressione e temperatura di esercizio.

1.B.1.2.5 Capacità produttive dell'impianto

La capacità annua di progetto di lavorazione della Raffineria, unitamente al consumo dei prodotti in ingresso e in uscita dalla Raffineria, sono riportati al corrispondente paragrafo del Volume I – Relazione Generale.

La capacità produttiva di progetto dell'Unità in esame è la seguente.

- Impianto FCCU	=	16.300 m ³ /giorno
- Splittaggio GPL Unità T-110	=	41 t/h



1.B.1.2.6 Informazioni relative alle sostanze

1.B.1.2.6.1 Dati e informazioni delle sostanze

L'impianto Fluid Catalytic Cracking Unit (FCCU) e l'impianto splittaggio GPL, trattano le seguenti sostanze, riportate in Allegato I – Parte 1 e 2 al D.Lgs. 334/99

Riferimento Allegato I – D.Lgs. 334/99	
Parte 1	Parte 2
Idrogeno	1 – Molto tossiche (idrogeno solforato)
Gas liquefatti estremamente infiammabili (GPL)	7a – Facilmente infiammabili ^(I) (gasolio) 8 – Estremamente infiammabili ^(II) (fuel gas, flue gas, benzina)

Note:

- (I) Le sostanze ed i preparati che hanno un punto di infiammabilità inferiore a 55 °C, e che sotto la pressione rimangono allo stato liquido, qualora particolari condizioni di utilizzazione come la forte pressione e l'elevata temperatura possono comportare il pericolo di incidenti rilevanti
- (II) Le sostanze ed i preparati liquidi che hanno un punto di infiammabilità inferiore a 0 °C ed un punto di ebollizione, a pressione normale, inferiore o uguale a 35 °C (frase che descrive il rischio R12) e le sostanze ed i preparati gassosi che sono infiammabili a contatto con l'aria a temperatura ambiente e a pressione normale (frase che descrive il rischio R12) anche se mantenuti allo stato gassoso o liquido sotto pressione, escluso i gas estremamente infiammabili liquefatti ed il gas naturale.

1.B.1.2.6.2 Fase dell'attività in cui le sostanze intervengono o possono intervenire

Le fasi delle attività in cui intervengono le sostanze coinvolte nel processo, sono riportate nelle tabelle di seguito allegate.

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
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



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 (C3 + C4)	X	X
C3		X
C4		X



1.B.1.2.6.3 Quantità effettiva massima prevista (ordine di grandezza)

Nelle seguenti tabelle vengono riportati gli hold up delle sostanze di cui al punto 1.B.1.2.6.1, relativi alle apparecchiature che costituiscono l'impianto Fluid Catalitic Cracking Unit (FCCU).

Tali valori sono stati desunti in base ai bilanci di materia ed alle specifiche di progetto delle apparecchiature.

Per tutte le apparecchiature si è valutato il volume partendo dai dati geometrici delle stesse, successivamente si è valutata la frazione di volume utile occupata dagli idrocarburi, considerando come massimo livello di riempimento delle apparecchiature, la presa di alto livello. L'hold-up delle apparecchiature così calcolato è stato infine incrementato del 10% per tener conto del quantitativo di sostanza presente nelle tubazioni.

Impianto / Unità	Sostanze presenti, rientranti in All. I - Parte 1 e 2 D.Lgs. 334/99				
	gas liquefatti estremament e infiammabili (t)	Idrogeno (t)	1 molto tossiche (t)	7a facilmente infiammabili (t)	8 estremamente infiammabili (t)
Co – Boiler K1-F2	----	---	----	----	0,1
Reazione K1-R1	----	---	----	3	----
Rigenerazione K1-R2	----	---	----	----	2
Colonna Stripper K1-T1, K1 -T2/3/4	----	---	0,1	----	10
Compressori GC1, GC2, K1C1A/C1B; Accumulatori, GD1/GD3	17	---	0,1	----	----
Assorbimento Stripper GT1÷7, GD5, GD4 A/B	----	---	0,2	----	320
Polmone carica GT5	----	---	----	140	----
Splitter Benzina GT10, K1D10, GE12, GE13, GE51A/B, GE18, GT11	----	---	----	----	83,3
Colonne Lavaggio Scambio Termico GT8, GT9, GE45	----	---	----	----	1,5
Frazionamento benzina GT12, GD10, GE11A/B, GE13A, GE52	----	---	----	----	95
Mercox Benzina M11D4	----	---	----	----	52
Mercox GPL M2D2, D7, T1A/B, T2A/B, T5A/B, M2C1A/B	135	---	----	----	----
Forno Preriscaldamento K1-F3	----	---	----	36	----
Preparazione carica alky (HYD-R1, HYD-D1, HYD-D3)	17,6	0,003	----	----	----
Strippaggio GPL taglio C4 (HYD-T1, HYD- D4, HYD-E2/E3)	7,9	---	----	----	----
Splitter T110, T205E, Accumulatore D204	3,5	---	----	----	----
Nuova sezione desolforazione benzine MCN					
Accumulatori D801, D802	---	---	---	---	37,4
Preriscaldamento carica E801A/B/C; E802A/B	---	0,2	0,0008	---	3,4
Reattori desolforazione R801, R802	---	0,046	0,00029	---	1,2
Forno F801	---	0,034	0,0002	---	1
Separatori D803, D806	---	0,0373	0,00006	---	36



Impianto / Unità	Sostanze presenti, rientranti in All. I - Parte 1 e 2 D.Lgs. 334/99				
	gas liquefatti estremamente infiammabili (t)	Idrogeno (t)	1 molto tossiche (t)	7a facilmente infiammabili (t)	8 estremamente infiammabili (t)
Colonna di lavaggio amminico T801, scambiatore E804	---	0,048	0,003	---	---
Frazionatrice T802, accumulatore D805, scambiatori E803 A/B, E805, E806	---	0,0008	0,00014	---	30
Forno F802	---	---	---	---	1
Compressore MC801, KO-drum D804	---	0,0183	---	---	---

Nella tabella seguente si riporta il dettaglio delle variazioni di hold-up occorse nel quinquennio 2000-2005 dell'impianto FCC e colonna T110

SOSTANZA	Situazione anno 2000 Aggiornam. RdS (t)	Modifiche Impianto FCC				Situazione anno 2005 (t)	Soglia di riferimento Art. 8 (t)
		Nuova Sezione preparazione carica alchilazione (t)	Nuovo stripper butano (t)	Rimessa in esercizio GT11	Nuova sezione desolforazione benzine MCN (t)		
<i>Allegato I – Parte 1</i> Idrogeno	---	0,003	---	---	0,3844	0,3874	50
Gas liquefatti estremamente infiammabili (GPL)	155,5	+ 17,6	+7,9	---		181	200
<i>Allegato I – Parte 2</i> 1 – Molto tossiche (idrogeno solforato)	0,4	---	---	---	0,00449	0,40449	20
7a – Facilmente infiammabili (I) (gasolio) (*)	179	---	---	---		179	200
8 – Estremamente infiammabili (II) (benzina) (*) (fuel gas, flue gas)	559,6	---	---	4,3	110	673,9	50

Note:

- (*) Classificabili anche alla voce 9) ii) dell'All. I – Parte 2 “Sostanze pericolose per l’ambiente” (soglia art. 8: 2.000 t)
- (I) Le sostanze ed i preparati che hanno un punto di infiammabilità inferiore a 55 °C, e che sotto la pressione rimangono allo stato liquido, qualora particolari condizioni di utilizzazione come la forte pressione e l’elevata temperatura possono comportare il pericolo di incidenti rilevanti
- (II) Le sostanze ed i preparati liquidi che hanno un punto di infiammabilità inferiore a 0 °C ed un punto di ebollizione, a pressione normale, inferiore o uguale a 35 °C (frase che descrive il rischio R12) e le sostanze ed i preparati gassosi che sono infiammabili a contatto con l’aria a temperatura ambiente e a pressione normale (frase che descrive il rischio R12) anche se mantenuti allo stato gassoso o liquido sotto pressione, escluso i gas estremamente infiammabili liquefatti ed il gas naturale.



1.B.1.2.6.4 Comportamento chimico e/o fisico nelle condizioni normali di processo

Nell'Unità in oggetto, si verificano variazioni chimico-fisiche sulle sostanze, in presenza di catalizzatori ed in funzione dei parametri di pressione e temperatura a cui le stesse vengono portate.

1.B.1.2.6.5 Forme in cui possono presentarsi o trasformarsi in caso di anomalie

In caso di anomalie di processo (variazioni di temperatura, di pressione, ecc.) si possono avere variazioni di densità delle sostanze, ma nessuna di esse può trasformarsi in sostanze diverse da quelle citate al precedente paragrafo..

Le unità di processo, relativamente alla scelta di materiali, sistemi di regolazione, blocchi ecc., sono state progettate in modo che, in caso di anomalie e/o emergenze, siano sempre in condizioni di sicurezza.

Più specificatamente:

- la mancanza di portata provoca il blocco automatico dei forni e/o apparecchiature;
- le temperature diminuiscono per effetto del blocco dei forni, inoltre per controllare le reazioni esotermiche esistono idonei flussi di raffreddamento (Quench);
- le pressioni diminuiscono per effetto del blocco dei forni ed inoltre su tutte le apparecchiature a pressione esistono valvole di scarico delle sovrappressioni;
- le sostanze non subiscono reazioni chimiche anomale e/o incontrollabili.

Quanto detto si evince anche dalla descrizione dei sistemi di blocco per la messa in sicurezza degli impianti (Punto 1.C.1.8.10).

E però inevitabile che, in caso di particolari anomalie e/o emergenze quali il blocco generale degli impianti (per mancanza di energia elettrica, aria strumenti, vapore e acqua di raffreddamento), si verifichi uno scarico in massa di breve durata di prodotti di combustione dalle torce, descritta con maggior dettaglio al punto 1.C.1.5.3 .

1.B.1.2.6.6. Eventuali situazioni di contemporanea presenza di sostanze che possono influire sul rischio potenziale della attività industriale

Non si evidenziano situazioni di contemporanea presenza di sostanze che con il loro connubio possono dare origine a violente reazioni o a prodotti di reazione pericolosi oppure influire sul rischio potenziale dell'attività, se coinvolte in una emergenza.



1.B.1.3. ANALISI PRELIMINARE PER INDIVIDUARE LE AREE CRITICHE DELL'ATTIVITÀ INDUSTRIALE

Nel presente paragrafo si riporta una sintesi dell'analisi preliminare eseguita per gli impianti in oggetto, utilizzando il metodo indicizzato proposto nell'allegato II del DPCM 31/03/89².

Per una descrizione dettagliata del Metodo indicizzato si rimanda al corrispondente paragrafo del Volume I – Relazione Generale.

Di seguito si riporta una sintesi dei risultati ottenuti mediante l'applicazione del Metodo Indicizzato agli impianti in oggetto.

1.B.1.3.1 Applicazione del Metodo ad Indici

Di seguito viene riportato l'elenco delle Unità logiche individuate per l'impianto Fluid Catalitic Cracking Unit (FCCU) ed indicate nelle planimetrie riportate in Allegato n° 1.B.1.3:

SPLITTER GPL T110

69 : Splitter GPL colonna T110, T105, accumulatore D204

FCCU

72 : CO-BOILER K1-F2
73A : Reazione K1-R1
73B : Rigenerazione K1-R2
74 : Colonna Stripper K1-T1, K1-T2/3/4
75 : Compressione – Accumulatori GC1-GC2; K1C1A/C1B, GD1/GD3
76 : Assorbimento Stripper GT1÷7, GD5, GD4-A/B
77A : Polmone Carica GT5
77B : Splitter Benzina GT10, K1D10, GE12, GE13, GE51A/B, GE18, GT11
77C : Colonne Lavaggio Scambio Termico GT8, GT9, GE45
77D : Frazionamento benzina GT12, GD10, GE11A/B, GE13A, GE52
77E : Preparazione carica alky (HYD-R1, HYD-D1, HYD-D3)
77F : Strippaggio GPL taglio C4 (HYD-T1, HYD-D4, HYD-E2/E3)
78 : Merox Benzina M11D4
79 : Merox GPL M2D2, D7, T1A/B, T2A/B, T5A/B, M2C1A/B
80 : Forno Preriscaldamento K1-F3
80 A : Accumulatori D801, D802
80B : Preriscaldamento carica E801A/B/C; E802A/B
80C : Reattori desolforazione R801, R802
80D : Forno F801
80E : Separatore D803, D806
80F : Colonna di lavaggio amminico T801, scambiatore E804
80G : Frazionatrice T802, accumulatore D805, scambiatori E803 A/B, E805, E806
80H : Forno F802
80I : Compressore MC801, KO-drum D804

² DPCM 31/3/98 “Applicazione dell’art. 12 del Decreto del Presidente della Repubblica 17 maggio 1988, n. 175, concernente rischi rilevanti connessi a determinate attività industriali”.



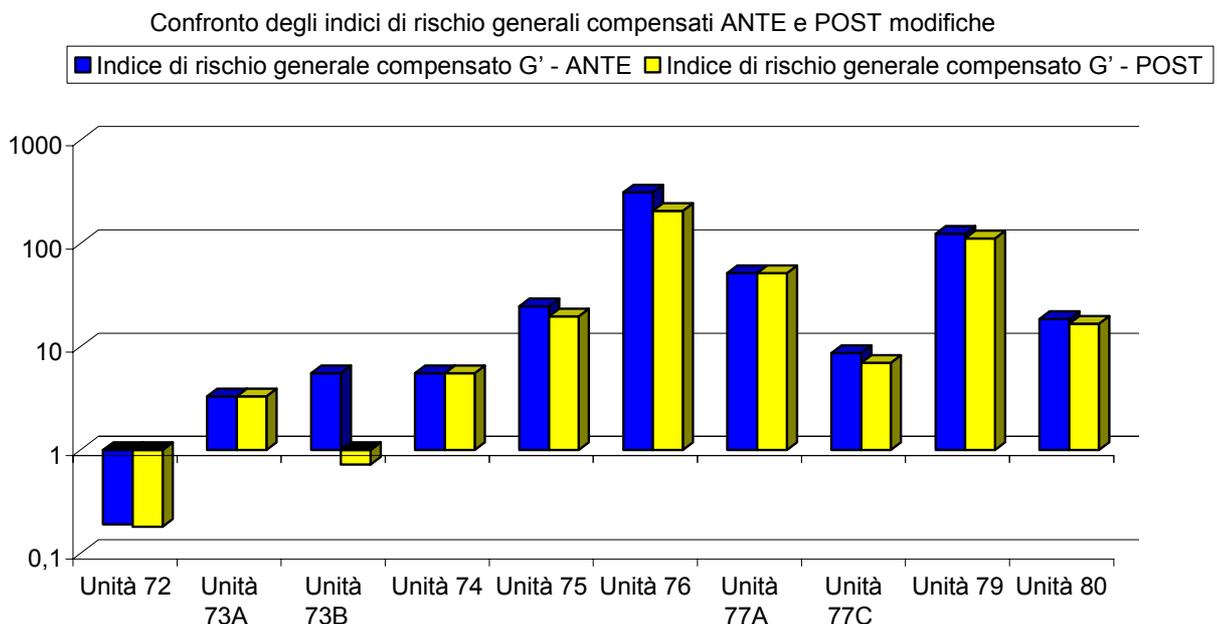
La Società Saras, nell'ambito del proprio Rapporto di Sicurezza di Stabilimento e del Sistema di Gestione della Sicurezza per la Prevenzione degli Incidenti Rilevanti, ha definito "critiche" le unità logiche caratterizzate da un indice di rischio superiore a 200.

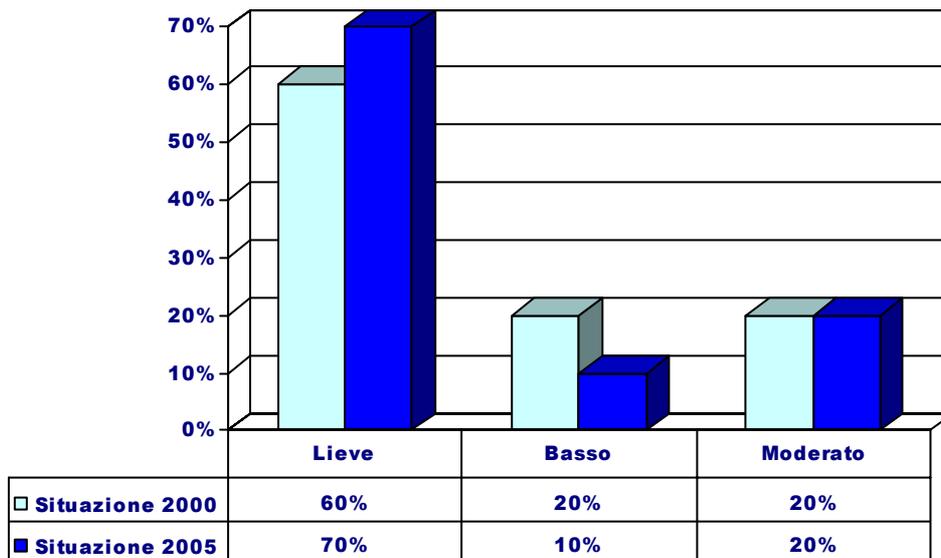
Per le unità "critiche" dell'impianto FCC in oggetto, è stato effettuato un approfondimento dell'analisi di rischio, allo scopo di individuare gli interventi di adeguamento tecnologico e di sicurezza atti a ridurre il livello di rischio.

Tali interventi possono essere riassunti in:

- Sostituzione livelli a vetro su apparecchiature contenenti idrocarburi surriscaldati
- Installazione di ulteriori allarmi indipendenti dai sistemi di regolazione
- Installazione di ulteriori sistemi di blocco in logica maggioritaria (2 su 3)
- Prosieguo dell'attività di installazione doppie tenute sulle pompe critiche
- Installazione di ulteriori valvole di intercettazione di emergenza EIV (applicazione standard interno Saras SI 05.04)

I benefici determinati dall'implementazione di sistemi di protezione aggiuntivi alle unità critiche degli impianti di Raffineria, con particolare riferimento all'installazione di valvole di intercettazione di emergenza (EIV), sono riassunti nei grafici seguenti.





Come si evince dal grafico sopra riportato, nessuna delle Unità logiche individuate rientra nelle 5 fasce di rischio più elevate, mentre l'80% si colloca in una fascia di rischio ridotta (Lieve/Bassa). Il 20% delle Unità logiche rientra in una classe di rischio "Moderato". In particolare si nota che in seguito alla implementazione delle raccomandazioni discese dall'approfondimento dell'analisi sulle sezioni critiche, si ha un incremento delle unità aventi un indice di rischio "Lieve" ed un decremento delle unità con indice di rischio "Basso".

Di seguito si riporta una sintesi dei risultati ottenuti.

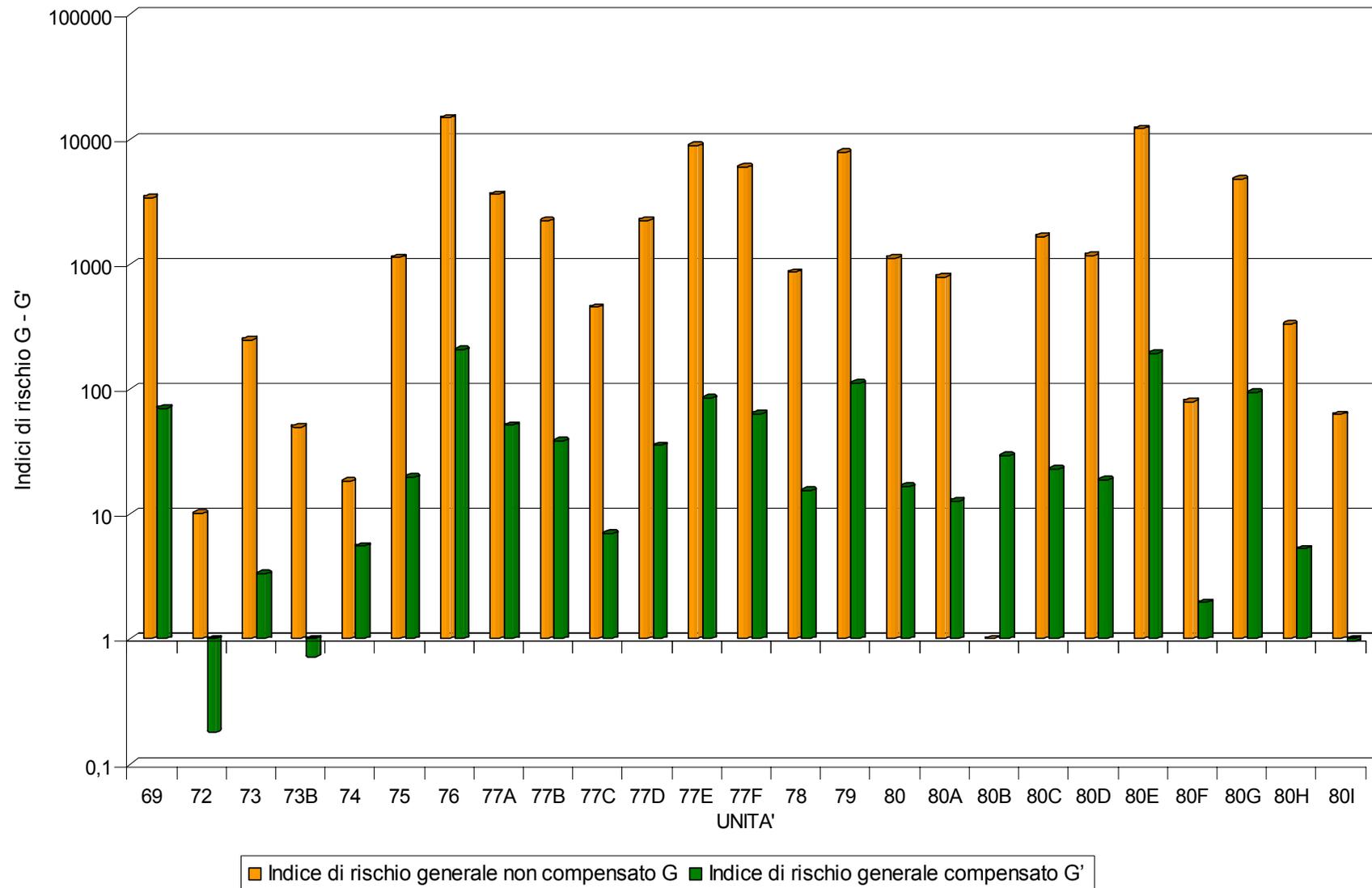
IMPIANTO/UNITA'	Indice di rischio generale non compensato G	Categoria	Indice di rischio generale compensato G'	Categoria
SPLITTER GPL				
69 – Splitter GPL T110, T105;D204	3433,74	Molto alto	70,34	Basso
FCCU				
72 – CO-BOILER K1-F2	10,10	Lieve	0,18	Lieve
73A – Reazione K1-R1	248,05	Moderato	3,30	Lieve
73B – Rigenerazione K1-R2	49,40	Basso	0,72	Lieve
74 – Colonna Stripper K1-T1, K1-T2/3/4	436,42	Moderato	5,52	Lieve
75 – Compressione – Accumulatori GC1-GC2; K1C1A/C1B, GD1/GD3	1131,10	Alto II	19,63	Lieve
76 – Assorbimento Stripper GT1÷7, GD5, GD4-A/B	14805,06	Grave	206,00	Moderato
77A – Polmone Carica GT5	3631,24	Molto Alto	51,34	Basso
77B – Splitter Benzina GT10, K1D10, GE12, GE13, GE51A/B, GE18, GT11	2218,07	Alto (grado II)	38,49	Basso
77C – Colonne Lavaggio Scambio Termico GT8, GT9, GE45	453,64	Moderato	6,94	Lieve
77D – Frazionamento benzina GT12, GD10, GE11A/B, GE13A, GE52	2242,42	Alto Grado II	35,37	Basso



IMPIANTO/UNITA'	Indice di rischio generale non compensato G	Categoria	Indice di rischio generale compensato G'	Categoria
77E – Preparazione carica alky (HYD-R1, HYD-D1, HYD-D3)	8888,06	Molto alto	84,84	Basso
77F – Strippaggio GPL taglio C4 (HYD-T1, HYD-D4, HYD-E2/E3)	5983,4	Molto alto	63,46	Basso
78 – Merox Benzina M11D4	862,14	Alto I	15,42	Lieve
79 – Merox GPL M2D2, D7, T1A/B, T2A/B, T5A/B, M2C1A/B	7865,50	Molto Alto	111,23	Moderato
80- Forno Preriscaldamento K1-F3	1120,78	Alto II	16,62	Lieve
Unità desolfurazione benzine MCN				
80A - Accumulatori D801, D802	796,5	Alto grado I	12,7	Lieve
80B-Preriscaldamento carica E801A/B/C; E802A/B	1214,65\	Alto grado II	29,23	Basso
80C-Reattori desolfurazione R801, R802	1670,30	Alto grado II	22,76	Basso
80D-Forno F801	1174,52	Alto grado II	18,70	Lieve
80E-Separatore D803, D806	12176	Molto Alto	194,16	Moderato
80F-Colonna di lavaggio amminico T801, scambiatore E804	79,37	Basso	1,95	Lieve
80G-Frazionatrice T802, accumulatore D805, scambiatori E803 A/B, E805, E806	4791,80	Molto alto	93,39	Basso
80H-Forno F802	329,57	Moderato	5,25	Lieve
80I-Compressore MC801, KO-drum D804	62,35	Basso	0,95	Lieve

In allegato n° 1.B.1.3 sono riportate le schede del Metodo indicizzato compilate per le Unità logiche sopra elencate.

Nel grafico seguente vengono riportati gli indici di rischio relativi a ciascuna Unità logica, prima e dopo compensazione, dal quale si evince come le precauzioni assunte in sede di progettazione, unitamente agli adeguamenti tecnologici e di sicurezza implementati, l'organizzazione di Stabilimento e le procedure operative e di sicurezza adottate, determinano un significativo decremento degli indici di rischio delle unità dell'impianto in oggetto.



SARAS S.p.A. – Raffineria di Sarroch (CA)
Aggiornamento del Rapporto di Sicurezza di Stabilimento ai sensi dell'art. 8 del D.Lgs. 334/99 e secondo DPCM 31/3/89 –
Volume V - Impianto FCCU - Em. 01 – 22135-5 – Ottobre 2005 - Pag. 37

"Documento di proprietà TECSA S.p.A. La Società tutelerà i propri diritti, a termini di legge"



1.C.1 SICUREZZA DELL'IMPIANTO

1.C.1.1 SANITÀ E SICUREZZA DELL'IMPIANTO

1.C.1.1.1 Elementi informativi sanitari

Per le informazioni relative agli elementi informativi sanitari si rimanda al corrispondente paragrafo del Volume I – Relazione Generale.

1.C.1.1.2 Esperienza storica e fonti di informazione relative alla sicurezza di impianti simili

Nel seguito sono trattati i punti relativi alla sicurezza degli impianti ed all'esperienza storica relativa agli eventi pericolosi che hanno coinvolto impianti simili.

Con riferimento all'esperienza storica, nel seguito si riporta una disamina critica sugli eventi incidentali più significativi in cui sono state coinvolte le sostanze pericolose presenti nell'impianto Fluid Catalitico Cracking Unit (FCCU) e riportate al paragrafo 1.B.1.2.6.1.

La disamina critica è desunta dai seguenti documenti di riferimento:

- 1 - Analisi storica "Circolare 16 MI.SA. 20 Giugno 1986"
- 2 - Banca Dati MHIDAS UKAEA (U.K.) - "Major Hazard Incident Data Service"
- 3 - Esperienza storica della Raffineria SARAS-SARROCH (CA), relativa al periodo 1965-2005.

In allegato 1.C.1.1.2 è riportata una sintesi dei principali incidenti avvenuti in impianti simili.

Si riporta di seguito l'analisi storica relativa ad incidenti avvenuti in Italia e nel mondo tra il 1960 ed il 2004; tale ricerca è stata effettuata consultando la banca dati MHIDAS© (Health and Safety Executive (HSE) Croner, "Major Hazard Incident Data Service", developed by AEA Technology on behalf of the Major Hazards Assessment Unit of the United Kingdom Health and Safety Executive. British Crown Copyright 1985 to present.), aggiornata al mese di novembre 2004. La banca dati contiene gli incidenti occorsi in 95 Paesi, in particolare Stati Uniti, Gran Bretagna, Canada, Germania, Francia, India.

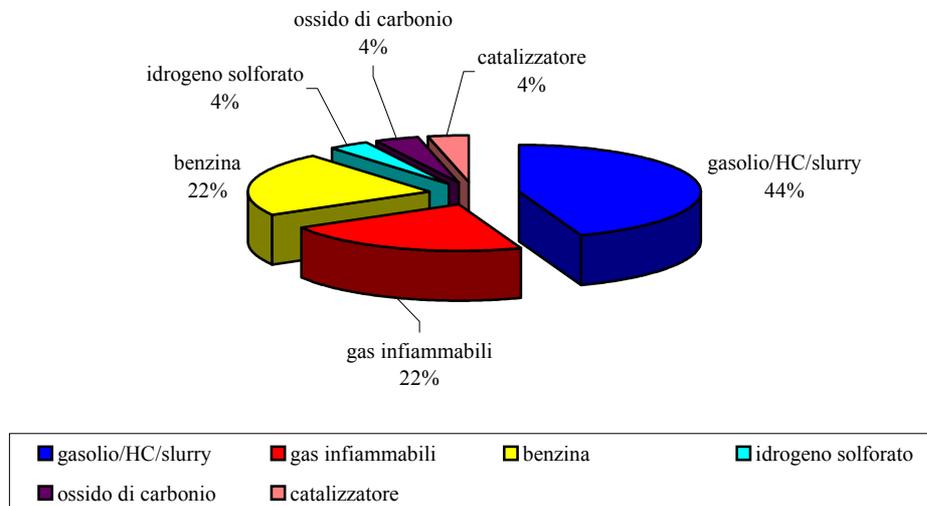
Dall'analisi effettuata sono stati individuati n° 27 eventi incidentali, che hanno coinvolto le seguenti sostanze:

✓	gasolio/HC/slurry	12 eventi
✓	gas infiammabili	6 eventi
✓	benzina	6 eventi
✓	idrogeno solforato	1 evento
✓	ossido di carbonio	1 evento
✓	catalizzatore	1 evento



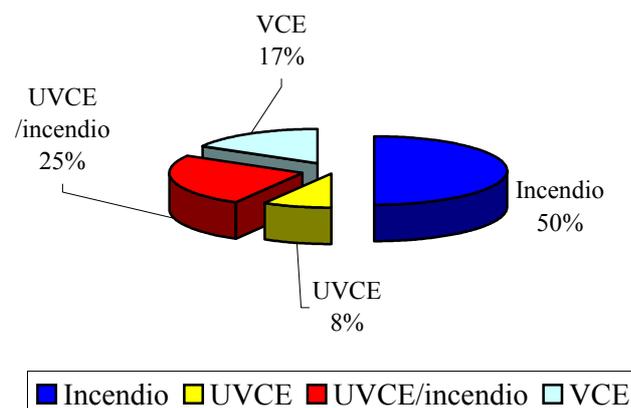
Nei grafici seguenti si riportano i grafici riassuntivi dell'analisi condotta.

Ripartizione degli incidenti per tipologia di sostanza



Degli incidenti che hanno coinvolto gasolio/HC/slurry, 6 hanno dato origine ad un incendio, 4 ad una esplosione non confinata, e 2 ad una esplosione confinata.

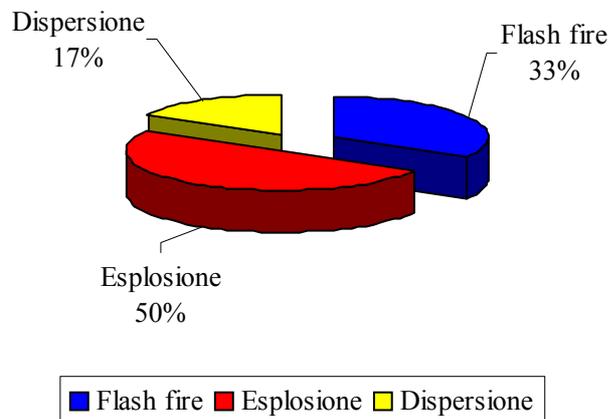
Tipologia di incidenti che hanno coinvolto HC/gasolio/slurry





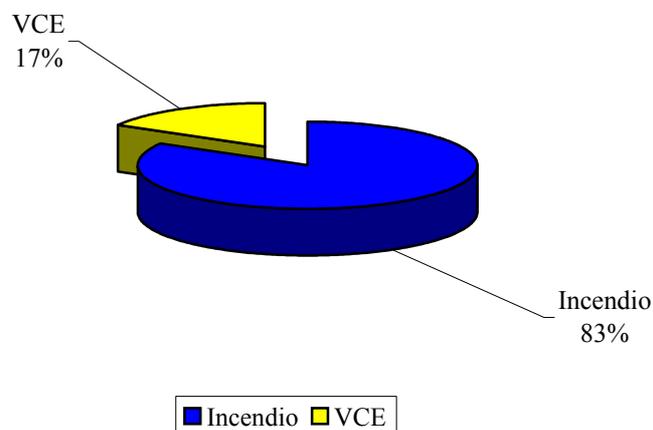
Degli eventi incidentali che hanno coinvolto gas infiammabili, 2 hanno dato origine ad un flash fire, 3 ad una esplosione non confinata, ed 1 ad una dispersione senza innesco.

Tipologia di incidenti che hanno coinvolto gas infiammabili



Degli eventi incidentali che hanno coinvolto benzina, n° 5 hanno dato origine ad un incendio, e 1 ad una esplosione confinata.

Tipologia di incidenti che hanno coinvolto la benzina



L'evento incidentale che ha coinvolto l'H₂S ha dato origine ad una dispersione tossica, mentre il rilascio di CO ha provocato un incendio di modeste dimensioni.

In allegato 1.C.1.1.2 si riporta l'analisi storica desunta dalla banca dati Mhidas.



1.C.1.2 REAZIONI INCONTROLLATE

1.C.1.2.1 Reazioni fortemente esotermiche o difficili da controllare

Le reazioni di cracking catalitico sono di tipo endotermico.

Nella sezione di rigenerazione (K1-R2), hanno luogo reazioni di tipo esotermico (combustione del coke), controllabili grazie alla presenza di una strumentazione che comprende, tra l'altro, allarmi e blocchi per alta temperatura.

1.C.1.3 DATI METEOROLOGICI E PERTURBAZIONI GEOFISICHE, METEOMARINE E CERAUNICHE

1.C.1.3.1 Condizioni meteorologiche

Per tali informazioni si rimanda al corrispondente paragrafo del Volume I – Relazione Generale.

1.C.1.3.2 Perturbazioni geofisiche, meteomarine e cerauniche

Per tali informazioni si rimanda al corrispondente paragrafo del Volume I – Relazione Generale.

1.C.1.4 INTERAZIONE CON ALTRI IMPIANTI

1.C.1.4.1 Possibili effetti con altre attività industriali

Per la descrizione delle possibili interazioni tra gli impianti di Raffineria e le altre installazioni esistenti nella zona circostante la Raffineria, si rimanda al corrispondente paragrafo del Volume I – Relazione Generale.

Per le interazioni che possono verificarsi tra l'impianto FCCU e gli altri impianti di Stabilimento si rimanda al paragrafo 1.D.1.2.1 del presente volume.



1.C.1.5 ANALISI DELLA SEQUENZA DEGLI EVENTI INCIDENTALI

1.C.1.5.1 Individuazione delle ipotesi incidentali

Per le modalità con le quali sono state condotte le analisi per l'individuazione delle ipotesi incidentali, si rimanda al corrispondente paragrafo del Volume I – Relazione Generale.

Vengono di seguito esaminate, per gli impianti in oggetto, alcune ipotesi di possibili incidenti e stimate le frequenze di accadimento. In particolare verranno prese in considerazione le cause promotrici di tali possibili eventi, basandosi sullo studio degli schemi di processo prodotti dalla Raffineria, sull'esperienza storica dei responsabili dell'esercizio degli impianti e sull'analisi di operabilità effettuata sugli impianti stessi.

Tale scelta non è ovviamente esaustiva di tutte le possibili ipotesi di incidenti, ma si ritiene che altre ipotesi rientrino all'interno di queste aree critiche individuate nel seguito.

Le ipotesi incidentali analizzate per un singolo impianto possono essere estese, per analogia di processo e di apparecchiature, anche alle medesime sezioni degli altri impianti facenti parte dello stesso gruppo (per esempio Impianti Topping e Vacuum).

Dall'analisi dei risultati del Rapporto di Sicurezza – Ed. Ottobre 2000, sono stati definiti gli obiettivi specifici per la sicurezza, identificati e nello spirito degli obiettivi generali dello stesso Sistema di Gestione della Sicurezza per la Prevenzione degli Incidenti Rilevanti, volti al miglioramento continuo del livello di sicurezza dei propri impianti e processi, attraverso la riduzione della possibilità di accadimento degli incidenti rilevanti, e la minimizzazione delle conseguenze derivanti dal verificarsi di un evento incidentale per le persone, l'ambiente e la proprietà.

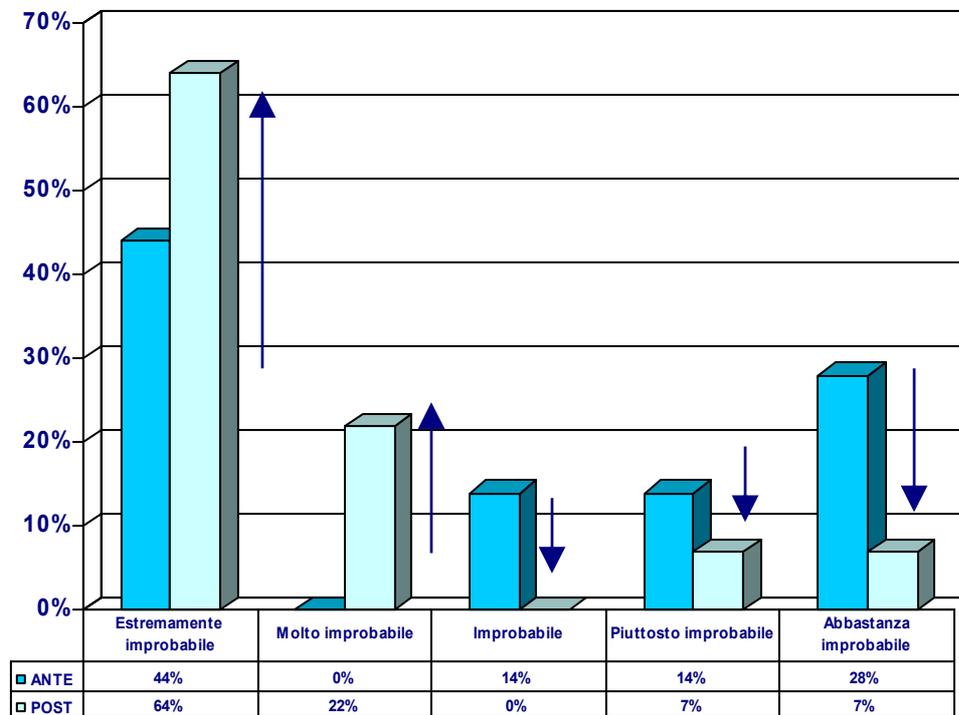
A tal fine si è proceduto all'approfondimento dell'analisi di rischio delle sezioni critiche dell'impianto FCC, individuate nell'ambito del Rapporto di Sicurezza – Ed. Ottobre 2000.

L'analisi ha messo in evidenza gli interventi impiantistici e/o le procedure operative atti a ridurre l'attuale livello di rischio di incidente rilevante dell'impianto in oggetto.

Tali interventi possono essere riassunti in:

- Sostituzione livelli a vetro su apparecchiature contenenti idrocarburi surriscaldati
- Installazione di ulteriori allarmi indipendenti dai sistemi di regolazione
- Installazione di ulteriori sistemi di blocco a logica maggioritaria (2 su 3)
- Prosieguo dell'attività di installazione doppie tenute sulle pompe critiche
- Installazione di ulteriori valvole di intercettazione di emergenza EIV (applicazione standard interno Saras)
- Prosieguo dell'attività di installazione di sistemi fissi antincendio (applicazione standard interno Saras)

Nel seguente grafico è riportato un confronto tra le frequenze di accadimento relative alle ipotesi incidentali nell'assetto "ante" e "post" adeguamenti.



Classi di Probabilità

Di seguito si riportano le tabelle riepilogative delle ipotesi, successivamente descritte, e relative frequenze di accadimento, valutate mediante la tecnica degli alberi di guasto, da cui deriveranno gli effetti indotti analizzati al punto 1.C.1.6.

Le frequenze di accadimento stimate per ciascuna ipotesi incidentale, riportate nella tabella seguente, sono state classificate secondo il seguente criterio:

- le frequenze di accadimento maggiori o uguali a $1 \cdot 10^{-6}$ occ/anno sono indicate con il valore numerico risultante dall'albero di guasto;
- le frequenze di accadimento comprese tra 10^{-6} e 10^{-8} occ/anno sono indicate come $< 10^{-6}$ occ/anno;
- le frequenze di accadimento minori di 10^{-8} occ/anno sono indicate come $\ll 10^{-6}$ occ/anno.

In allegato 1.C.1.5.1 si riportano gli alberi di guasto elaborati per l'impianto in esame.



IPOTESI	APPARECCHIATURA	CAUSA	POSSIBILE ESITO	SCENARIO IPOTIZZ.	Freq. di Accadim. occ/anno
IMPIANTO: CRACKING CATALITICO - FCC					
1	Scambiatori E 52 A/C e E 52 B/D	Stress termico	Rilascio di residuo da accoppiamento flangiato	Incendio di pozza	$1,01 \cdot 10^{-4}$
2	Rigeneratore R2	Variazione del regime di pressione	Invio di gasolio nel rigeneratore	Esplosione interna	$\ll 10^{-6}$
3	Reattore R1	Variazione del regime di pressione	Invio di aria nel reattore	Esplosione interna	$< 10^{-6}$
4	Forno K1-F3	Spegnimento forno con trafilemento fuel gas	Formazione miscela esplosiva	Esplosione interna	$\ll 10^{-6}$
5	Forno K1-F3	Sovratemperatura	Rilascio di benzina da accoppiamento flangiato	Pool fire Flash fire	$< 10^{-6}$
6	Accumulatore K1-D5	Sovrapressione K1-D5 per perdita di livello in G-D9B	Rilascio di benzina da accoppiamento flangiato	Pool fire Flash fire	$\ll 10^{-6}$
7	Stabilizzatrice G-T4 Accumulatore K1-D5	Sovrapressione	Rilascio di benzina da accoppiamento flangiato	Pool fire Flash fire	$1,18 \cdot 10^{-6}$
8	Ribollitore GE48	Stress termico	Rilascio di benzina da accoppiamento flangiato	Esplosione non confinata Dispersione di gas infiammabile	$2,15 \cdot 10^{-6}$
9	Separatore M2-D2 Mercox GPL	Sovrapressione	Rilascio di GPL da accoppiamento flangiato	Esplosione non confinata Dispersione di gas infiammabile	$< 10^{-6}$
10	Linea catalizzatore	Sovratemperatura	Rilascio di catalizzatore caldo	Rilascio di catalizzatore caldo	$< 10^{-6}$
11	Depropanizzatrice G-T7	Sovrapressione	Rilascio di GPL da accoppiamento flangiato	Esplosione non confinata Dispersione di gas infiammabile	$< 10^{-6}$
12	Colonna GT11	Sovrapressione	Rilascio di benzina da accoppiamento flangiato	Pozza incendiata Dispersione di gas infiammabile	$< 10^{-6}$
13	Splitter GT 10	Sovrapressione	Rilascio di benzina vaporizzata da accoppiamento flangiato vapor line	Esplosione non confinata Dispersione di gas infiammabile	$\ll 10^{-6}$



IPOTESI	APPARECCHIATURA	CAUSA	POSSIBILE ESITO	SCENARIO IPOTIZZ.	Freq. Di Accadim. occ/anno
14	Colonna di frazionamento GT 12	Sovrapressione	Rilascio di benzina vaporizzata da accoppiamento flangiato vapor line	Esplosione non confinata Dispersione di gas infiammabile	$< 10^{-6}$
15	Reattore di idroisomerizzazione HYD-R1	Sovratemperatura	Rilascio di butano e idrogeno	Getto incendiato Dispersione di gas infiammabile	$\ll 10^{-6}$
16	Depronatrice GT7	Back up flow	Rilascio di butano e idrogeno	Getto incendiato Dispersione di gas infiammabile	$< 10^{-6}$
17	Debutanizzatrice HYD-T1	Sovrapressione – Sovratemperatura	Rilascio di butano e idrogeno	Getto incendiato Pozza incendiata Dispersione gas infiammabili	$\ll 10^{-6}$
18	Debutanizzatrice HYD-T1	Perdita di livello	Sovrapressione accumulatore di carica impianto alky	Pozza incendiata Dispersione di gas infiammabile	$< 10^{-6}$
19	Compressori aria K1-C3, K1-C4	Rilascio di gas infiammabili	Aspirazione gas infiammabili rilasciati	Esplosione interna	$< 10^{-6}$
20	Linea alimentazione Reattore K1-R1	Sovratemperatura	Intasamento distributore reattore	Dispersione gas infiammabili Pool fire	$\ll 10^{-6}$
21	Sezione Merox	Perdita da accoppiamento flangiato	Rilascio di GPL	Dispersione gas infiammabili – flash fire pool fire	$1,4 \cdot 10^{-3}$
22	Sezione preparazione carica alchilazione	Perdita da accoppiamento flangiato	Rilascio di GPL	Dispersione gas infiammabili – flash fire Pool fire	$3,5 \cdot 10^{-3}$
23	Sezione Merox Minalk	Perdita da accoppiamento flangiato	Rilascio di benzina	Pozza incendiata, flash fire	$1,75 \cdot 10^{-3}$
24 a	Pompe centrifughe a tenuta semplice	Rottura tenuta pompa	Rilascio di HC	Pozza incendiata, flash fire	$1,27 \cdot 10^{-3}$
24 b	Pompe centrifughe a tenuta doppia	Rottura tenuta pompe (doppia tenuta)	Rilascio di HC	Pozza incendiata, flash fire	$< 10^{-6}$



IPOTESI	APPARECCHIATURA	CAUSA	POSSIBILE ESITO	SCENARIO IPOTIZZ.	Freq. Di Accadim. occ/anno
IMPIANTO: CRACKING CATALITICO – FCC NUOVA SEZIONE DESOLFORAZIONE BENZINE MEDIE					
25	Accumulatore di carica D802	Sovrappressione	Rilascio di benzina	Pozza incendiata Dispersione di gas infiammabili	$< 10^{-6}$
26	Reattore desolforazione R801	Sovratemperatura	Rilascio di benzina	Dispersione di gas infiammabili	$< 10^{-6}$
27	Reattore desolforazione R802	Sovratemperatura	Rilascio di benzina	Dispersione di gas infiammabili	$< 10^{-6}$
28	Separatore D803	Sovratem peratura	Rilascio di gas infiammabili e tossici	Dispersione gas infiammabili e tossici	$< 10^{-6}$
29	Colonna di lavaggio amminico D803-T801	Sovrappressione	Rilascio di gas acidi	Dispersione tossica	$< 10^{-6}$
30	Arrivo di liquido in aspirazione MC801	Rottura tenute	Rilascio di idrogeno	Dispersione infiammabile	$< 10^{-6}$
31	Colonna di lavaggio amminico D803-T801 – Rigeneratrice ammina (esistente)	Perdita di livello	Rilascio di gas acidi	Dispersione tossica	$< 10^{-6}$
32	Colonna di frazionamento T802	Sovrappressione	Rilascio di benzina	Pozza incendiata Dispersione di gas infiammabili	$< 10^{-6}$
33	Colonna di frazionamento T802	Sovratemperatura	Rilascio di benzina	Pozza incendiata Dispersione di gas infiammabili	$< 10^{-6}$
34	Compressore MC-802	Rottura causale tenuta	Rilascio di idrogeno	Getto incendiato Dispersione	$2,7 \cdot 10^{-2}$
35	Pompe centrifughe P801 A/B, P802 A/B, P803 A/B	Rottura causale tenuta	Rilascio di benzina	Pozza incendiata Dispersione di gas infiammabili	$< 10^{-6}$
36	Accoppiamenti flangiati su scambiatori carica / effluente reattori E801 A/B/C, E802	Rottura casuale	Rilascio di benzina	Jet fire Pool fire Dispersione infiammabile	$1,7 \cdot 10^{-4}$
37	Accoppiamenti flangiati su linea fondo T802	Rottura casuale	Rilascio di benzina	Pool fire Dispersione infiammabile	$2,2 \cdot 10^{-4}$



1.C.1.5.1.1 Descrizione delle ipotesi incidentali area impianti

Impianto CRACKING CATALITICO - FCC

Ipotesi n. 1 Shock termico negli scambiatori E52 A/C

La carica proveniente dal fondo colonna G-T5 passa negli scambiatori E52 A/C dove viene preriscaldata con slurry prima dell'ingresso nel forno K1-F3.

Le considerazioni sottoriportate possono essere estese al treno di scambio E52 B/D (identico al precedente) in quanto attualmente un treno di scambio viene utilizzato solo in caso di manutenzione dell'altro treno.

L'ipotesi in oggetto considera lo stress termico al treno di scambio E52 A/C dovuto ad una brusca variazione di temperatura rispetto alle condizioni normali di esercizio, per il verificarsi delle seguenti cause e mancate protezioni:

Causa

Mancanza fluido riscaldante (slurry) dovuto a:

- a) Arresto delle turbopompe di carica P5 A/B fondo colonna di distillazione K1-T1 e mancato avviamento pompa di riserva P5 C, oppure
- b) Svuotamento della colonna K1-T1 per segnale spurio LT2/LRC2 o guasto in apertura valvola di regolazione livello LV2 fondo colonna K1-T1.

Mancato intervento protettivo

per la causa a):

- mancato intervento dell'allarme di bassa portata FAL351 o mancato intervento operativo su segnalazione FAL351;

per la causa b):

- mancato allarme di basso livello LAL2;
- mancato allarme di basso livello LAL di nuova installazione o mancato intervento operativo su segnalazione degli allarmi sopra citati.

Per tutte le cause:

- mancato intervento allarmi di bassa temperatura TAL354 e TAL361, oppure mancato intervento operativo su segnalazione allarmi sopracitati.

Causa

Mancanza di carica per:

- c) Svuotamento colonna G-T5 per segnale spurio LT319/LRC319 o guasto in chiusura delle valvole di regolazione livello LV319 A/B/C/D, oppure
- d) Guasto loop di regolazione portata FRC346, oppure
- e) Arresto pompe di carica PN2 B/C.



Mancato intervento protettivo

per la causa c):

- mancato intervento degli allarmi LAL10 e LAL11, o mancato intervento operativo su segnalazione degli allarmi sopracitati;

per la causa d):

- mancato allarme di bassa portata FAL346 o mancato intervento operativo su segnalazione dello stesso;

per la causa e):

- mancato allarme di bassa portata FAL348, o mancato intervento operativo su segnalazione dello stesso.

Per tutte le cause sopra citate:

- mancato intervento allarmi alta temperatura TAH354 e TAH361, oppure mancato intervento operativo su segnalazione degli allarmi citati.

La frequenza attesa per l'ipotesi in oggetto è:

$$f = 1,01 \cdot 10^{-4} \text{ occ/anno.}$$

Ipotesi n. 2 Invio di gasolio nel rigeneratore R2

Il verificarsi dell'ipotesi in oggetto è subordinata alle seguenti cause e mancate protezioni

Causa

- 1) aumento di pressione in K1T1 per:
 - a) arresto dei compressori GC1 e GC2 di aspirazione gas
 - b) mancata condensazione vapori di testa per fermata aircoolers.

oppure

- 2) diminuzione di pressione nel rigeneratore per:
 - c) guasto in apertura valvole a farfalla DPVC36B/C e valvola ad expander DPV36A
 - d) guasto strumentazione di controllo apertura valvole
 - e) arresto delle soffianti aria comburente K1C1A e K1C1B.

Mancato Intervento Protettivo

Per la causa 1a):

- mancato intervento operativo scarico pressione su allarmi alta portata FAH1, FAH2, FAH3, e alta pressione PAH 1A, 101A, K1PR51, K1PR401;
- mancata apertura valvole di sicurezza PSV 620-624 su K1-T1 e PSV 625-628 su K1-D5.



Per la causa 1b):

- mancato intervento operativo su segnalazione allarmi alta pressione PAH51 e PAH401 e basso livello LAL5 su K1D5.

Per la causa 2):

- mancato intervento operativo su allarmi alta pressione differenziale DPT36, 36A, 36B, 36C o mancati allarmi.

Per la causa 2e):

- mancato intervento operativo su allarme di bassa pressione PT6, PT8 e PT e di bassa portata FT3. Blocco generale dell'impianto.

Protezioni generali:

- mancato intervento relay di allarme/blocco o guasto in apertura slide valve K1-TRCV1.

La frequenza attesa per l'ipotesi in oggetto risulta pari a:

$$f = 1,76 \cdot 10^{-11} \text{ occ/anno.}$$

Ipotesi n. 3 Formazione di miscela esplosiva nel reattore per arrivo di aria dal rigeneratore

Il verificarsi dell'ipotesi in oggetto è subordinata alle seguenti cause e mancate protezioni che generano un invio di gasolio nel rigeneratore con conseguente esplosione interna

Causa

Invio di gasolio nel rigeneratore per

- aumento di pressione in K1T1 per
 - arresto dei compressori GC1 e GC2 di aspirazione gas e mancato intervento operativo scarico pressione su allarmi alta portata FAH 1, FAH 2, FAH 3, e alta pressione PAH 1A, 101A, K1PR51, K1PR401,
 - mancata condensazione vapori di testa per fermata aircoolers per mancato intervento operativo su segnalazione allarmi alta pressione PAH51 e PAH401 e basso livello LAL5,
 - mancato intervento blocco per bassa portata aria.

Contemporaneamente

Mancato intervento protettivo

- Comune alle cause sopracitate per
 - mancata apertura valvole di sicurezza PSV 620-624 su K1-T1 e PSV 625-628 su K1-D5

oppure



Causa

Invio di gasolio nel rigeneratore per

- diminuzione di pressione nel rigeneratore per
 - guasto in apertura valvole a farfalla DPVC36B/C e valvola ad expander DPV36A,
 - guasto strumentazione di controllo apertura valvole,
 - arresto delle soffianti aria comburente K1C1A e K1C1B, arresto se in marcia del compressore K1 – C3 e mancato intervento allarme di bassa pressione PT6, PT8 e PT e di bassa portata FT3 o mancato intervento operativo su segnalazione allarme.

Contemporaneamente

Mancato intervento protettivo

- Comune alle cause sopracitate per
 - mancato intervento allarmi alta pressione differenziale DPT36, 36A, 36B, 36C o mancato intervento operativo su segnalazione allarmi.

Contemporaneamente

Mancato intervento protettivo

- Comune a tutte le cause, per
 - mancato intervento relay di allarme/blocco o guasto in apertura slide valve K1-TRCV1.

La frequenza attesa per l'ipotesi in oggetto risulta pari a:

$$f = 3,39 \cdot 10^{-8} \text{ occ/anno.}$$



Ipotesi n. 4 Formazione di miscela esplosiva nel forno K1-F3

Il contributo di calore necessario alla carica prima del suo invio nella sezione di reazione, viene fornito dalla combustione del gas di raffineria nel forno K1-F3.

Uno dei pericoli tipici delle combustioni di gas é la formazione di miscela esplosiva conseguente alla perdita di fiamma, perdurando le erogazioni di gas e aria ai bruciatori.

Il forno K1-F3 é provvisto di alimentazione forzata di aria di combustione e di tiraggio forzato mediante ventilatori.

Si ipotizza che l'evento possa verificarsi per le seguenti cause e mancate protezioni:

Cause

a) bassa pressione fuel-gas al forno e conseguente spegnimento dei bruciatori per segnale spurio TT321/TRC321 o il guasto in chiusura valvola di regolazione portata fuel-gas FV339;

contemporaneamente

b) spegnimento dei piloti forno per il guasto in chiusura della valvola autoregolatrice (portata fuel-gas ai piloti) PCV651.

Mancato intervento protettivo

per la causa a):

- mancato allarme di bassissima pressione PAL455 o mancato intervento operativo su segnalazione dello stesso;
- mancato intervento switch bassissima pressione PSL455;
- mancato intervento valvola di blocco SDV451;

per la causa b):

- mancato intervento blocco per bassa pressione fuel-gas in logica 2/3 (PSLL455 A/B/C);
- mancato intervento allarme di bassa pressione o mancato intervento operativo su segnalazione dello stesso.

La frequenza attesa per l'ipotesi in oggetto risulta pari a:

$$f = 2 \cdot 10^{-11} \text{ occ/anno.}$$



Ipotesi n. 5 Sovratemperatura forno K1-F3

L'ipotesi in oggetto prende in considerazione il verificarsi di una sovratemperatura nel forno K1-F3 dovuta alle seguenti cause e mancate protezioni:

Causa

Mancanza carica alimentazione per:

- a1) Svuotamento della colonna G-T5 per il guasto del loop di regolazione livello su G-T5 LT19/LRC19 o il guasto in chiusura (contemporaneo) delle valvole LV319 A/B/C/D di alimentazione alla colonna, oppure
- a2) Guasto del loop di regolazione portata FT/FRC 346 A/B/C sulla mandata delle pompe K1-PN2 C/D/E agli scambiatori di preriscaldamento carica al forno, oppure
- a3) Arresto pompe di carica PN2 C/D fondo colonna G-T5.

Mancato intervento protettivo

per la causa a1):

- mancato allarme di basso livello LAL10 e LAL11 sulla colonna G-T5, oppure mancato intervento operativo su segnalazione degli stessi;

per la causa a2):

- mancato allarme di bassa portata FAL346 su linea alimentazione carica agli scambiatori E52 A/C o mancato intervento operativo su segnalazione di allarme.

Mancato intervento protettivo comune alle cause a1), a2), a3)

- Mancato allarme di bassa portata FAL348 ed allarmi di alta temperatura TAH354 e TAH361 su scambiatori E52 A/C o mancato intervento operativo su segnalazione di allarme;
- mancato intervento blocco forno per bassa portata alimentazione FSL340/FRCV339/SDV451,

OPPURE

Causa

- Più portata fuel-gas ai bruciatori per il guasto del loop di regolazione portate TT320/TRC320/FRC339 o guasto in apertura FRCV339.

Mancato intervento protettivo

- mancato allarme di alta portata FAH339 o mancato intervento operativo su segnalazione di allarme.



Mancato intervento protettivo comune alle cause a) e b)

- Mancati allarmi di alta temperatura TAH403 A/B/C/D (skin points, uno per serpentino) e alta temperatura uscita forno TAH626, oppure mancato intervento operativo su segnalazione degli allarmi sopracitati;
- mancata chiusura valvola di blocco SDV451 e regolatrice FRCV339 su linea alimentazione fuel gas, oppure mancata segnalazione di
 - interruttori di alta temperatura uscita forno TT626A/B/C in logica 2 su 3,
 - interruttori di bassa portata carica forno FSXL340 A/B/C in logica 2 su 3

La frequenza calcolata per l'ipotesi di sovratemperatura nel forno K1-F3 è:

$$f = 3,03 \cdot 10^{-7} \text{ occ/anno.}$$

Ipotesi n. 6 Perdita di livello in G-D9B e conseguente sovrappressione in K1-D5

Il gas di testa proveniente dalla colonna G-T2 (assorbitore GPL) viene inviato alla colonna di lavaggio G-T8 dove, tramite lavaggio con soluzione amminica, viene eliminato l'H₂S, e successivamente inviato alla rete fuel-gas. Prima del suo ingresso alla colonna G-T8, il gas entra nel KO drum G-D9B dove viene separata la fase liquida ed inviata al ricevitore di testa della colonna K1-T1, K1-D5.

L'ipotesi in oggetto può verificarsi per la seguente causa e mancate protezioni:

Causa

- Meno livello nel KO-drum G-D9B per segnale spurio LT/LRC151 o guasto in apertura valvola di regolazione livello LRCV151 fondo G-D9B.

Mancato intervento protettivo

- Mancato intervento allarmi di basso livello LAL151 e LALL indipendente di nuova installazione su G-D9B, e allarme di alta pressione PAH1 su K1-D5 o mancato intervento operativo su segnalazione degli allarmi citati;
- mancata apertura delle PSV625 e PSV626 su K1-D5.

La frequenza attesa per l'ipotesi in oggetto risulta:

$$f = 7,08 \cdot 10^{-9} \text{ occ/anno.}$$



Ipotesi n. 7 Sovrapressione in ricevitore stabilizzatrice G-D5 – Stabilizzatrice G-T4

La benzina ed il GPL provenienti dal fondo stripper G-T3, entrano nella stabilizzatrice G-T4 (e G-T6) per la separazione dei due componenti.

L'ipotesi in oggetto prende in considerazione il verificarsi di una sovrapressione idraulica nel ricevitore di testa della colonna G-T4, e la conseguente sovrapressione/sovratemperatura in colonna G-T4.

Per la determinazione della frequenza di accadimento dell'ipotesi incidentale non è stata considerata la causa "Mancata condensazione in GE-12, GE-29", in quanto la frequenza di accadimento relativa a tale causa risulta trascurabile rispetto alle frequenze di accadimento delle cause sotto elencate.

Causa

- a) Guasto del loop regolazione pressione PT/PRC14 o guasto in apertura valvola di regolazione pressione PRCV14 su G-D5, oppure
- b1) Più livello in G-D5 per il guasto del loop regolazione livello LT/LIC2 o guasto in chiusura valvola di regolazione portata, oppure
- b2) Fermata impestiva pompa G-D9 fondo G-D5.

Mancato intervento protettivo

per la causa b1):

- mancato allarme di alto livello LAH2 o mancato intervento operativo su segnalazione d'allarme;

per la causa b2):

- mancato allarme di alto livello LAH2 e mancato allarme di alta temperatura TAH1 e TAH509 su G-T4 o mancato intervento operativo su segnalazione d'allarme;

OPPURE

Causa

- c) Guasto loop di regolazione portata su G-T4 FT/FRC10 o guasto in chiusura valvola di regolazione portata FV10.

Mancato intervento protettivo

per la causa c):

- mancato allarme di alta temperatura TAH1, TAH509, TAH506 su G-T4 o mancato intervento operativo su segnalazione degli allarmi sopracitati.



Mancato intervento protettivo comune tutte le cause

- Mancato intervento allarmi di alta pressione PAH14 e PAH4 di nuova installazione su G-D5 o mancato intervento operativo su segnalazione allarmi;
- Mancato intervento allarme di alto livello indipendente dalla regolazione di nuova installazione su G-D5 o mancato intervento operativo su segnalazione allarme
- Mancata apertura della valvola di sicurezza PSV6 su G-D5 e PSV5 su linea di ingresso G-D5.

La frequenza attesa per l'ipotesi considerata è pari a:

$$f = 1,18 \cdot 10^{-6} \text{ occ/anno.}$$

Ipotesi n. 8 Stress termico nel ribollitore G-E48

Gli stress termici negli scambiatori possono essere causati, per esempio, dalla presenza continua del fluido riscaldante (effluente reattore) e contemporanea mancanza del fluido riscaldato (carica liquida). Tali fenomeni possono avere importanza tale da compromettere l'affidabilità dei cosiddetti "punti deboli" delle apparecchiature come, per esempio, le guarnizioni degli accoppiamenti flangiati, che, sottoposte a fatica, possono rompersi.

La causa e le mancate protezioni che possono provocare tale evento nel ribollitore GE 48 della colonna debutanizzatrice GT4 sono:

Causa

- Malfunzionamento del controllore di livello LRC 321 posto sul fondo della G-T4, oppure il guasto in apertura della valvola di regolazione livello LV321 che provoca la mancata circolazione nel reboiler e relativa sovratemperatura.

Mancato Intervento Protettivo

- Mancato allarme di basso livello LAL321 e LALL di nuova installazione su G-T4;
- mancato allarme di alta temperatura TAH 350 uscita G-E48 lato tubi;
- mancato allarme di bassa temperatura TAL 420 e TAL 508 su G-T4 e TAL 510 in uscita ribollitore - riflusso fondo colonna, oppure
- mancato intervento operativo su segnalazione degli allarmi citati

La frequenza attesa per l'ipotesi in oggetto risulta pari a:

$$f = 2,15 \cdot 10^{-6} \text{ occ/anno.}$$



Ipotesi n. 9 Sovrapressione in M2-D2

L'ipotesi in oggetto prende in considerazione il verificarsi di una sovrappressione nel separatore H₂S M2-D2, nella sezione MEROX GPL.

Tale evento può verificarsi per le seguenti cause e mancato intervento delle seguenti protezioni:

Causa

- Segnale spurio LT19 o guasto in apertura valvola di regolazione livello LCV19, posta sulla linea lato tubi a monte dello scambiatore M2-E1.

Mancato intervento protettivo

- Mancato allarme di basso livello LAL2 su M2-T1A o mancato intervento operativo su segnalazione dell'allarme sopra citato;
- mancata apertura della valvola di sicurezza SV4 su M2-D2.

La frequenza attesa per l'ipotesi considerata è:

$$f = 4,97 \cdot 10^{-8} \text{ occ/anno.}$$

Ipotesi n. 10 Sovratemperatura linea di scarico catalizzatore dal rigeneratore K1-R2

In considerazione dell'elevata temperatura di esercizio del rigeneratore, viene considerata l'ipotesi di una sovratemperatura della linea di scarico catalizzatore dal rigeneratore, pur non essendo il catalizzatore una sostanza "pericolosa" ai sensi del D. Lgs. 334/99.

Lo scarico del catalizzatore può avvenire completamente in manuale, oppure mediante l'azionamento di uno switch che avvia la sequenza di scarico in automatico.

Di seguito si riporta la descrizione delle cause e mancati interventi protettivi che conducono al verificarsi dell'ipotesi in oggetto.

Causa

Incremento di temperatura della linea di scarico catalizzatore per:

- Errore operativo nel seguire le procedure di scarico del catalizzatore, oppure
- Errore della sequenza automatica di scarico (spalancamento valvola di scarico UVX810, oppure
- Mancanza aria di trasporto per:
 - Guasto trasmettitore di portata FT817, oppure guasto del controllore di portata FIC817, oppure
 - Guasto in chiusura valvola regolazione portata di aria FV817contemporaneamente
- Mancato intervento allarme di bassa portata vapore FAL817 (non protegge dal guasto dell'FT817/FIC817), oppure mancato intervento operativo su segnalazione allarme citato



Mancato intervento protezioni

Mancato intervento switch allarme/blocco di alta temperatura reattore TSHH818A/B/C in logica 2 su 3, oppure mancato intervento logica di blocco.

La frequenza attesa per un modo di funzionamento continuo del sistema, è pari a $1,38 \cdot 10^{-6}$ occ/anno.

Considerando un fattore di utilizzo conservativamente pari a $0,1^3$, la frequenza attesa per l'ipotesi in oggetto risulta pari a:

$$f = 1,38 \cdot 10^{-7} \text{ occ/anno}$$

Ipotesi n. 11 Sovrapressione in colonna G-T7

Nella colonna depropanizzatrice G-T7, localizzata nella sezione "Splitter GPL", viene operata la separazione del GPL, proveniente dalla sezione MEROX, nei suoi due principali componenti, il propano ed il butano.

L'ipotesi in oggetto è subordinata al verificarsi delle seguenti cause e mancate protezioni:

Causa

Aumento di temperatura e pressione in colonna G-T7 per:

- a) guasto del loop di regolazione pressione GPI104/GPRC105 o il guasto in apertura della valvola di regolazione pressione GPRCV105,

OPPURE

b):

- più livello nel ricevitore G-D8 per il guasto loop di regolazione portata GFT110/GFRC110 oppure il guasto in chiusura della valvola di regolazione portata FRCV110 sulla linea mandata pompe G-P20 A/B, oppure
- guasto del loop regolazione portata GFT109/GFRC109 o il guasto in chiusura della valvola di regolazione portata FRCV109 sulla linea stoccaggio C3 a valle dello scambiatore G-E41, oppure
- fermata intempestiva pompa G-P20 A/B (propilene)

³ Attualmente, viene effettuata una operazione di scarico catalizzatore attraverso la linea da 6" ogni 3-4 giorni; la durata di ogni operazione è pari a ca. 30 minuti.



OPPURE

- c) più temperatura in colonna per:
- più temperatura nel ribollitore fondo colonna G-E37 per il guasto del loop regolazione portata GFT107/GFRC107 o il guasto in apertura della valvola regolazione portata fluido caldo GFRCV107, oppure
 - più temperatura nel ribollitore fondo colonna G-E36 per il guasto del loop di regolazione portata GFT108/GFRC108 o il guasto in apertura valvola di regolazione portata fluido caldo GFRCV108.

Mancato intervento protettivo

per la causa a):

- mancato intervento allarme di alta pressione PAH124 posto sul ricevitore G-D8 o il mancato intervento operativo su segnalazione dell'allarme sopra citato;

per la causa b):

- mancato intervento allarme di alto livello LAH109 su G-D8 e mancato allarme di bassa portata FAL110 sulla linea di riflusso testa colonna o il mancato intervento operativo su segnalazione degli allarmi sopra citati.

Mancato intervento protettivo comune a tutte le cause

- Mancato intervento allarme di alta pressione PAH124 posto sul ricevitore G-D8 o mancato intervento operativo su segnalazione dell'allarme sopra citato;
- mancata apertura valvola di sicurezza PSV102 su G-D8 e PSV101 A/B sulla linea di testa colonna G-T7.

La frequenza attesa per l'ipotesi in oggetto è:

$$f = 1,69 \cdot 10^{-7} \text{ occ/anno.}$$



Ipotesi n° 12 Sovrapressione colonna GT11 (K1-T5, K1-T4)

Nella colonna GT-11 avviene la separazione delle fasi più leggere (incondensabili, propano, butano) costituenti il prodotto di testa, dalla benzina, mediante strippaggio con vapore a media pressione.

Lo stream in uscita dalla testa colonna GT-11 è inviato alla linea testa colonna K1-T1, a monte dei condensatori K1-E14 e K1-E5, mentre la benzina, costituente il prodotto di fondo, è alimentata alla sezione “Prime G+” dell’impianto di Eterificazione.

Nel presente paragrafo viene esaminata l’ipotesi di sovrappressione della colonna G-T11, essenzialmente riconducibile ad un eccesso di vapore di strippaggio, oppure ad un incremento anomalo della portata di benzina alimentata alla stessa.

La concatenazione degli eventi proposta è la seguente:

Causa 1

- Eccesso di vapore fondo colonna per:
 - Guasto controllore di pressione PIC510 o guasto in apertura valvola regolazione pressione PV510 contemporaneamente
 - guasto controllore di portata FIC511, oppure guasto in apertura valvola regolazione portata FV511

OPPURE

Causa 2

- Eccesso di alimentazione per malfunzionamento loop controllo livello dovuto a:
 - guasto trasmettitore di livello LIT510 o del controllore di livello LIC510 oppure
 - guasto in apertura valvola regolazione livello LV510

OPPURE

Causa 3

- Sovrapressione idraulica per fermata intempestiva pompe G-P36 A/B

Mancato intervento protezioni alla causa 2 e 3

- Mancato intervento allarmi alto livello LAH510 (non protegge dal guasto del LIT/LIC510) e allarme indipendente LAHH513, oppure mancato intervento operativo su segnalazione allarmi citati



- Mancato intervento trasmettitori di livello LIT513 A/B/C in logica 2 su 3, oppure mancata chiusura valvole di blocco HV510 o HV511 ed LV510 su linee alimentazione colonna

Mancato intervento protezioni comuni a tutte le cause

- Mancato intervento trasmettitori di pressione PIT511A/B/C in logica 2 su 3, oppure mancata chiusura valvole di blocco XCV511 su linea vapore, HV510 e HV511 ed LV510 su linee alimentazione colonna
- Mancata apertura PSV 511 A/B

La frequenza attesa per l'ipotesi in oggetto risulta pari a:

$$f = 2,14 \cdot 10^{-8} \text{ occ/anno}$$

Ipotesi n. 13 Sovrapressione nella colonna GT-10

Il prodotto di fondo della nuova colonna GT-12 viene alimentata allo splitter GT-10, in cui si ha il frazionamento della benzina media (prodotto di testa) e della benzina pesante (prodotto di fondo). La colonna GT-10 è dotata di due ribollitori GE-51A/B, il cui fluido riscaldante è costituito dallo slurry proveniente dal fondo frazionatore principale.

Il prodotto di testa viene condensato negli scambiatori ad aria GE 18 A-D, quindi in parte riciclato in colonna.

L'ipotesi viene effettuata per la possibilità che si verifichino le seguenti cause e mancati interventi protettivi

Causa

Eccessivo riscaldamento fondo colonna dovuto a:

- Segnale spurio del trasmettitore di temperatura TT302, in cascata con il controllore di temperatura TRC 302, posto sulla colonna GT-10, oppure
- Segnale spurio del trasmettitore di portata FT 302, oppure segnale spurio del controllore di portata FIC 302 oppure guasto in apertura della valvola regolazione portata FV302 posta sulla linea di alimentazione slurry al ribollitore GE-51/B

contemporaneamente

- Segnale spurio del trasmettitore di portata FT 303, oppure segnale spurio del controllore di portata FIC 303 oppure guasto in apertura della valvola regolazione portata FV303 posta sulla linea di alimentazione slurry al ribollitore GE-51/A

Mancato intervento protettivo

- Mancato intervento allarmi di alta temperatura TAH 313 e TAH 316 posti sulle linee di riflusso fondo colonna

oppure



Causa

Mancato riflusso testa colonna per:

- a) Mancata condensazione dei vapori testa colonna per arresto dei ventilatori scambiatore GE-18 (2/4), oppure
- b) Malfunzionamento del loop di regolazione portata di riflusso testa colonna, oppure guasto in chiusura della valvola di regolazione portata di riflusso testa colonna FV 305, oppure
- c) Fermata intempestiva della pompa di riflusso testa colonna GP-31A/B

Mancato intervento protezioni

- Mancato intervento allarmi di alta temperatura TAH 301 e TAH302 posti sulla colonna GT-10
- Mancato intervento allarme di bassa portata FAL 305 posto sulla linea di riflusso testa colonna
- Mancato intervento allarme di alto livello LAH posto sull'accumulatore di testa colonna K1-D10

Protezioni comuni a tutte le cause

- Mancato intervento allarme di alta pressione PAH 302 posto sulla colonna GT-10
- Mancato intervento allarme di alta temperatura TAH 311 posto sulla colonna GT-10
- Mancata apertura valvola di sicurezza PSV 302, posta sulla linea di alimentazione vapori testa colonna all'accumulatore K1-D10.

La frequenza attesa per l'ipotesi in oggetto risulta pari a:

$$f = 5,05 \cdot 10^{-10} \text{ occ/anno.}$$

Ipotesi n. 14 Sovrapressione colonna di frazionamento GT-12

La benzina separata in uscita dal fondo colonna ET-T1 viene alimentata alla nuova colonna GT-12 dove viene splittata in due tagli: il prodotto di testa è costituito da benzina leggera (LCN), mentre il prodotto di fondo è costituito da una miscela di benzina media (MCN) e benzina pesante (HCN) che verrà alimentata alla successiva colonna GT-10.

Il fluido riscaldante dei ribollitori fondo colonna GE-12 A/B, è vapore a media pressione

Il prodotto di testa viene condensato negli scambiatori ad aria GE 50 A÷D, quindi in parte riciclato in colonna.

L'ipotesi viene effettuata per la possibilità che si verifichino le seguenti cause e mancati interventi protettivi

Causa 1

- Arrivo di idrogeno per perdita di livello in ET-T1 dovuto a:
 - Guasto trasmettitore di livello LT1510, oppure
 - Guasto controllore di livello LT1510, oppure
 - Guasto in apertura della valvola di regolazione portata di vapore al ribollitore fondo colonna debutanizzatrice LV 1510



Mancato intervento protezioni alla causa 1

- Mancato intervento trasmettitori di livello allarmati LT1509 A/B/C in logica 2 su 3, oppure mancata chiusura valvola di blocco XCV1504

oppure

Causa 2

- Eccessivo riscaldamento fondo colonna dovuto a:
 - Segnale spurio del trasmettitore di temperatura TT705, in cascata con il controllore di temperatura TRC705, posto sulla colonna GT-12, oppure
 - Segnale spurio del trasmettitore di portata FT702, oppure del controllore di portata FIC702 oppure guasto in apertura della valvola regolazione portata FV702 posta sulla linea di alimentazione vapore al ribollitore GE-11 contemporaneamente
 - Segnale spurio del trasmettitore di portata FT703, oppure del controllore di portata FIC703 oppure guasto in apertura della valvola regolazione portata FV703 posta sulla linea di alimentazione vapore al ribollitore GE-12

Mancato intervento protezioni alla causa 2

- Mancato intervento allarmi di alta temperatura posti sulle linee di riflusso fondo colonna (TAH706 e TAH707)
- Mancato intervento allarme di alta temperatura TAH708 posto sulla linea fondo colonna GT-12

oppure

Causa 3

- Mancato riflusso testa colonna GT-12 per
 - a) Mancata condensazione dei vapori testa colonna per arresto dei ventilatori scambiatore GE-50 (2/4 ventilatori), oppure
 - b) Malfunzionamento del loop di regolazione portata di riflusso testa colonna, oppure guasto in chiusura della valvola di regolazione portata di riflusso testa colonna FV 306, oppure
 - c) Fermata intempestiva della pompa di riflusso testa colonna GT-12

Mancato intervento protezioni alla causa 3

Protezioni alle cause a) e b)

- Mancato intervento allarmi di alto livello LAH 304A ed LAH708 posti sull'accumulatore di testa colonna GD-10
- Mancato intervento allarme di bassa portata FAL 306 posto sulla linea di riflusso testa colonna
- Mancato intervento allarme di alta temperatura TAH 701 posto sulla testa colonna GT-12



Protezioni alla causa c)

- Mancato intervento allarme di basso livello LAL 304A posto sull'accumulatore di testa colonna GD-10
- Mancato intervento allarme di alta temperatura TAH 1 posto sulla testa colonna GT-12

Mancato intervento protezioni comuni a tutte le cause

- Mancato intervento allarmi di alta pressione PAH702 (testa colonna GT-12), PAHH 705 (fondo colonna GT-12) PAH 303 (su GD-10)
- Mancata apertura valvola di sicurezza PSV 302, posta sulla testa colonna

La frequenza attesa per l'ipotesi in oggetto risulta pari a:

$$f = 7,27 \cdot 10^{-7} \text{ occ/anno}$$

Ipotesi n. 15 Sovratemperatura nel reattore di idroisomerizzazione HYD-R1

La reazione di idroisomerizzazione avviene in reattore catalitico a letto fisso (HYD-R1) ed è esotermica. L'incremento di temperatura all'interno del reattore nelle normali condizioni operative è però contenuto, in considerazione del basso quantitativo di butadieni presenti nella carica (max. 0,6% in peso).

L'ipotesi in oggetto viene formulata per la possibilità che si verifichi un incremento anomalo di temperatura nel reattore di idroisomerizzazione, dovuto essenzialmente al manifestarsi di fenomeni di runaway della reazione.

Gli eventi iniziatori che possono condurre ad uno sviluppo di reazioni fortemente esotermiche (reazione di idrogenazione degli insaturi presenti nella carica), sono riconducibili a:

- Eccesso di idrogeno fornito al sistema reattivo (errato rapporto gas-liquido)
- Guasto del sistema di regolazione temperatura della carica in ingresso al reattore di idroisomerizzazione

La concatenazione delle cause e mancati interventi protettivi giustificativa dell'ipotesi in oggetto viene di seguito riportata

Causa

Eccesso di idrogeno rispetto alla carica liquida, dovuto a:

1. Eccessiva portata di idrogeno dovuta a:

- Guasto del rapportatore di portata butano/idrogeno, oppure



- Guasto del trasmettitore di portata FT005, o del controllore di portata FIC005, oppure guasto in apertura valvola regolazione portata idrogeno FV005 installata sulla linea alimentazione idrogeno a monte del miscelatore statico HYD-D1;
- oppure
- Guasto del trasmettitore di portata FT006, o del controllore di portata FIC006, oppure guasto in apertura valvola regolazione portata idrogeno FV006 installata sulla linea alimentazione idrogeno al reattore HYD-D1

OPPURE

2. Meno portata butano per:

- Guasto del loop regolazione livello colonna GT7 (LT/LIC104), oppure
- Guasto del trasmettitore di portata FT001, o del controllore di portata FIC001, oppure guasto in chiusura valvola regolazione portata carica butano al reattore FV001

Mancato intervento protezioni alla causa 1

Mancato intervento allarme di alta pressione PAH002 ed allarme alta portata idrogeno FAH004, oppure mancato intervento operativo su segnalazione allarmi citati.

Mancato intervento protezioni alla causa 2

- Mancato intervento blocco automatico per:
 - Mancato intervento interruttori bassissima portata FIT002 in logica 2 su 3, oppure
 - mancata chiusura valvola di blocco UV002 posta sulla linea di alimentazione idrogeno alla sezione di reazione e mancata segnalazione da fine corsa valvola ZAH002
- Mancato intervento allarmi di bassa portata butano FAL001 (non protegge dal guasto del FT/FIC001) e bassissima portata FALL002, oppure mancato intervento operativo su segnalazione allarmi citati

OPPURE

Causa

3. Eccessiva temperatura della carica in ingresso al reattore per

- Guasto del trasmettitore di temperatura TE003 posto sulla linea di alimentazione butano/idrogeno al reattore HYD-R1, o del controllore di temperatura TIC003, oppure
- guasto valvola di regolazione temperatura (valvola a 3 vie) TCV003

Mancato intervento protezioni alla causa 3

- Mancato intervento allarmi di alta temperatura TAH001 e TAH003 (non protegge dal guasto del TE/TIC003) posti sulla linea alimentazione carica al reattore, oppure mancato intervento operativo su segnalazione allarmi citati.



Mancato intervento protezioni comuni a tutte le cause

- Mancato intervento allarmi di alta temperatura TAH004/006/008/010/012/14 ed altissima temperatura TAHH005/007/009/011/013/015 (12 allarmi), derivanti da altrettante termocoppie, posizionate sul letto catalitico del reattore; mancato intervento allarmi di altissima temperatura TAHH016 e TAHH017 posti sulla linea effluente reattore.
 - Mancato blocco automatico per altissima temperatura dovuto a
 - Mancato intervento delle seguenti termocoppie indipendenti
 - TSHH005, TSHH007, TSHH009, TSHH011, TSHH013, TSHH015, posizionati sul letto catalitico del reattore
 - TSHH017 posto sulla linea effluente reattore
- Oppure
- Mancata chiusura valvola di blocco UV002 posta sulla linea di alimentazione idrogeno alla sezione di idroisomerizzazione e mancata segnalazione da fine corsa
- Mancato intervento operativo su segnalazione allarmi citati.
- Mancata attivazione mediante pulsante da Sala Controllo del sistema di depressurizzazione rapida che, se attivato, provoca le seguenti azioni:
 - Apertura valvola di depressurizzazione rapida UV005, con scarico del prodotto in serbatoio dedicato HYD-D3
 - Chiusura valvole UV003 posta sulla linea di alimentazione carica al reattore, UV004 posta sulla linea effluente reattore, UV002 posta sulla linea alimentazione idrogeno alla sezione di idroisomerizzazione
 - Apertura valvola UV001, posta sulla linea di by-pass della sezione di preparazione carica alchilazione.

La frequenza attesa per l'ipotesi in oggetto risulta:

$$f = 7,72 \cdot 10^{-9} \text{ occ/anno.}$$



Ipotesi n. 16 Back up flow per mancanza carica liquida

La portata di alimentazione alla sezione preparazione carica alchilazione, proveniente dal fondo dell'esistente colonna depropanatrice GT7, 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, è suddiviso in due flussi: una delle due correnti è miscelata sulla linea di alimentazione della carica liquida, mentre l'altra è alimentata direttamente al fondo del reattore HYD-R1, allo scopo di garantire una perfetta miscelazione della fase gas nell'alimentazione.

L'ipotesi in oggetto considera il verificarsi di una inversione di flusso della fase gas (idrogeno), verso la colonna depronatrice GT7, a causa della perdita di livello nella stessa (con conseguente mancanza della carica liquida alla sezione di preparazione carica alchilazione).

Di seguito viene riportata la concatenazione delle cause e mancati interventi protettivi che conducono al verificarsi dell'ipotesi in oggetto.

Causa

Mancanza carica liquida alla sezione di preparazione carica alchilazione dovuta a:

- Guasto del loop regolazione livello colonna GT7 (LT/LIC104), oppure
- Guasto del trasmettitore di portata FT001, o del controllore di portata FIC001, oppure guasto in apertura valvola regolazione portata carica butano al reattore FV001

Mancato intervento protezioni

- Mancato intervento dei seguenti allarmi:
 - basso livello LAL104 (non protegge dal guasto del LT/LIC104) su GT7
 - bassissimo livello LALL006 su GT7
 - bassa portata FAL001 su linea alimentazione reattore HYD-R1
 - bassissima portata FALL002 su linea alimentazione reattore HYD-R1oppure
 - mancato intervento operativo su segnalazione allarmi citati
- Mancato intervento blocco automatico per:
 - Mancato intervento interruttori bassissimo livello LSL006 (logica 2 su 3) installati sulla colonna GT7, contemporaneamente
 - mancato intervento interruttori bassissima portata carica liquida al reattore HYD-R1 FIT002 (logica 2 su 3)oppure
 - Mancata chiusura valvola di blocco UV002 posta sulla linea di alimentazione idrogeno alla sezione di reazione e mancata segnalazione da fine corsa
- Mancata tenuta n° 2 valvole di non ritorno installate sulla linea di alimentazione carica liquida a monte dell'immissione della carica di idrogeno

La frequenza attesa per l'ipotesi in oggetto risulta: $f = 5,28 \cdot 10^{-8}$ occ/anno.



Ipotesi n. 17 Sovratemperatura/sovrappressione colonna HYD-T1

L'effluente reattore HYD-R1 viene inviato allo stripper HYD-T1; la fase gas è alimentata al condensatore HYD-E2; il condensato viene quindi inviato all'accumulatore HYD-D4.

La pressione nella sezione di strippaggio è regolata mediante uno "split-range" tra la portata di H₂ di make up all'accumulatore HYD-D4, e la portata di fuel gas di "purga" dell'unità, inviata alla rete fuel gas di Raffineria.

L'ipotesi in oggetto considera il verificarsi di una sovrappressione nello stripper HYD-T1 e relativo accumulatore di testa HYD-D4, dovuta al mancato riflusso testa colonna, oppure all'eccessivo riscaldamento fondo colonna, oppure ancora al malfunzionamento del loop regolazione pressione della sezione.

Di seguito viene riportata la concatenazione delle cause e mancati interventi protettivi che conducono al verificarsi dell'ipotesi in oggetto

Causa

Mancanza di riflusso testa colonna per:

- Guasto LT002 installato sull'HYD-D4, oppure guasto del controllore di livello LIC002, oppure
- segnale spurio controllore di portata FIC010 sulla linea di riflusso, oppure
- guasto in chiusura valvola regolazione portata di riflusso alla colonna HYD-T1 FV010, oppure
- Fermata intempestiva pompa di riflusso HYD-P1

Mancato intervento protezioni

- Mancato intervento trasmettitori di bassa portata di riflusso FT011 A/B/C in logica 2 su 3, oppure mancata chiusura automatica valvola di blocco UV007 installata sulla linea di alimentazione vapore al ribollitore fondo colonna
- Mancato intervento allarme di alto livello accumulatore LAH305 (non protegge dal guasto del LIC305), allarme di bassa portata FAL302 (non protegge dal guasto del FIC302), allarmi di bassissima portata FALL301A/B/C, allarme di alta temperatura testa colonna TI029, oppure mancato intervento operativo su segnalazione allarmi citati.

OPPURE

Causa

- Guasto trasmettitore di pressione PT014 installato sulla vapor line colonna HYD-T1, oppure
- guasto controllore di pressione PIC014B, oppure
- guasto in chiusura valvola regolazione pressione PV014-1 posta sulla linea invio incondensabili a rete fuel gas

Mancato intervento protezioni comuni a tutte le cause

- Mancato intervento trasmettitore di alta pressione PT034 A/B/C, oppure mancato intervento logica di blocco UC4 (chiusura vapore a E3 (UV007 e UV008), chiusura H2 (UV002) e apertura by-pass sezione (UV001))



- Mancato intervento allarmi alta pressione PAH014 (non protegge dal guasto del PT014), PAH016, PAHH034 A/B/C oppure mancato intervento operativo su segnalazione allarmi citati
- Mancata apertura valvola di sicurezza PSV025 (set 21 barg).

La frequenza attesa per l'ipotesi in oggetto risulta:

$$f = 7,42 \cdot 10^{-11} \text{ occ/anno.}$$

Ipotesi n. 18 Perdita di livello colonna HYD-T1

Il prodotto di fondo colonna (C4) viene alimentato, previo raffreddamento negli scambiatori di calore GE40A/B all'impianto di alchilazione, oppure a stoccaggio.

L'ipotesi in esame considera la perdita di livello della colonna HYD-T1, con conseguente invio di prodotto non strippato all'impianto di alchilazione o a stoccaggio.

Di seguito si riporta la concatenazione delle cause e mancati interventi protettivi che conducono al verificarsi dell'ipotesi in esame.

Causa

Guasto del loop regolazione livello fondo colonna per:

- Guasto del trasmettitore di livello LT003, oppure del controllore di livello LIC003 o LIC0104V, oppure
- Guasto in apertura valvola regolazione livello LV104

Mancato intervento protezioni

- Mancato intervento trasmettitori di livello LT015 A/B/C, oppure mancata attivazione blocco UC4
- Mancato intervento allarmi di basso livello LAL03 (non protegge dal guasto del LIC03) e bassissimo livello LALL015 A/B/C oppure mancato intervento operativo su segnalazione allarmi citati.

La frequenza attesa per l'ipotesi in oggetto risulta $7,02 \cdot 10^{-8}$ occ/anno.



Ipotesi n° 19 Formazione di miscela esplosiva per aspirazione gas infiammabili a K1-C3 e/o K1-C4

L'ipotesi in esame considera la possibile aspirazione di gas infiammabili dai compressori aria di nuova installazione; la presenza di gas infiammabili nell'area suddetta è riconducibile ad un rilascio da una delle apparecchiature dell'impianto FCC.

Sulla base del layout dell'impianto nel futuro assetto impiantistico, l'eventuale presenza di gas infiammabili in aspirazione ai compressori di nuova installazione può essere riconducibile ad un rilascio di gas combustibile da uno degli accoppiamenti flangiati presenti sulla linea di alimentazione alla CO-boiler.

Causa

- Presenza di gas infiammabili in aspirazione al compressore K1-C3 per perdita significativa da accoppiamento flangiato sulla linea di alimentazione gas combustibili alla CO-boiler.

La stima della frequenza di accadimento della perdita da un accoppiamento flangiato, dalla banca dati consultata (Lees), risulta essere pari a $8,76 \cdot 10^{-5}$ occ/anno/flangia.

Avendo stimato, conservativamente, un numero di flange lungo la linea in esame pari a 10, la frequenza di accadimento dell'evento incidentale ipotizzato risulta pari a $8,76 \cdot 10^{-4}$ occ/anno.

Mancato Intervento Protezioni

- Mancato intervento dei rilevatori gas infiammabili in logica 2 su 3 allarmati, installati sull'aspirazione dei compressori, oppure mancato intervento blocco automatico e mancato intervento operativo.

La frequenza attesa per l'ipotesi in oggetto risulta pari a: $f = 4,85 \cdot 10^{-8}$ occ/anno.



Ipotesi n° 20 Sovratemperatura reattore K1-R1 per intasamento ugelli distributore

L'ipotesi in oggetto considera il possibile verificarsi di una sovratemperatura del reattore di cracking catalitico K1-R1, a causa dell'intasamento degli ugelli del distributore della carica "optimix feed distributor" di nuova installazione.

Di seguito si riporta la descrizione delle cause e mancati interventi protettivi che conducono al verificarsi dell'ipotesi in oggetto.

Causa

Intasamento ugelli distributore carica per mancanza vapore, per:

- Guasto trasmettitore di portata vapore FT905, oppure guasto controllore FRC905, oppure
- Guasto in chiusura valvola regolazione portata vapore FV905

Contemporaneamente

- Guasto trasmettitore di portata vapore FT836, oppure guasto controllore FRC836, oppure
- Guasto in chiusura valvola regolazione portata vapore FV-836

Mancato intervento protezioni

- Mancato intervento allarmi di bassa portata vapore FAL905 (non protegge dal guasto dell'FT905/FIC905), di bassa pressione differenziale sui singoli ugelli, di alta pressione PRAH1 sulla linea alimentazione carica a monte del distributore, oppure mancato intervento operativo su segnalazione allarmi citati
- Mancato intervento switch di alta temperatura reattore TTX1A, TTX408 E TTX905 in logica 2 su 3, oppure mancato intervento logica di blocco.

La frequenza attesa per l'ipotesi in oggetto risulta pari a: $f = 8,02 \cdot 10^{-13}$ occ/anno



ROTTURE CASUALI

Accanto alle ipotesi incidentali derivanti da deviazioni di processo, sono state inoltre analizzate ipotesi di rotture casuali di componenti ritenuti critici.

Ipotesi n. 21 Rilascio di GPL da accoppiamento flangiato sezione Merox

Viene di seguito stimata la frequenza di accadimento relativa all'ipotesi di rilascio di GPL per perdita significativa da uno degli accoppiamenti flangiati presenti sulla linea GPL della sezione MEROX.

L'analisi è stata sviluppata per tale sezione in considerazione della pericolosità della sostanza processata (GPL) e dell'ubicazione della sezione nei pressi del forno dell'Impianto di Alchilazione.

La stima della frequenza di accadimento della rottura di una flangia, dalla banca dati consultata (Lees), risulta essere pari a $f=8,76 \cdot 10^{-5}$ occ/anno/flangia.

Avendo stimato un numero di flange pari a 16 lungo la linea GPL nella sezione Merox GPL, la frequenza di accadimento per tale ipotesi è:

$$f = 1,4 \cdot 10^{-3} \text{ occ/anno.}$$

Ipotesi n. 22 Perdita significativa da accoppiamenti flangiati sezione preparazione carica alchilazione

La stima della frequenza di accadimento della perdita da un accoppiamento flangiato, dalla banca dati consultata (Lees), risulta essere pari a $8,76 \cdot 10^{-5}$ occ/anno/flangia.

Avendo stimato, conservativamente, un numero di flange nella sezione preparazione carica alchilazione pari a 40, la frequenza di accadimento dell'evento incidentale ipotizzato risulta pari a $3,5 \cdot 10^{-3}$ occ/anno.

Ipotesi n. 23 Perdita di benzina da accoppiamento flangiato sezione Merox-Minalk

L'ipotesi in oggetto considera il verificarsi di una perdita da uno degli accoppiamenti flangiati presenti sulle linee di benzina della sezione Merox Minalk.

La stima della frequenza di accadimento della perdita da un accoppiamento flangiato, dalla banca dati consultata (Lees), risulta essere pari a $8,76 \cdot 10^{-5}$ occ/anno/flangia. Avendo stimato, conservativamente, un numero di flange nella sezione considerata pari a 20, la frequenza di accadimento dell'evento incidentale ipotizzato risulta pari a $1,75 \cdot 10^{-3}$ occ/anno.



Ipotesi n. 24 Rottura tenuta pompe

Tale evento incidentale può manifestarsi per usura e/o mancato o inefficace intervento di manutenzione, oppure ancora per errore operativo all'avviamento della pompa. Nell'impianto FCC sono presenti circa 40 pompe centrifughe di movimentazione idrocarburi, tutte dotate di riserva.

Dalla banca dati consultata (E&P Forum, ottobre 1996), la frequenza di accadimento per rottura della tenuta di una pompa centrifuga risulta pari a:

$$f = 1,27 \cdot 10^{-3} \text{ occ/anno/pompa.}$$

Nell'ambito degli interventi di adeguamento tecnologico e di sicurezza nell'impianto FCC, le seguenti pompe sono state dotate di tenuta meccanica doppia, convogliata a blow down:

Pompe GPL:

- G-P-20 A/B
- G-P-21 A/B
- G-P-9 A/B
- G-P-13 A/B
- HYD-P1 A/B

Pompe benzina:

- K1-MP18 A/B
- K1-MP-22 C/D
- G1-MP-30 A
- G-MP-36 A/B
- K1-MP-22 E/F
- K1-MP-23 A/B

In particolare, il sistema di "tenute" adottato prevede oltre alla tenuta primaria che lavora sul prodotto pompato, l'installazione di una tenuta secondaria; in caso di perdita della tenuta primaria, quella secondaria evita la fuoriuscita di prodotto in atmosfera, mentre la perdita, convogliata a blow down, viene segnalata dalla strumentazione posta all'uscita della camera tra le due tenute (allarme di alta pressione).

La concatenazione delle cause e mancati interventi protettivi che conduce ad un rilascio di prodotto (benzina) nell'ambiente circostante, risulta pertanto la seguente:

- a) rottura tenuta primaria
CONTEMPORANEAMENTE
- b) rottura tenuta secondaria
CONTEMPORANEAMENTE
- c) mancato intervento allarme di alta pressione installato nella camera tra le due tenute, oppure mancato intervento operativo su segnalazione d'allarme

La frequenza di accadimento dell'evento incidentale sopra descritto, calcolata mediante la tecnica degli alberi di guasto, risulta pari a:

$$f = 1,9 \cdot 10^{-8} \text{ occ/anno/pompa}$$



Descrizione ipotesi incidentali nuova sezione desolforazione benzine

Ipotesi n° 25 Sovrapressione accumulatore D802

La benzina MCN proveniente dalla testa della esistente colonna di frazionamento GT-10 dell'impianto di cracking catalitico è alimentata alla nuova sezione desolforazione benzine in controllo di portata, previa filtrazione nel package J-802. La benzina MCN è quindi inviata all'accumulatore di carica D-802, previa miscelazione in linea con lo stream di isopentano proveniente dal decantatore.

Di seguito si riporta la concatenazione delle cause e mancati interventi protettivi che comportano il verificarsi di una sovrappressione nel decantatore D802.

Causa

- Malfunzionamento del sistema di regolazione della pressione dovuto a:
 - guasto trasmettitore di pressione PT003 posto sull'accumulatore D802, oppure
 - guasto in chiusura della valvola di regolazione pressione PV003, oppure intervento spurio del controllore di pressione PIC003 a cui la valvola è asservita

Mancato intervento protezioni

- Mancato intervento allarmi di alta pressione PAH003 (non protegge dal guasto del PIC003) PAH10 posti sull'accumulatore D802, e PAH010, oppure mancato intervento operativo su segnalazione allarmi.
- Mancata apertura valvola di sicurezza PSV8002 posta sull'accumulatore D802.

La frequenza attesa per l'ipotesi in esame risulta pari a :

$$F = 9,8 \cdot 10^{-7} \text{ occ/anno.}$$



Ipotesi n° 26 Sovratemperatura Reattore desolforazione R801

Dall'accumulatore D-802 la carica è inviata, mediante le pompe P-802A/B, alla sezione di reazione sotto controllo di portata in cascata con il livello dell'accumulatore stesso.

Qui avvengono le reazioni di desolforazione della benzina, che sono esotermiche.

La carica è quindi suddivisa in 3 correnti: la prima corrente costituirà il "raffreddamento" del primo reattore di desolforazione, il secondo strem, 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 è controllata attraverso la portata di prodotto che "bypassa" degli scambiatori E-801 A/B/C.

Le cause che possono comportare sovratemperatura sul primo reattore, sono riconducibili al malfunzionamento del loop regolazione temperatura citato, alla mancanza di quench, oppure ancora alla bassa portata di carica al reattore.

A protezione da tale evento è installato un blocco per bassa portata carica, un blocco per bassa portata di quench, ed un blocco per alta temperatura su segnalazione di almeno 2 delle 13 termocoppie installate sul reattore R801.

La sezione reazione è inoltre protetta da un sistema di depressurizzazione rapida, attivabile mediante pulsante da Sala Controllo.

Di seguito si riporta la concatenazione delle cause e mancati interventi protettivi che comportano il verificarsi dell'evento in esame

Causa 1

- Bassa portata carica per:
 - guasto trasmettitore di portata FT005 o del relativo controllore FIC005, oppure
 - guasto in chiusura valvola regolazione portata FV005

Mancato intervento protezioni alla causa 1

- Mancato intervento interruttori di bassa portata FSL009 A/B/C in logica 2 su 3, oppure mancata chiusura valvola di blocco carica a reattori UV003 e mancato spegnimento forno F801
- Mancato intervento allarmi bassa portata FAL005 (non protegge dal guasto del FIC005) e FALL009, oppure mancato intervento operativo su segnalazione allarmi.

Causa 2

- Bassa portata quench per:
 - guasto trasmettitore di portata FT010 o del relativo controllore FIC010, oppure
 - guasto in chiusura valvola regolazione portata FV010



Mancato intervento protezioni alla causa 2

- Mancato intervento interruttori di bassa portata FSSL009 A/B/C in logica 2 su 3, oppure mancata chiusura valvola di blocco carica a reattori UV003 e mancato spegnimento forno F801
- Mancato intervento allarme bassa portata FALL009, oppure mancato intervento operativo su segnalazione allarmi.

Causa 3

- Guasto loop regolazione temperatura per:
 - guasto trasmettitore di temperatura TT005 o del relativo controllore TIC005, oppure
 - guasto in chiusura valvola regolazione temperatura TV005

Mancato intervento protezioni alla causa 3

Mancato intervento allarme alta temperatura TAH029, oppure mancato intervento operativo su segnalazione allarme.

Mancato intervento protezioni comuni a tutte le cause

- Mancato intervento termocoppie TSHH033÷045 installate sui letti del reattore (almeno 2 su 13, oppure mancata chiusura valvola di blocco carica a reattori UV003 e mancato spegnimento forno F801
- Mancato intervento allarmi di alta temperatura TAHH33÷045, oppure mancato intervento operativo su segnalazione allarmi.

La frequenza attesa per l'ipotesi in esame risulta pari a :

$$F = 5,2 \cdot 10^{-7} \text{ occ/anno.}$$



Ipotesi n° 27 Sovratemperatura Reattore desolforazione R802 e separatore D807

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. In uscita dal secondo reattore R802 la benzina viene raffreddata negli scambiatori E802 A/B ed E801 A/B/C, in controcorrente con la carica, quindi è inviata al separatore D807.

Le cause che possono comportare una sovratemperatura del reattore R802 e del separatore D807 sono riconducibili ad una sovratemperatura del reattore R801 (cfr. ipotesi n° 2), oppure ad un eccessivo riscaldamento del prodotto nel forno F801.

A protezione da tale evento è installato un blocco per alta temperatura su segnalazione di almeno 2 delle 5 termocoppie installate sul reattore R802.

La sezione reazione è inoltre protetta da un sistema di depressurizzazione rapida, attivabile mediante pulsante da Sala Controllo.

Di seguito si riporta la concatenazione delle cause e mancati interventi protettivi che comportano il verificarsi dell'evento in esame

Causa 1

Sovratemperatura reattore R801 (vedi ipotesi n° 2)

Causa 2

Sovratemperatura uscita forno per guasto loop regolazione temperatura F801, in cascata sulla portata di fuel gas.

Mancato intervento protezioni alla causa 2

- Mancato intervento TSHH046 A/B/C in uscita forno, oppure mancata chiusura valvola di blocco sulla linea di alimentazione fuel gas al forno F801
- Mancato intervento allarmi di alta temperatura serpentine TAH19, TAH20, oppure mancato intervento operativo su segnalazione allarmi.

Mancato intervento protezioni comuni a tutte le cause

- Mancato intervento termocoppie TSHH047÷051 installate sul reattore (almeno 2 su 5), oppure mancata chiusura valvola di blocco carica a reattori UV003 e mancato spegnimento forno F801
- Mancato intervento allarmi di alta temperatura TAHH047÷051, oppure mancato intervento operativo su segnalazione allarmi.

La frequenza attesa per l'ipotesi in esame risulta pari a :

$$F = 1,5 \cdot 10^{-8} \text{ occ/anno}$$



Ipotesi n° 28 Sovratemperatura Separatore D803

In uscita dal separatore D807, la fase vapore, previa refrigerazione nell'aircooler AC-801, è alimentata al separatore D-803.

Di seguito si riporta la concatenazione delle cause e mancati interventi protettivi che comportano il verificarsi dell'evento in esame

Causa 1

- Guasto loop regolazione temperatura per:
 - guasto trasmettitore di temperatura TT005 o del relativo controllore TIC005, oppure
 - guasto in chiusura valvola regolazione temperatura TV005

oppure

Causa 2

Guasto aircooler AC-801

Mancato intervento protezioni alla causa 1

Mancato intervento allarme alta temperatura TAH029, oppure mancato intervento operativo su segnalazione allarme.

Mancato intervento protezioni comuni a tutte le cause

- Mancato intervento TSHH068 A/B/C sulla linea in uscita AC-801, oppure mancata chiusura valvola di blocco UV003 sulla linea alimentazione ai reattori, e mancato spegnimento forno
- Mancato intervento allarmi di alta temperatura TAH061, TAH062, TAHH068 ed allarme di alta pressione PAH028, oppure mancato intervento operativo su segnalazione allarmi.

La frequenza attesa per l'ipotesi in esame risulta pari a :

$$F = 3,1 \cdot 10^{-8} \text{ occ/anno.}$$



Ipotesi n° 29 Sovrapressione separatori D803 e D807, Colonna di lavaggio amminico T801

I gas acidi separati nel flash drum D-803 sono alimentati alla colonna di lavaggio amminico T-801. Il gas lavato in uscita dalla testa colonna T801, costituente il gas di riciclo, è 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 è inviata alla rete fuel gas.

La pressione della sezione di reazione sarà controllata attraverso la regolazione della portata di idrogeno fresco.

Di seguito si riporta la concatenazione delle cause e mancati interventi protettivi che comportano il verificarsi dell'evento in esame

Causa 1

Sovratemperatura separatore D803 (vedi ipotesi n° 4)

Oppure

Causa 2

- Guasto loop regolazione pressione per:
 - guasto trasmettitore di pressione PT028 installato sul D803, o del relativo controllore PIC028, oppure guasto del controllore di portata FIC020, oppure
 - guasto in chiusura valvola regolazione portata FV020 sulla linea idrogeno fresco agli scambiatori E801 A/B/C

Mancato intervento protezioni

- Mancato intervento allarmi di alta pressione PAH028 (non protegge dal guasto del PT/PIC028), PAH29, PAH39, PDAH04, oppure mancato intervento operativo su segnalazione allarmi.
- Mancata apertura valvola di sicurezza PSV004 installata sul separatore D803

La frequenza attesa per l'ipotesi in esame risulta pari a :

$$F = 6,1 \cdot 10^{-7} \text{ occ/anno.}$$



Ipotesi n° 30 Arrivo di liquido in aspirazione MC801

L'ipotesi considera l'arrivo di liquido in aspirazione al compressore volumetrico del gas di riciclo in quanto le sollecitazioni anomale indotte sulla parte premente/aspirante della macchina derivanti dalla presenza della fase liquida possono provocare la rottura del compressore con conseguente fuoriuscite di gas idrogeno.

In aspirazione al compressore è installato un separatore liquido gas (D804). Periodicamente si provvede, manualmente, al drenaggio del liquido che si accumula durante l'esercizio.

Il separatore in questione è dotato di allarmi di alto livello e blocchi che arrestano la macchina qualora il liquido non venga drenato come necessario.

La descrizione delle cause e relative protezioni individuate per questa ipotesi sono le seguenti:

Causa

Sovrariempimento del K.O. Drum D804 dovuto al mancato drenaggio manuale

Mancato intervento protezioni

- Mancato intervento logica di blocco (LSHH 018 A/B/C in logica 2/3) o mancato blocco compressore.
- Mancato intervento allarmi di alto livello separatore D803 LAH019 ed LAHH018, o mancato intervento operativo su segnalazione allarme.

La frequenza attesa per l'ipotesi in esame risulta pari a :

$$F = 1,1 \cdot 10^{-8} \text{ occ/anno.}$$



Ipotesi n° 31 Perdita di livello Colonna di lavaggio amminico T801

L'ammina ricca in uscita dalla colonna di lavaggio T801 è alimentata alle esistenti unità di rigenerazione ammina. In caso di perdita di livello della colonna T801, si ha il passaggio di gas alla sezione di rigenerazione, con conseguente possibile sovrappressione delle colonne di rigenerazione stesse.

A protezione di tale evento, sulla colonna T801 è installato un blocco per basso livello in logica 2 su 3, con chiusura automatica della valvola di blocco fondo colonna.

La descrizione delle cause e relative protezioni individuate per questa ipotesi sono le seguenti:

Causa

- Guasto loop regolazione livello per:
 - guasto trasmettitore di livello LT010 o del relativo controllore LIC010, oppure
 - guasto in apertura valvola regolazione livello LV010

Mancato intervento protezioni

- Mancato intervento LSLL14 A/B/sulla colonna, oppure mancata chiusura valvola di blocco UV006 sulla linea fondo colonna T801
- Mancato intervento allarmi di basso livello LAL 10 (non protegge dal guasto dell'LT/LIC010) e LALL014 ed allarme di alta pressione PAH sulla colonna di rigenerazione ammina, oppure mancato intervento operativo su segnalazione allarmi.
- Mancata apertura PSV su linea rigenerazione ammina

La frequenza attesa per l'ipotesi in esame risulta pari a :

$$F = 1,4 \cdot 10^{-7} \text{ occ/anno.}$$



Ipotesi n° 32 Sovrapressione Colonna di frazionamento T802

La fase liquida in uscita dai separatori D807 e D-803 viene inviato 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 reflussata 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 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.

Le cause che possono determinare un incremento di pressione in colonna sono riconducibili al mancato riflusso testa colonna, oppure ad un eccessivo riscaldamento fondo colonna, oppure ancora alla perdita di livello dell'accumulatore D807 o D803, con conseguente passaggio di gas ad alta pressione in colonna.

Di seguito si riporta la concatenazione delle cause e mancati interventi protettivi che comportano il verificarsi dell'evento in esame

Causa 1

Sovratemperatura uscita ribollitore (forno F802) per guasto loop regolazione temperatura F802, in cascata sulla portata di fuel gas.

Mancato intervento protezioni alla causa 1

- Mancato intervento TSHH089 A/B/C in uscita forno, oppure mancata chiusura valvola di blocco sulla linea di alimentazione fuel gas al forno F802
- Mancato intervento allarmi di alta temperatura serpentine TAH83, TAH84, TAHH089, oppure mancato intervento operativo su segnalazione allarmi.

Causa 2

- Guasto loop regolazione livello accumulatore testa colonna per:
 - guasto trasmettitore di livello LT025 o del relativo controllore LIC025 in cascata sul controllore portata di riflusso FIC024, oppure
 - guasto in chiusura valvola regolazione portata di riflusso FV024, oppure
 - Fermata pompa P804 A e mancato avviamento pompa di riserva P 804 B

Mancato intervento protezioni alla causa 2

- Mancato intervento allarmi alto livello LAH25 (non protegge dal guasto dell'LT/LIC025) e LAHH31, oppure mancato intervento operativo su segnalazione allarmi.



Causa 3

- Perdita di livello in D803 per:
 - guasto trasmettitore di livello LT013 o del relativo controllore LIC013, oppure
 - guasto in chiusura valvola regolazione portata di riflusso FV015

Mancato intervento protezioni alla causa 3

- mancato intervento LSSL12 A/B/C in logica 2 su 3, oppure mancata chiusura valvola di blocco uscita D803 UV004
- Mancato intervento allarmi basso livello LAH13 (non protegge dal guasto dell'LT/LIC013) e LALL12, oppure mancato intervento operativo su segnalazione allarmi.

Causa 4

- Perdita di livello in D807 per guasto in apertura loop regolazione livello

Mancato intervento protezioni alla causa 4

- mancato intervento LSSL A/B/C in logica 2 su 3 su D807 oppure mancata chiusura valvola di blocco uscita D807
- Mancato intervento allarmi basso e bassissimo livello, oppure mancato intervento operativo su segnalazione allarmi.

Mancato intervento protezioni a tutte le cause

- Mancato intervento allarme alta pressione PAH46, oppure mancato intervento operativo su segnalazione allarmi.
- Mancata apertura valvola di sicurezza PSV007

La frequenza attesa per l'ipotesi in esame risulta pari a :

$$F = 6,5 \cdot 10^{-7} \text{ occ/anno.}$$



Ipotesi n° 33 Sovratemperatura Colonna di frazionamento T802

Di seguito si riporta la concatenazione delle cause e mancati interventi protettivi che comportano il verificarsi dell'evento in esame

Causa 1

- Mancanza di riflusso testa colonna per:
 - guasto trasmettitore di livello LT025 o del relativo controllore LIC025 in cascata sul controllore portata di riflusso FIC024, oppure
 - guasto in chiusura valvola regolazione portata di riflusso FV024, oppure
 - Fermata pompa P804 A e mancato avviamento pompa di riserva P 804 B

Mancato intervento protezioni alla causa 1

- Mancato intervento allarmi alto livello LAH25 (non protegge dal guasto dell'LT/LIC025) e LAHH31, ed alta pressione PAH46, oppure mancato intervento operativo su segnalazione allarmi.
- Mancata apertura valvola di sicurezza PSV007

Causa 2

Sovratemperatura uscita ribollitore (forno F802) per bassa portata ingresso forno F802 dovuta al guasto loop regolazione portata FT/FIC/FV023

Mancato intervento protezioni alla causa 2

- Mancato intervento FSLL025 A/B/C in ingresso forno in logica 2 su 3 e TSHH089 A/B/C in uscita forno (in logica 2 su 3), oppure mancata chiusura valvola di blocco sulla linea di alimentazione fuel gas al forno F802
- Mancato intervento allarmi bassa portata FAL23 (non protegge dal guasto del FT/FIC23) e FALL025, ed allarmi alta temperatura serpentine TAH 81, TAH82, TAH83, TAHH089, oppure mancato intervento operativo su segnalazione allarmi.

La frequenza attesa per l'ipotesi in esame risulta pari a :

$$F = 6,2 \cdot 10^{-7} \text{ occ/anno.}$$



Ipotesi n° 34 Rilascio di gas di riciclo dal compressore MC802 dovuto alla rottura della tenuta per usura

L'evento che si considera è la fuoriuscita di gas dalle tenute del compressore in cui viene compresso il gas da alimentare ai reattori fino alla pressione necessaria al circuito di reazione, pari a 22,6 barg.

L'ipotesi considerata può essere attribuita soprattutto a fenomeni di usura.

Altre cause possono essere le vibrazioni di tipo meccanico indotte dal processo e dalla macchina stessa, che possono portare a rottura per stress dei materiali.

La banca dati consultata (AIChE) per la determinazione della frequenza di accadimento dell'evento ipotizzato, stimano un valore di $2,7 \cdot 10^{-2}$ occ/anno/compressore.

Ipotesi n. 35 Rottura tenuta pompe centrifughe

Il progetto in esame prevede l'installazione di n° 6 pompe centrifughe per la movimentazione di benzina, di cui n° 3 pompe di riserva

La rottura della tenuta di una pompa centrifuga può manifestarsi per usura e mancato o inefficace intervento di manutenzione, oppure ancora per errore operativo all'avviamento della pompa.

Dalla banca dati consultata (E&P Forum, ottobre 1996), la frequenza di accadimento per rottura della tenuta di una pompa centrifuga risulta pari a $1,27 \cdot 10^{-3}$ occ/anno/pompa.

Al fine di contenere eventuali perdite di prodotto, le pompe sopra menzionate saranno dotate di tenuta doppia.

In particolare, il sistema di "tenute" adottato prevede oltre alla tenuta primaria che lavora sul prodotto pompato, l'installazione di una tenuta secondaria; in caso di perdita della tenuta primaria, quella secondaria evita la fuoriuscita di prodotto in atmosfera, mentre la perdita, convogliata a blow down, viene segnalata dalla strumentazione posta all'uscita della camera tra le due tenute (allarme di alta pressione).

La concatenazione delle cause e mancati interventi protettivi che conduce ad un rilascio di prodotto (naphta) nell'ambiente circostante, risulta pertanto la seguente:

- d) rottura tenuta primaria
CONTEMPORANEAMENTE
- e) rottura tenuta secondaria
CONTEMPORANEAMENTE
- f) mancato intervento allarme di alta pressione installato nella camera tra le due tenute,
oppure mancato intervento operativo su segnalazione d'allarme

La frequenza di accadimento dell'evento incidentale sopra descritto, calcolata mediante la tecnica degli alberi di guasto, risulta pari a: $F = 1,8 \cdot 10^{-8}$ occ/anno



Ipotesi n. 36 Perdita di prodotto da flange/tubazioni su scambiatori carica/effluente reattore

Si è ritenuto opportuno considerare gli scambiatori e le apparecchiature presenti sulle linee carica liquida/effluente reattori, anche se l'evento può verificarsi su diverse apparecchiature presenti in altre zone dell'impianto.

La stima della frequenza di accadimento della rottura di una flangia, dalla banca dati consultata (Lees), risulta essere pari a $8,76 \cdot 10^{-5}$ occ/anno/flangia.

Avendo stimato, conservativamente, un numero di accoppiamenti flangiati pari a 20 sullo skid di filtrazione in aspirazione al compressore HC-107, la frequenza di accadimento dell'evento ipotizzato risulta essere pari a:

$$f = 1,7 \cdot 10^{-3} \text{ occ/anno}$$

Si precisa che la Saras ha recentemente emesso ed implementato una istruzione di lavoro relativa al serraggio degli accoppiamenti flangiati presenti in impianto (Codice documento 57 A1 – revisione Maggio 2004).

Per gli accoppiamenti flangiati critici sono previste particolari procedure di serraggio controllato, che prevedono:

- l'impiego di chiave dinamometria/chave torsionometrica idraulica su apparecchiature, con controllo mediante dispositivo ad ultrasuoni, sul 20% dei tiranti di giunzioni flangiate di unione di membrane di apparecchiature (Es.: piastre tubiere) con un minimo di 4 tiranti per ogni giunzione
- l'impiego di tensionatore idraulico (tension bolting) su apparecchiature e tubazioni con controllo mediante dispositivo ad ultrasuoni, sul 100% dei tiranti di giunzioni flangiate

Il serraggio viene eseguito esclusivamente da personale qualificato.

A fronte di quanto sopra esposto, e sulla base dei dati raccolti dalle funzioni interessate di Raffineria, è possibile ridurre la frequenza di accadimento relativa alla perdita dagli accoppiamenti flangiati critici di almeno un ordine di grandezza.

Pertanto:

$$F = 1,7 \cdot 10^{-4} \text{ occ/anno}$$



Ipotesi n. 37 Perdita di benzina da accoppiamenti flangiati su linea fondo frazionatrice T802

Viene di seguito stimata la frequenza di accadimento relativa ad una perdita significativa da uno degli accoppiamenti flangiati presenti sulla linea fondo frazionatrice T802.

La stima della frequenza di accadimento della perdita da un accoppiamento flangiato, dalla banca dati consultata (Lees), risulta essere pari a $8,76 \cdot 10^{-5}$ occ/anno/flangia.

Avendo stimato, conservativamente, un numero di accoppiamenti flangiati pari a ca. 25, la frequenza di accadimento dell'evento ipotizzato risulta essere pari a:

$$f = 2,2 \cdot 10^{-3} \text{ occ/anno}$$

In considerazione della recente implementazione della istruzione di lavoro relativa al serraggio degli accoppiamenti flangiati presenti in impianto (cfr. precedente ipotesi n° 13), la frequenza di accadimento dell'ipotesi in esame si riduce a:

$$f = 2,2 \cdot 10^{-4} \text{ occ/anno}$$



1.C.1.5.2 Ubicazione dei punti critici dell'impianto

Ai fini dell'ubicazione dei punti critici dell'impianto si fa riferimento alle planimetrie relative riportanti la mappatura delle conseguenze (allegato 1.D.1.2.1).

1.C.1.5.3 Comportamento delle unità per mancanza servizi tecnici ausiliari

La mancanza dei servizi tecnici ed in particolare la mancanza di energia elettrica, vapore, aria strumenti ed acqua di raffreddamento comporta il blocco generale dell'impianto.

Nei manuali operativi degli impianti sono previsti procedure e manovre da eseguire, come conseguenza dei blocchi su citati.

In allegato 1.C.1.5.3 si riportano le procedure relative alle operazioni che devono essere effettuate per la messa in sicurezza dell'impianto, in caso di mancanza utilities.

Da un punto di vista operativo e sicurezza, la condizione più critica può essere considerata la mancanza di aria strumenti in quanto in tal caso non si possono manovrare le valvole pneumatiche dalla sala controllo; tuttavia è possibile operare direttamente in campo. Inoltre le valvole sono progettate per assumere, in caso di mancanza aria, la posizione di sicurezza.

La mancanza di aria strumenti non provoca problemi ai segnali digitali (indicazioni e allarmi).

La rete energia elettrica è alimentata da n. 4 generatori elettrici SARAS funzionanti in parallelo con n. 2 linee ENEL indipendenti. Qualora dovesse venire a mancare una parte di queste fonti, sono previsti distacchi automatici di carico in funzione del tipo ed importanza dell'evento.

Quanto sopraddetto è programmato in maniera tale da evitare il collasso del sistema di distribuzione energia elettrica sia per quanto riguarda la produzione che la sicurezza degli impianti.

L'impianto FCC è posto sul penultimo gradino del distacco carichi, prima della CTE; pertanto la probabilità di mancanza energia elettrica risulta ridotta.

L'FCC dispone di alcune utenze mosse da turbine a vapore e precisamente:

- 1) Pompe slurry K1 P5 A/B
- 2) Pompe estrazione condensa dai condensatori dei blower e compressori gas
- 3) Pompe circuito olio idraulico Slide Valve

In caso di blocco generale, tutti gli impianti si dispongono in assetto di sicurezza, come controllo delle temperature, delle pressioni e delle reazioni anomale ed in particolare:

Pompe

Tutte le pompe a motore elettrico si fermano

Macchinari

Quali turbo pompe, turbo compressori, etc. si fermano dopo un certo periodo che può essere stimato in 5-15 minuti.



Forni

Tutti i forni vanno in blocco. I forni degli impianti catalitici possono essere raffreddati con gas di riciclo.

In ogni caso le serrande dell'aria comburente si aprono al massimo per assicurare un tiraggio naturale che funge da raffreddamento dei coils e della camera di combustione.

Colonne e recipienti a pressione

Tutte le apparecchiature e/o sezioni intercettabili sono protette mediante valvole di sicurezza, dimensionate anche per mancanza energia elettrica.

Valvole di controllo

Assumono la posizione "tutta aperta" o "tutta chiusa", secondo quanto previsto in fase di progetto, per meglio salvaguardare la sicurezza dell'impianto.

Per mancanza aria strumenti, le valvole automatiche sono predisposte per posizionarsi in sicurezza in funzione del tipo di processo.

Tubazioni e flange

A causa della variazione repentina di temperature e quindi in presenza di eventuali stress termici è possibile che si verifichino perdite di prodotto da accoppiamenti flangiati.

Gli accoppiamenti flangiati critici sono dotati di sistema per l'erogazione vapore, mediante valvola manovrabile ad opportuna distanza di sicurezza.

Per mancanza eventuale di vapore da rete, le utenze sono gestite privilegiando quelle a più alta criticità.

In caso di mancanza azoto che ha la funzione di polmonazione, bonifica e comando circuiti idraulici, i sistemi si posizionano in sicurezza.

Le operazioni da effettuare in caso di mancanza utilities ed il comportamento degli impianti in oggetto, sono dettagliatamente descritte nelle procedure operative riportate in allegato 1.C.1.5.3.

1.C.1.6 STIMA DELLE CONSEGUENZE DEGLI EVENTI INCIDENTALI

Le modalità di esecuzione dell'analisi sono descritte nel corrispondente paragrafo del Volume I – Relazione Generale.

Di seguito viene riportata una tabella riepilogativa degli scenari incidentali sviluppati per l'impianto FCCU e la descrizione degli stessi.



Rif. Ipotesi	EVENTI PRIMARI				PARAMETRI		Possibili eventi conseguenti	Velocità del vento e classe di stabilità atmosf.	EFFETTI CONSEGUENTI								
	Causa iniziatrice	Frequenza	Descrizione	Portata di rilascio	Quantità rilasciata	Durata del rilascio			Descrizione	IRRAGGIAMENTO				DISPERSIONE GAS INFIAMMABILI			
										Danni alle strutture 37,5 kW/m ²	Elevata letalità 12,5 kW/m ²	Inizio Letalità 7 kW/m ²	Lesioni irreversibili 5 kW/m ²	Lesioni Reversibili 3 kW/m ²	LFL		0,5 LFL
(oce/anno)	(kg/s)	(kg)	(s)	(m)	(m)	(m)	(m)	(m)	Distanza	Quota	Distanza	Quota					
IMPIANTO DI CRACKING CATALITICO FCC																	
RIFERIMENTO VOLUME V																	
Scenario 1 (Ipotesi 8)	Stress termico nel ribollitore G-E48	2,15· 10 ⁻⁶	Perdita di benzina da accoppiamento flangiato	2,4	1440	600	Dispersione infiammabili	5D 2F	-- --	-- --	-- --	-- --	-- --	9 11	15 14	16 24	15 14
Scenario 2 (Ipotesi 13)	Sovrapressione nella colonna GT-10	5,05· 10 ⁻¹⁰	Perdita di benzina da accoppiamento flangiato	0,4	240	600	Dispersione infiammabili	5D 2F	-- --	-- --	-- --	-- --	-- --	8 8	8 8	12 13	8 8
Scenario 3 (Ipotesi 21)	Rilascio di GPL da accoppiamento flangiato sezione Merox	1,40· 10 ⁻³	Perdita di GPL da accoppiamento flangiato	0,15	135	900	Dispersione infiammabili	5D 2F	-- --	-- --	-- --	-- --	-- --	3 3	Suolo Suolo	6 6	Suolo Suolo
Scenario 4 (Ipotesi 24a)	Rottura tenuta pompe	1,27· 10 ⁻³	Perdita di prodotto per rottura tenuta pompe	2,3	1380	600	Pool Fire (d = 8 m)	5D 2F	5D 2F	7 6	15 14	18 18	20 20	-- --	-- --	-- --	-- --
Scenario 5 (Ipotesi 22)	Perdita significativa da accoppiamenti flangiati sezione preparazione carica alchilazione	3,5· 10 ⁻³	Perdita di prodotto da accoppiamento flangiato	1	300	300	Pool Fire (d = 5 m)	5D	9	14	18	19	24	9	Suolo	13	Suolo
							Dispersione infiammabili	2F	7	13	17	19	24	11	Suolo	18	Suolo
Scenario 6 (Ipotesi 23)	Perdita di benzina da accoppiamento flangiato sezione Merox-Minalk	1,75· 10 ⁻³	Perdita di benzina da accoppiamento flangiato	1,19	714	600	Pool Fire (d = 8 m)	5D 2F	8,8 7,5	16,5 15	20 19	22,4 21,4	25 24,8	-- --	-- --	-- --	-- --
Scenario 7 (Ipotesi 1)	Shock termico negli scambiatori E52 A/C	1,01· 10 ⁻⁴	Perdita di benzina da accoppiamento flangiato	2,8	1680	600	Pool Fire (d = 9 m)	5D 2F	7 6,5	16,5 14	20 18	22 20	26 25	-- --	-- --	-- --	-- --
Scenario 8 (Ipotesi 34)	Rottura casuale tenuta compressore	2,7· 10 ⁻²	Rilascio di idrogeno	0,14	42	300	Jet fire (l=4 m) Flash fire	5D 2F	5 4	6 5	7 5,5	7,5 6	8,5 7	9 12	Suolo Suolo	15 17	Suolo Suolo
Scenario 9 a (Ipotesi n° 36)	Accoppiamenti flangiati E801 carica fredda	1,7· 10 ⁻⁴	Rilascio di benzina e idrogeno	1,75	525	300	Pool fire (D = 5 m)	5D 2F	6,5 5	11 10	13,5 13	15 15	18 18	-- --	-- --	-- --	-- --
Scenario 9b (Ipotesi n° 36)	Accoppiamenti flangiati E802 lato caldo	1,7· 10 ⁻⁴	Rilascio di benzina e idrogeno	0,15	135	900	Jet fire L = 3,5 m) Flash fire	5D 2F	4,5 4	5 4,5	6 5	6,5 5,5	7 6	3 3	Suolo Suolo	5 5	Suolo Suolo
Scenario 10 (Ipotesi 37)	Accoppiamenti flangiati linea fondo T802	2,2· 10 ⁻⁴	Rilascio di benzina	1,45	435	300	Pool fire (D= 3m)	5D	5	6,5	8	9	11	9	Suolo	14	Suolo
							Flash fire	2F	4,5	6,5	8	9	11	12	Suolo	24	Suolo



1.C.1.6.1 Conseguenze degli eventi incidentali

IMPIANTO CRACKING CATALITICO FCC

Scenario n° 1: Rilascio di benzina da accoppiamento testata ribollitore GE48 per stress termico. (Riferimento Ipotesi n. 8 del punto 1.C.1.5.1 - Impianto FCC)

L'ipotesi viene formulata per la possibilità che si verifichi uno stress termico.

Le conseguenze si possono manifestare con un rilascio dagli accoppiamenti flangiati presenti sul ribollitore, essendo tali accoppiamenti i punti più deboli.

Si considera pertanto un allontanamento di 2 mm di un quarto della circonferenza delle facce della flangia di maggiore diametro presente (testata).

Per quanto riguarda il tempo di intervento è stimato che sono necessari 600 s per sezionare la linea del fluido riscaldante, bloccare l'alimentazione alla GT4 e depressurizzare.

Essendo la temperatura del rilascio (circa 150°C) inferiore a quella di autoaccensione della miscela gassosa, si ipotizza la dispersione di vapori di benzina.

Parametri di efflusso

Per il calcolo della portata si assume che dopo il picco di pressione che causa la rottura, l'efflusso avvenga in condizioni assimilabili a quelle di normale funzionamento.

Per il calcolo della portata di efflusso in fase gas sono stati utilizzati i seguenti parametri:

Cd	- Coefficiente di efflusso	(-)	0,21
P1	- Pressione di scarico	(kg/cm ²)	12
D	- Diametro equivalente di efflusso	(mm)	20
M	- Peso Molecolare	(kg/Kmole)	100
T	- Temperatura del fluido	(C)	175
t	- Tempo di intervento	(s)	600

Dal calcolo la portata risulta essere pari a:

Q	- Portata (perdita da un quarto della flangia)	(kg/s)	2,4
H	- Altezza del rilascio	(m)	1,5

Per lo scenario incidentale è stato stimato il quantitativo di vapori che rientrano nei limiti di infiammabilità. Tale quantitativo risulta pari a ca. 2 kg, inferiore alla soglia oltre la quale è possibile ipotizzare l'esplosione non confinata della nube di vapori (UVCE) (come indicato nelle ipotesi di lavoro riportate al par. 1.C.1.6) del Volume Generale.

Si sono pertanto stimate le distanze alle quali vengono raggiunte le concentrazioni pari a LFL e 0,5 LFL relative alla dispersione di vapori infiammabili.



Nella seguente tabella vengono riportati i risultati ottenuti mediante l'applicazione del modello di calcolo PHAST PROFESSIONAL della DNV TECHNICA, le cui caratteristiche sono riportate al par. 1.C.1.6 del Volume I – Relazione Generale.

TIPOLOGIA	CONCENTRAZIONI DI INTERESSE	DISTANZA (m)	
		5D	2F
Dispersione infiammabili	0,5 LFL (7000 ppm)	16 [I]	24 [II]
	LFL (14000 ppm)	9 [I]	11 [II]

- (I) Concentrazione rilevabile ad una quota di ca. 15 m dal suolo
(II) Concentrazioni rilevabili ad una quota compresa tra 14 m e 15 m

Scenario n. 2 Rilascio di benzina da accoppiamento flangiato su vapor line per sovrappressione splitter GT10 (Riferimento ipotesi n. 13 del punto 1.C.1.5.1 Impianto FCC)

In seguito al possibile verificarsi di una sovrappressione nello splitter GT-10, si ipotizza un rilascio di benzina (MCN) da uno degli accoppiamenti flangiati presenti sulla vapor line connessa alla colonna, essendo questi i punti più deboli.

Si considera pertanto che l'efflusso avvenga attraverso un foro di superficie equivalente all'area determinata dallo scostamento di 2 mm di un quarto delle facce di uno degli accoppiamenti flangiati presenti.

Il tempo di rilascio viene stimato in 10 minuti, tempo necessario affinché l'operatore possa intervenire da Sala Controllo per deprimere la sezione (apertura valvola HV2 posta sull'accumulatore di riflusso testa colonna di scarico in torcia).

Per la particolarità della geometria di scarico, si considera un coefficiente di efflusso pari a 0.21.

I calcoli sono stati effettuati mediante il modello di calcolo PHAST PROFESSIONAL della DNV TECHNICA, le cui caratteristiche sono riportate al par. 1.C.1.6 del Volume I – Relazione Generale.

PARAMETRI DI EFFLUSSO

Per il calcolo della portata di rilascio si assume che, dopo il picco di pressione che determina lo scostamento delle facce della flangia, l'efflusso avvenga in condizioni assimilabili a quelle di scatto della PSV.

Date le condizioni di pressione e temperatura a cui si trova la benzina, si considera un rilascio in fase liquida.

Per il calcolo della portata di efflusso sono stati utilizzati i seguenti parametri:

Cd	- Coefficiente di efflusso	-	0,21
P	- Pressione di scarico	(barg)	1
T	- Temperatura del fluido	(C)	145
PM	- Peso Molecolare	(kg/kmol)	116
D	- Diametro equivalente di efflusso	(mm)	18
H	- Altezza di rilascio	(m)	15
t	- Durata del rilascio	(s)	600



Dal calcolo la portata risulta essere pari a:

Q - Portata (kg/s) 0,4

In base ai calcoli effettuati si stima che l'intera portata di benzina rilasciata subisce una vaporizzazione immediata.

Essendo la temperatura di rilascio (137° C) nettamente inferiore a quella di autoaccensione della benzina (450° C), si ipotizza la formazione di una nube di gas infiammabili che si disperde nell'ambiente circostante.

Sono quindi state valutate le massime distanze dal punto di rilascio, alle quali vengono raggiunte le concentrazioni di soglia pari all'LFL e 0,5 LFL, relative all'evento "flash fire".

Di seguito vengono riportati i risultati della simulazione effettuata.

TIPOLOGIA	CONCENTRAZIONI DI INTERESSE	DISTANZA (m)	
		5D	2F
FLASH-FIRE	0,5 LFL (7000 ppm)	12	13
	LFL (14000 ppm)	8	8

Il quantitativo totale di benzina è pari a circa 240 kg, pertanto non si riscontra la possibilità, in caso di innesco ritardato della nube di vapori di benzina, di esplosione non confinata (UVCE) (come indicato nelle ipotesi di lavoro riportate al cap. 1.C.1.6 del Volume Generale).

Gli effetti dell'evento incidentale esaminato sono limitati all'interno della Raffineria.



Scenario n. 3: Perdita di prodotto da accoppiamento flangiato (linea GPL-Sezione Merox GPL, Rif. Ipotesi n. 21 del punto 1.C.1.5.1 Impianto FCC)

Il GPL proveniente dalle colonne stabilizzatrici G-T4 e G-T6 viene desolfurato nei due Merox M2 A- M2 B, perfettamente uguali, che lavorano in parallelo.

Lo scenario ipotizza un rilascio di prodotto da uno degli accoppiamenti flangiati presenti sulla linea GPL della sezione Merox, essendo tali accoppiamenti i punti più deboli rispetto al fasciame.

Si considera pertanto un allontanamento di 2 mm di un quarto delle facce di una flangia DN100.

Il diametro equivalente del foro di rilascio è pari a 10 mm.

Parametri di efflusso

Per il calcolo della portata di efflusso sono stati utilizzati i seguenti parametri:

P	- Pressione di scarico	(bar)	9
T	- Temperatura del fluido	(C)	30
D	- Diametro equivalente di efflusso	(mm)	10
H	- Altezza di rilascio	(m)	8
M	- Peso Molecolare	(kg/kmole)	44
t	- Durata del rilascio	(s)	900

Dal calcolo la portata risulta essere pari a:

Q	- Portata	(kg/s)	0,15
---	-----------	--------	------

Considerando una durata del rilascio pari a 900 secondi, il quantitativo di GPL rilasciato è pari a 135 kg, ovvero inferiore alla soglia oltre la quale è possibile ipotizzare l'esplosione non confinata della nube di vapori (UVCE) (come indicato nelle ipotesi di lavoro riportate al paragrafo precedente).

E' stato considerato lo scenario relativo alla dispersione di GPL ed effettuata la stima delle distanze alle quali vengono raggiunte le concentrazioni di soglia relative all'evento "flash fire". Infatti, in caso di innesco ritardato della nube di gas, è ipotizzabile il verificarsi di tale evento.

Distanze alle quali vengono raggiunte le concentrazioni di soglia per l'evento flash fire:

TIPOLOGIA	CONCENTRAZIONI DI INTERESSE ^(I)	DISTANZA (m)	
		5D	2F
FLASH-FIRE	0,5 LFL	6	6
	LFL	3	3

(I) Concentrazione rilevabile ad una quota di ca. 8 m dal suolo

Gli effetti dell'evento incidentale esaminato sono limitati all'interno della Raffineria.



Scenario n. 4: Rilascio di HCO per rottura tenuta pompe (rif. ipotesi n.24a del punto 1.C.1.5.1 Impianto FCC)

L'ipotesi viene formulata per la possibilità che si verifichi la rottura della tenuta della pompa K1-P7 A/B, con conseguente rilascio di HCO.

Nel caso di rottura della tenuta meccanica, la perdita all'esterno del fluido compresso dipende dalla sezione minima di passaggio tra l'elemento rotante e le parti stazionarie. Tale sezione minima dipende a sua volta dal diametro dell'albero e dal relativo gioco che ha valori minori di 0,6 mm, in accordo alla norma API 610.

Sulla base di quanto sopra descritto, si considera una luce di efflusso di spessore pari a 0,6 mm per la circonferenza della tenuta (75 mm ca). Il diametro equivalente del foro di rilascio è pari a 13 mm. La durata del rilascio viene stimata in circa 10 minuti.

PARAMETRI DI EFFLUSSO

Per il calcolo della portata si assume che l'efflusso avvenga in condizioni assimilabili a quelle di normale funzionamento.

Per il calcolo della portata di efflusso in fase liquida sono stati utilizzati i seguenti parametri:

P	- Pressione di scarico	(barg)	7,2
T	- Temperatura del fluido	(°C)	310
d	- Diametro equivalente di efflusso	(mm)	13
H	- Altezza di rilascio	(m)	0,5
t	- Durata del rilascio	(s)	600

Dal calcolo la portata risulta essere pari a:

Q	- Portata di scarico	(kg/s)	2,3
---	----------------------	--------	-----

Considerando la pavimentazione dell'area ed il sistema di drenaggio alla rete fognaria oleosa, parte del prodotto liquido rilasciato viene convogliato e drenato dal sistema stesso, riducendo quindi la superficie della pozza di liquido.

Il calcolo della superficie della pozza incendiata ed i relativi effetti di irraggiamento sono stati effettuati conservativamente trascurando la portata di liquido drenata.

Nella seguente tabella vengono riportate le distanze alle quali vengono raggiunti i valori di irraggiamento di soglia, ottenuti mediante l'utilizzo del programma di calcolo PHAST PROFESSIONAL (Versione 6) della DNV Tecnica.



IRRAGGIAMENTO DA POZZA			
Diametro equivalente della pozza	(m)	8	
Altezza della fiamma	(m)	9	
INTENSITA' DI IRRAGGIAMENTO			
Soglia di irraggiamento	(KW/m ²)	Distanza dal centro di fiamma (m)	
		5D	2F
Possibili effetti domino	37,5	7	6
Elevata letalità per le persone	12,5	15	14
Inizio letalità	7	18	18
Lesioni irreversibili	5	20	20
Lesioni reversibili	3	25	25

Considerando il tasso di combustione del gasolio, pari a 0,056 kg/(m² s), la durata dell'incendio risulta pari a ca. 7 minuti.

Gli effetti dell'evento incidentale esaminato sono limitati all'interno dell'area impianti di Raffineria.



Scenario n. 5 Rilascio di butano per perdita significativa da accoppiamento flangiato DN200 (Rif. ipotesi n. 22 del punto 1.C.1.5.1 Impianto FCC)

Lo scenario considera la fuoriuscita di butano per perdita da uno degli accoppiamenti flangiati presenti sulla linea in uscita dalla colonna HYD-T1.

Si considera pertanto un allontanamento di 2 millimetri delle facce di una flangia da 200 mm.

Le conseguenze che ne derivano si possono manifestare con un rilascio continuo di butano.

La durata del rilascio viene stimata in circa 5 minuti, tempo previsto perché l'operatore possa intercettare la perdita, in considerazione dell'installazione di un sistema di rilevazione gas infiammabili, e di valvole di intercettazione di emergenza motorizzate comandabili da Sala Controllo (fondo colonna).

PARAMETRI DI EFFLUSSO

Per il calcolo della portata di efflusso sono stati utilizzati i seguenti parametri:

Cd	- Coefficiente di efflusso		0,21
P	- Pressione di scarico	(kg/cm ²)	11
T	- Temperatura del fluido	(°C)	76
D	- Diametro equivalente di efflusso	(mm)	14
H	- Altezza di rilascio	(m)	2
t	- Durata del rilascio	(s)	300

Dal calcolo la portata risulta essere pari a:

Q	- Portata di rilascio	(kg/s)	1
---	-----------------------	--------	---

Il 43% ca. della portata rilasciata subisce una rapida vaporizzazione, dando luogo ad una dispersione di vapori infiammabile che, in caso di innesco ritardato, da origine ad un flash fire.

Il restante 57% della portata rilasciata cade al suolo dando origine ad una pozza di liquido infiammabile. Parte del liquido evapora, contribuendo alla dispersione di vapori infiammabili.

Sulla base dei calcoli effettuati risulta che ca. il 56% della massa in fase liquida subisce una vaporizzazione⁴ (rateo di evaporazione ca. 0,45 kg/s).

Pertanto, la massa di butano che rimane in fase liquida risulta pari a ca. 36 kg

FASE VAPORE

Il quantitativo di butano rilasciato è pari a ca. 264 kg, ovvero inferiore alla soglia oltre la quale è possibile ipotizzare l'esplosione non confinata della nube di vapori (UVCE) (come indicato nelle ipotesi di lavoro riportate al paragrafo precedente).

⁴ Considerando il contributo della portata di butano evaporata nella fase di "rain out", più la portata in fase gas derivante dall'evaporazione da pozza.



E' stato quindi considerato lo scenario relativo alla dispersione dei gas infiammabili ed effettuata la stima delle distanze alle quali vengono raggiunte le concentrazioni di soglia relative all'evento "flash fire". Infatti, in caso di innesco della nube di gas, è ipotizzabile il verificarsi di tale evento. Per il calcolo della dispersione dei vapori di butano si è considerato, conservativamente, che l'intera portata rilasciata (1 kg/s) subisca una vaporizzazione. Nella seguente tabella vengono riportate le massime distanze sottovento alle quali vengono raggiunte le concentrazioni di soglia per l'evento flash fire:

TIPOLOGIA	CONCENTRAZIONI DI INTERESSE	DISTANZA (m)	
		5D	2F
FLASH-FIRE	0,5 LFL (8000 ppm)	13	18
	LFL (16000 ppm)	9	11

Le concentrazioni di interesse sono riscontrabili a quote comprese tra 0,2 e 2,8 m dal suolo.

Gli effetti dell'evento incidentale esaminato sono limitati all'interno della Raffineria.

FASE LIQUIDA

Considerando la pavimentazione dell'area ed il sistema di drenaggio alla rete fognaria oleosa, parte del prodotto liquido rilasciato viene convogliato e drenato dal sistema stesso, riducendo quindi la superficie della pozza di liquido.

Il calcolo della superficie della pozza incendiata ed i relativi effetti di irraggiamento sono stati effettuati conservativamente trascurando la portata di liquido drenata. Sulla base delle considerazioni sopra riportate, la massa di butano in fase liquida risulta pari a ca. 36 kg.

Nella seguente tabella vengono riportate le distanze alle quali vengono raggiunti i valori di irraggiamento di soglia, ottenuti mediante l'utilizzo del programma di calcolo PHAST PROFESSIONAL (Versione 6) della DNV Tecnica.

IRRAGGIAMENTO DA POZZA			
Diametro equivalente della pozza	(m)	5	
Altezza della fiamma	(m)	10,3	
INTENSITA' DI IRRAGGIAMENTO			
Soglia di irraggiamento	(KW/m ²)	Distanza dal centro di fiamma (m)	
		5D	2F
Possibili effetti domino	37,5	9	7
Elevata letalità per le persone	12,5	14	13
Inizio letalità	7	18	17
Lesioni irreversibili	5	19	19
Lesioni reversibili	3	24	24

Considerando il tasso di combustione del butano, pari a 0,078 kg/(m²s), la durata dell'incendio risulta inferiore a 1 minuto.

Gli effetti dell'evento incidentale esaminato sono limitati all'interno dell'area impianti di Raffineria.



Scenario n. 6 Rilascio di benzina per perdita significativa da accoppiamento flangiato (Rif. ipotesi n. 23 del punto 1.C.1.5.1 Impianto FCC)

Lo scenario considera la fuoriuscita di benzina per perdita da uno degli accoppiamenti flangiati presenti sulle linee di benzina della sezione merox Minalk.

Le conseguenze che ne derivano si possono manifestare con un rilascio continuo di benzina.

La durata del rilascio viene stimata in circa 5 minuti, tempo previsto perché l'operatore possa intercettare la perdita.

PARAMETRI DI EFFLUSSO

Per il calcolo della portata di efflusso sono stati utilizzati i seguenti parametri:

Cd	- Coefficiente di efflusso		0,21
P	- Pressione di scarico	(kg/cm ²)	10
T	- Temperatura del fluido	(°C)	40
D	- Diametro equivalente di efflusso	(mm)	14
H	- Altezza di rilascio	(m)	1,5
t	- Durata del rilascio	(s)	600

Dal calcolo la portata risulta essere pari a:

Q	- Portata di rilascio	(kg/s)	1,19
---	-----------------------	--------	------

Considerando una durata del rilascio pari a 600 secondi, il quantitativo di benzina rilasciato è pari a 714 kg. L'intero quantitativo rilasciato è in fase liquida. Nel caso di innesco del prodotto rilasciato lo scenario ipotizzabile è un Pool Fire.

Nella seguente tabella vengono riportate le distanze alle quali vengono raggiunti i valori di irraggiamento di soglia al suolo.

IRRAGGIAMENTO TERMICO

IRRAGGIAMENTO DA POZZA			
Diametro equivalente della pozza	(m)	8	
Altezza della fiamma	(m)	11,5	
INTENSITA' DI IRRAGGIAMENTO			
Soglia di irraggiamento	(KW/m ²)	Distanza dal centro di fiamma (m)	
		5D	2F
Possibili effetti domino	37,5	8,8	7,5
Elevata letalità per le persone	12,5	16,5	15
Inizio letalità	7	20	19
Lesioni irreversibili	5	22,4	21,4
Lesioni reversibili	3	25	24,8

Considerando un tasso di combustione pari a 0,055 kg/m² s, la durata dell'incendio è pari a circa 4,3 minuti.

Gli effetti dell'evento incidentale esaminato sono limitati all'interno della Raffineria.



Scenario n° 7: Rilascio di slurry da accoppiamento flangiato scambiatori K1-E52A/B per stress termico. (Riferimento Ipotesi n. 1 del punto 1.C.1.5.1 - Impianto FCC)

L'ipotesi viene formulata per la possibilità che si verifichi uno stress termico.

Le conseguenze si possono manifestare con un rilascio dagli accoppiamenti flangiati presenti sugli scambiatori, essendo tali accoppiamenti i punti più deboli.

Si considera pertanto un allontanamento di 2 mm di un quarto della circonferenza delle facce di una delle flangie DN250 presenti.

Per quanto riguarda il tempo di intervento è stimato che sono necessari 600 s per sezionare la linea e depressare.

Parametri di efflusso

Per il calcolo della portata di efflusso in fase gas sono stati utilizzati i seguenti parametri:

Cd	- Coefficiente di efflusso	(-)	0,21
P1	- Pressione di scarico	(kg/cm ²)	11,2
D	- Diametro equivalente di efflusso	(mm)	31
T	- Temperatura del fluido	(C)	320
t	- Tempo di intervento	(s)	600
H	- Altezza del rilascio	(m)	2

Dal calcolo la portata risulta essere pari a:

Q	- Portata (perdita da un quarto della flangia)	(kg/s)	2,8
---	--	--------	-----

Considerando una durata del rilascio pari a 600 secondi, il quantitativo di benzina rilasciato è pari a 1680 kg. Nel caso di innesco del prodotto rilasciato lo scenario ipotizzabile è un Pool Fire.

Nella seguente tabella vengono riportate le distanze alle quali vengono raggiunti i valori di irraggiamento di soglia al suolo.

IRRAGGIAMENTO TERMICO

IRRAGGIAMENTO DA POZZA			
Diametro equivalente della pozza	(m)	9	
Altezza della fiamma	(m)	12,4	
INTENSITA' DI IRRAGGIAMENTO			
Soglia di irraggiamento	(KW/m ²)	Distanza dal centro di fiamma (m)	
		5D	2F
Possibili effetti domino	37,5	7	6,5
Elevata letalità per le persone	12,5	16,5	14
Inizio letalità	7	20	18
Lesioni irreversibili	5	22	20
Lesioni reversibili	3	26	25

Considerando un tasso di combustione pari a 0,063 kg/m² s, la durata dell'incendio è pari a circa 7 minuti. Gli effetti dell'evento incidentale esaminato sono limitati all'interno della Raffineria.



Scenario n. 8 Rilascio di gas idrogeno per rottura tenuta compressore MC801 (Riferimento ipotesi n. 34)

Questo scenario assume un rilascio continuo di idrogeno per cedimento della tenuta del compressore.

Nel caso di rottura della tenuta meccanica della macchina, la perdita all'esterno del fluido compresso dipende dalla sezione minima di passaggio tra l'elemento rotante e le parti stazionarie. Tale sezione minima dipende a sua volta dal diametro dell'albero e dal relativo gioco che ha valori minori di 0,6 mm, in accordo alla norma API 610.

Sulla base di quanto sopra descritto, si considera una luce di efflusso di spessore pari a 0,6 mm per la circonferenza della tenuta (100 mm ca). Il diametro equivalente del foro di rilascio risulta pari a ca. 15 mm.

La durata del rilascio viene assunta pari a 300 s, in considerazione dell'installazione di sistemi di rilevazione incendi e gas infiammabili, e dei sistemi di intercettazione presenti (EIV in aspirazione e mandata compressore)

PARAMETRI DI EFFLUSSO

Per il calcolo della portata di efflusso sono stati utilizzati i seguenti parametri:

P	- Pressione di scarico	(bar)	22.6
T	- Temperatura del fluido	(C)	97
D	- Diametro equivalente di efflusso	(mm)	15
H	- Altezza di rilascio	(m)	1
t	- Durata del rilascio	(s)	300

Dal calcolo la portata risulta essere pari a:

Q	- Portata	(kg/s)	0,14
---	-----------	--------	------

Considerando una durata del rilascio pari a 300 secondi, il quantitativo di idrogeno rilasciato è pari a 42 kg, ovvero inferiore alla soglia oltre la quale è possibile ipotizzare l'esplosione non confinata della nube di vapori (UVCE) (come indicato nelle ipotesi di lavoro riportate in premessa al presente paragrafo).

Nel caso di innesco immediato dell'idrogeno rilasciato, lo scenario ipotizzabile è un Jet-Fire. Di seguito vengono riportati i risultati ottenuti mediante l'utilizzo del programma "Phast", in termini di geometria della fiamma ed irraggiamento termico.

La fiamma risultante assume la forma di un ventaglio con i seguenti parametri:

CONDIZIONI ATMOSFERICHE	LUNGHEZZA DELLA FIAMMA (m)
5D	4
2F	3



Nella seguente tabella vengono riportate le distanze alle quali vengono raggiunti i valori di irraggiamento di soglia al suolo.

IRRAGGIAMENTO TERMICO

Soglia di irraggiamento		Distanza dal punto di rilascio (m)	
		2F	5D
Danni alle strutture	37,5 kW/m ²	4	5
Elevata letalità	12,5 kW/m ²	5	6
Inizio Letalità	7 kW/m ²	5,5	7
Lesioni irreversibili	5 kW/m ²	6	7,5
Lesioni reversibili	3 kW/m ²	7	8,5

E' stato inoltre considerato lo scenario relativo alla dispersione di idrogeno ed effettuata la stima delle distanze alle quali vengono raggiunte le concentrazioni di soglia relative all'evento "flash fire". Infatti, in caso di innesco ritardato della nube di gas, è ipotizzabile il verificarsi di tale evento.

Distanze alle quali vengono raggiunte le concentrazioni di soglia per l'evento flash fire:

TIPOLOGIA	CONCENTRAZIONI DI INTERESSE	DISTANZA (m)	
		2F	5D
FLASH FIRE	0,5 LFL (20000 ppm)	17	15
	LFL (40000 ppm)	12	9

Gli effetti dell'evento incidentale esaminato sono limitati all'interno della Raffineria.



Scenario n. 9 Rilascio di benzina e idrogeno da accoppiamento flangiato (Riferimento ipotesi n. 36)

Lo scenario considera una fuoriuscita di benzina e H₂ da uno degli accoppiamenti flangiati presenti sugli scambiatori carica / effluente reattori.

Per meglio caratterizzare le conseguenze derivanti dall'evento descritto, si considerano due accoppiamenti flangiati, e precisamente:

- a) un accoppiamento flangiato DN400 presente sulla linea in ingresso al treno di scambio E801 A/B/C, E802 A/B, lato carica fredda
- b) un accoppiamento flangiato DN450 presente sulla linea in uscita dal reattore R802, lato carica calda scambiatori

Per la caratterizzazione del termine sorgente, si considera pertanto un allontanamento di 2 millimetri della porzione dell'accoppiamento flangiato (DN400 e DN 450) compreso tra due bulloni.

Le conseguenze che ne derivano sono riconducibili ad un rilascio in fase mista di benzina e idrogeno (il quantitativo di H₂S presente nel gas di riciclo risulta essere trascurabile).

Le composizioni in peso delle miscele rilasciate, ricavate in base ai bilanci di materia ed alle temperature di evaporazione dei singoli componenti, sono di seguito riportate

Caso a):		Caso b):	
- idrogeno	ca. 5 %	- idrogeno	ca. 3,5 %
- isopentano	ca. 10 %	- isopentano	ca. 10 %
- benzina	ca. 85 %	- benzina	ca. 86,5 %

CASO A

PARAMETRI DI EFFLUSSO

Per il calcolo della portata di efflusso sono stati utilizzati i seguenti parametri:

Cd	- Coefficiente di efflusso		0,21
P	- Pressione di scarico	(bar)	22,5
T	- Temperatura del fluido	(C)	54
D	- Diametro equivalente di efflusso	(mm)	14
H	- Altezza di rilascio	(m)	2
t	- Durata del rilascio	(s)	300

La durata del rilascio viene stimata pari a 300 s, in considerazione della presenza di sistemi di rilevazione gas infiammabili e valvole di intercettazione di emergenza (EIV fondo accumulatore D802).



Dal calcolo la portata rilasciata risulta essere pari a:

Q - Portata fase liquida (kg/s) 1,75

A seguito del rilascio, si ipotizza la formazione a terra di una pozza di liquido infiammabile che può dare origine ad un incendio

Considerando la pavimentazione dell'area ed il sistema di drenaggio alla rete fognaria oleosa, parte del prodotto liquido rilasciato viene convogliato e drenato dal sistema stesso, riducendo quindi la superficie della pozza di liquido.

Il calcolo della superficie della pozza incendiata ed i relativi effetti di irraggiamento sono stati effettuati conservativamente trascurando la portata di liquido drenata.

Nella seguente tabella vengono riportate le distanze alle quali vengono raggiunti i valori di irraggiamento di soglia, ottenuti mediante l'utilizzo del programma di calcolo Phast Professional della DNV Technica

IRRAGGIAMENTO DA POZZA			
Altezza della fiamma	(m)	7	
Diametro della fiamma	(m)	5	
INTENSITA' DI IRRAGGIAMENTO			
Soglia di irraggiamento	(KW/m ²)	Distanza dal centro di fiamma (m)	
		5D	2F
Possibili effetti domino	37,5	6,5	5
Elevata letalità per le persone	12,5	11	10
Inizio letalità	7	13,5	13
Lesioni irreversibili	5	15	15
Lesioni reversibili	3	18	18

Considerando il tasso di combustione del prodotto, pari a 0,055 kg/m² s, la durata dell'incendio è stimata in circa 8 minuti.

CASO B

PARAMETRI DI EFFLUSSO

Per il calcolo della portata di efflusso sono stati utilizzati i seguenti parametri:

Cd - Coefficiente di efflusso 0,21
P - Pressione di scarico (bar) 22,5
T - Temperatura del fluido (C) 245
D - Diametro equivalente di efflusso (mm) 15
H - Altezza di rilascio (m) 2
t - Durata del rilascio (s) 900



La durata del rilascio viene stimata pari a 900 s, in considerazione della presenza di sistemi di rilevazione gas infiammabili, della possibilità di intercettare la carica (EIV fondo accumulatore D802) e del tempo necessario per depressare i reattori, attraverso l'apertura della valvola di depressurizzazione.

Dal calcolo la portata rilasciata risulta essere pari a:

Q - Portata fase vapore (kg/s) 0,15

Considerando una durata del rilascio pari a 900 secondi, il quantitativo di vapori infiammabili rilasciati è pari a 135 kg, ovvero inferiore alla soglia oltre la quale è possibile ipotizzare l'esplosione non confinata della nube di vapori (UVCE) (come indicato nelle ipotesi di lavoro riportate al paragrafo precedente).

Nel caso di innesco immediato della miscela di vapori infiammabili rilasciata, lo scenario ipotizzabile è un Jet-Fire.

Di seguito vengono riportati i risultati ottenuti mediante l'utilizzo del programma "Phast Professional", sviluppato dalla DNV Technica.

La fiamma risultante assume la forma di un ventaglio con i seguenti parametri:

CONDIZIONI ATMOSFERICHE	LUNGHEZZA DELLA FIAMMA (m)
5D	3,5
2F	3

Nella seguente tabella vengono riportate le distanze alle quali vengono raggiunti i valori di irraggiamento di soglia, al suolo.

IRRAGGIAMENTO TERMICO

INTENSITA' DI IRRAGGIAMENTO			
Soglia di irraggiamento	(KW/m ²)	Distanza dal centro di fiamma (m)	
		5D	2F
Possibili effetti domino	37,5	4,5	4
Elevata letalità per le persone	12,5	5	4,5
Inizio letalità	7	6	5
Lesioni irreversibili	5	6,5	5,5
Lesioni reversibili	3	7	6



E' stato inoltre considerato lo scenario relativo alla dispersione dei gas infiammabili ed effettuata la stima delle distanze alle quali vengono raggiunte le concentrazioni di soglia relative all'evento "flash fire". Infatti, in caso di innesco della nube di gas, è ipotizzabile il verificarsi di tale evento.

Le concentrazioni di soglia pari a LFL e 0,5 LFL della miscela di vapori infiammabili sono state calcolate riferendosi alle concentrazioni dei componenti puri e considerando la loro percentuale presente nella miscela stessa. Tali concentrazioni risultano essere:

LFL 29000 ppm

0,5 LFL 14500 ppm

Distanze alle quali vengono raggiunte le concentrazioni di soglia per l'evento flash fire:

TIPOLOGIA	CONCENTRAZIONI DI INTERESSE	DISTANZA (m)	
		2F	5D
FLASH FIRE	0,5 LFL (14500 ppm)	5	5
	LFL (29000 ppm)	3	3

Gli effetti dell'evento incidentale esaminato sono limitati all'interno dell'unità U800.



Scenario n. 10 Rilascio di benzina da accoppiamento flangiato (Riferimento ipotesi n. 37)

L'ipotesi viene formulata a seguito della possibilità che si verifichi la perdita da un accoppiamento flangiato sulla linea in uscita fondo colonna di frazionamento T802.

Si considera pertanto un allontanamento di 2 millimetri della porzione dell'accoppiamento flangiato (DN 300) compreso tra due bulloni.

La durata del rilascio viene stimata in circa 5 minuti, tempo previsto per intercettare la perdita mediante la chiusura della valvola di intercettazione motorizzata fondo colonna T802.

PARAMETRI DI EFFLUSSO

Per il calcolo della portata di efflusso in fase liquida sono utilizzati i seguenti parametri:

Cd	- Coefficiente di efflusso		0,21
P	- Pressione di scarico	(kg/cm ²)	11,9
T	- Temperatura del fluido	(C)	93
D	- Diametro equivalente di efflusso	(mm)	15
H	- Altezza di rilascio	(m)	1,5 m
t	- Durata del rilascio	(s)	300

Dal calcolo la portata di rilascio risulta essere pari a:

Q _l	- Portata	(kg/s)	1,45
----------------	-----------	--------	------

A seguito del rilascio, l'74% ca. della massa rilasciata vaporizza, dando luogo alla formazione di una nube di vapori che si disperde nell'ambiente circostante.

Il 26% ca. della benzina rilasciata forma una pozza al suolo che, in caso di innesco immediato.

Considerando la pavimentazione dell'area ed il sistema di drenaggio alla rete fognaria oleosa, parte del prodotto liquido rilasciato viene convogliato e drenato dal sistema stesso, riducendo quindi la superficie della pozza di liquido.

Il calcolo della superficie della pozza incendiata ed i relativi effetti di irraggiamento sono stati effettuati conservativamente trascurando la portata di liquido drenata.

Nella seguente tabella sono riportate le distanze alle quali vengono raggiunti i valori soglia di irraggiamento, ottenuti mediante l'utilizzo del programma di calcolo Phast Professional della DNV Technica.



IRRAGGIAMENTO DA POZZA			
Altezza della fiamma	(m)	4	
Diametro della fiamma	(m)	3	
INTENSITA' DI IRRAGGIAMENTO			
Soglia di irraggiamento	(KW/m ²)	Distanza dal centro di fiamma (m)	
		5D	2F
Possibili effetti domino	37,5	5	4,5
Elevata letalità per le persone	12,5	6,5	6,5
Inizio letalità	7	8	8
Lesioni irreversibili	5	9	9
Lesioni reversibili	3	11	11

Considerando il tasso di combustione del prodotto, pari a 0,055 kg/m² s, la durata dell'incendio è stimata in circa 5 minuti.

Considerando una durata del rilascio pari a 300 secondi, il quantitativo di vapori infiammabili rilasciati è pari a 435 kg, ovvero inferiore alla soglia oltre la quale è possibile ipotizzare l'esplosione non confinata della nube di vapori (UVCE) (come indicato nelle ipotesi di lavoro riportate al paragrafo precedente).

E' stato quindi considerato lo scenario relativo alla dispersione dei gas infiammabili ed effettuata la stima delle distanze alle quali vengono raggiunte le concentrazioni di soglia relative all'evento "flash fire". Infatti, in caso di innesco della nube di gas, è ipotizzabile il verificarsi di tale evento.

Distanze alle quali vengono raggiunte le concentrazioni di soglia per l'evento flash fire:

TIPOLOGIA	CONCENTRAZIONI DI INTERESSE	DISTANZA (m)	
		2F	5D
FLASH FIRE	0,5 LFL (7000 ppm)	24	14
	LFL (14000 ppm)	12	9

Gli effetti dell'evento incidentale esaminato sono limitati all'interno della Raffineria.



1.C.1.7 DESCRIZIONE DELLE PRECAUZIONI ASSUNTE PER PREVENIRE GLI INCIDENTI

1.C.1.7.1 Misure di prevenzione adottate per prevenire l'accadimento degli eventi incidentali

Le misure adottate negli impianti in oggetto sono quelle descritte nel Volume I – Relazione Generale.

In particolare le misure atte a prevenire gli eventi individuati sono:

- ⇒ strumentazione di regolazione automatica
- ⇒ individuazione dei parametri operativi critici ai fini della sicurezza
- ⇒ sistemi di segnalazione ed allarme, che rilevano i valori assunti delle grandezze di processo al di fuori dei normali campi di lavoro. Individuazione delle priorità da assegnare agli allarmi, sulla base dell'individuazione dei parametri operativi critici ai fini della sicurezza
- ⇒ valvole di sicurezza
- ⇒ installazione doppie tenute sulle seguenti pompe: G1MP13 A/B, G1MP20 A/B, G1MP21 A/B, G1MP9 A/B, K1MP18 A/B, K1MP23, e su tutte le pompe di futura installazione della sezione desolforazione benzine medie.
- ⇒ sistemi di blocco automatici con strumentazione ridondante (logiche di blocco maggioritarie)
- ⇒ valvole di intercettazione di emergenza motorizzate
- ⇒ indicazioni locali
- ⇒ implementazione di una regolare attività di manutenzione finalizzata al mantenimento dell'efficienza delle apparecchiature dell'impianto. Intervalli di manutenzione determinati sulla base dei risultati dell'analisi di rischio (Analisi RBI ed RCM integrate con le risultanze del RdS)
- ⇒ ispezioni periodiche
- ⇒ regolare corsi di formazione e addestramento alla sicurezza
- ⇒ istruzioni operative scritte
- ⇒ utilizzo di check list per le operazioni routinarie
- ⇒ sistemi di rilevamento gas tossici (compressori gas da blow down)
- ⇒ sistemi di inertizzazione con vapore (forni)



Di seguito si elencano alcune misure particolari specifiche dell'impianto FCC.

EVENTO	MISURE DI PREVENZIONE	MISURE DI PROTEZIONE
<i>1-Rilascio di benzina da accoppiamento flangiato</i>	<p>↳ Causa: perdita di livello colonna G-T4</p> <ul style="list-style-type: none">- Allarme di basso livello G-T4, indipendente dalla regolazione- Allarme alta temperatura TAH350 su GE48ù- Procedura serraggio controllato degli accoppiamenti flangiati critici (Codice documento 57A1 – REV. 03)	<p>Chiusura valvole di intercettazione manuali</p> <p>Intervento della squadra di emergenza:</p> <ul style="list-style-type: none">- Utilizzo di acqua frazionata per la dispersione della nube di vapori di benzina- utilizzo di monitor fisso acqua / schiuma
<i>2-Rilascio di benzina da accoppiamento flangiato scambiatori E20A/B</i>	<p>↳ Per la causa eccessivo riscaldamento fondo colonna:</p> <ul style="list-style-type: none">- Allarmi alta temperatura TAH313 TAH316 <p>↳ Per la causa mancato riflusso di testa colonna:</p> <ul style="list-style-type: none">- Allarmi alta temperatura TAH301 e TAH302- Allarme di bassa portata FAL305- Allarme alto livello accumulatore di testa K1-D10 <p>↳ Per tutte le cause:</p> <ul style="list-style-type: none">- Allarme di alta pressione PAH302- valvole di sicurezza collettate a sistema di blow –down e torce PSV302	<p>Chiusura valvole di intercettazione manuali</p> <p>Intervento della squadra di emergenza:</p> <ul style="list-style-type: none">- Utilizzo di acqua frazionata per la dispersione della nube di vapori di benzina- raffreddamento delle apparecchiature calde limitrofe
<i>3-Rilascio di benzina per rottura tenute pompe P1A/B</i>	<p>↳ Causa: rottura casuale</p> <ul style="list-style-type: none">- Procedura serraggio controllato degli accoppiamenti flangiati critici (Codice documento 57A1 – Rev. 03)- procedura ispezione e manutenzione – SPP 015- controlli periodici da parte del personale operativo d'impianto	<p>Chiusura valvole di intercettazione manuali</p> <p>Intervento della squadra di emergenza:</p> <ul style="list-style-type: none">- Utilizzo di acqua frazionata per la dispersione della nube di vapori di GPL
<i>4- Rilascio di benzina da accoppiamento flangiato su filtro CCR-J10</i>	<p>↳ Causa: rottura casuale</p> <ul style="list-style-type: none">- Applicazione standard interno che prevede installazione doppie tenute su tutte le pompe di GPL e benzina, con sistema di allarme e convogliamento a blow down su tutte le pompe GPL e sulle seguenti pompe benzina:<ul style="list-style-type: none">• K1-MP18 A/B;• K1-MP-22 C/D• G1-MP-30 A• G-MP-36 A/B• K1-MP-22 E/F• K1-MP-23 A/B <p>Completamento installazione doppie tenute su tutte le pompe benzina come da programma</p> <ul style="list-style-type: none">- procedura ispezione e manutenzione SPP 015- controlli periodici da parte del personale operativo d'impianto	<p>Chiusura valvole di intercettazione manuali</p> <p>Intervento della squadra di emergenza:</p> <ul style="list-style-type: none">- Utilizzo di monitor fisso acqua – schiuma- raffreddamento delle apparecchiature calde limitrofe



EVENTO	MISURE DI PREVENZIONE	MISURE DI PROTEZIONE
<i>5 – rilascio di butano per perdita significativa da accoppiamento flangiato su linea fondo colonna HYD-T1</i>	<ul style="list-style-type: none">↳ Causa: rottura casuale- Procedura serraggio controllato degli accoppiamenti flangiati critici (Codice documento 57A1 – REV. 03)- procedura ispezione e manutenzione – SPP 015- controlli periodici da parte del personale operativo d’impianto	<ul style="list-style-type: none">Valvole di intercettazione motorizzate (EIV)Cavi termosensibiliRilevatori HC a puntoSistema fisso di estinzione / abbattimento ad acqua
<i>6 – Rilascio di benzina per perdita significativa da accoppiamento flangiato sezione merox minalk</i>	<ul style="list-style-type: none">↳ Causa: rottura casuale- Procedura serraggio controllato degli accoppiamenti flangiati critici (Codice documento 57A1 – REV. 03)- procedura ispezione e manutenzione – SPP 015- controlli periodici da parte del personale operativo d’impianto	<ul style="list-style-type: none">Chiusura valvole di intercettazione manualiIntervento della squadra di emergenza:- Utilizzo di monitore fisso acqua – schiuma
<i>7-Rilascio di benzina da accoppiamento flangiato per shock termico scambiatori E52 A/B/C/D</i>	<ul style="list-style-type: none">↳ Per la causa mancanza fluido riscaldante:- Allarme di bassa portata slurry FAL351;- allarme basso livello H1-T1 LAL2;- allarmi bassa temperatura TAL354 e TAL361	<ul style="list-style-type: none">Tori di vaporeValvole di intercettazione manualiIntervento della squadra di emergenza:- Utilizzo di monitore fisso acqua – schiuma- raffreddamento delle apparecchiature calde limitrofe
	<ul style="list-style-type: none">↳ Per la causa mancanza carica:- Allarmi di bassa portata carica FAL346 e FAL348;- allarmi di basso livello GT5 LAL10/LAL11- allarmi di alta temperatura slurry	
	<ul style="list-style-type: none">↳ Per tutte le cause:- Procedura serraggio controllato degli accoppiamenti flangiati critici (Codice documento 57A1 – REV. 03)	
<i>8-Rilascio di idrogeno per rottura tenuta compressore</i>	<ul style="list-style-type: none">↳ Causa: rottura casuale- procedura ispezione e manutenzione – SPP 015- controlli periodici da parte del personale operativo d’impianto	<ul style="list-style-type: none">- Valvole di intercettazione motorizzate (EIV)- Cavi termosensibili- Rilevatori HC a punto- Sistema fisso di estinzione / abbattimento ad acqua
<i>9-Rilascio di benzina e idrogeno da accoppiamento flangiato</i>	<ul style="list-style-type: none">↳ Causa: rottura casuale- Procedura serraggio controllato degli accoppiamenti flangiati critici (Codice documento 57A1 – REV. 03)- procedura ispezione e manutenzione – SPP 015- controlli periodici da parte del personale operativo d’impianto	<ul style="list-style-type: none">- Sistemi di rilevazione gas infiammabili- Valvola di intercettazione di emergenza EIV- Sistema fisso di estinzione a schiuma
<i>10-Rilascio di benzina e idrogeno da accoppiamento flangiato</i>	<ul style="list-style-type: none">↳ Causa: rottura casuale- Procedura serraggio controllato degli accoppiamenti flangiati critici (Codice documento 57A1 – REV. 03)- procedura ispezione e manutenzione – SPP 015- controlli periodici da parte del personale operativo d’impianto	<ul style="list-style-type: none">- Sistemi di rilevazione gas infiammabili- Valvola di intercettazione di emergenza EIV- Sistema fisso di estinzione a schiuma



1.C.1.7.2 Misure di prevenzione adottate per prevenire i rischi dovuti ad errori umani in aree critiche

Durante la marcia normale degli impianti, le deviazioni dei parametri “critici” sono protette da sistemi di blocco automatici, pertanto non si richiede l’intervento umano.

Per quanto concerne gli interventi di manutenzione, si fa ricorso alle procedure dei “PERMESSI DI LAVORO”, riportate in allegato 1.D.1.10/D al Volume I – Relazione Generale.

Inoltre, al fine di prevenire i rischi dovuti ad errori umani, sono adottate le seguenti misure:

- adeguata selezione del personale
- addestramento periodico
- istruzioni operative/manuali operative
- cartellonistica di sicurezza ed operativa
- corsi di aggiornamento tecnologico
- riunioni periodiche di sicurezza
- corsi di formazione in materia di “rischi di incidente rilevante”

1.C.1.7.3. Precauzioni e coefficienti di sicurezza assunti nella progettazione delle strutture e criteri di progettazione dei componenti critici dell'impianto

Per le informazioni relative ai coefficienti di sicurezza assunti ed ai criteri di progettazione dei componenti critici degli impianti, si rimanda al corrispondente paragrafo del Volume I – Relazione Generale.

1.C.1.7.4 Valutazione della sicurezza degli impianti

La sicurezza degli impianti in oggetto è stata valutata nelle condizioni di avviamento, di normale esercizio, di fermata programmata e di emergenza sia diretta (mancanza utilities, casi anomali, ecc.), che indiretta (dovuta a incidenti su altri impianti).

1.C.1.8 PRECAUZIONI PROGETTUALI E COSTRUTTIVE

1.C.1.8.1 Norme e criteri utilizzati nel progetto

Le norme ed i criteri utilizzati in fase di progettazione sono riportati nel corrispondente paragrafo del Volume I – Relazione Generale.



1.C.1.8.2 Norme e criteri utilizzati per la progettazione dei sistemi di scarico di pressione per i recipienti di processo, serbatoi e tubazioni

Le valvole di sicurezza sono dimensionate in accordo alla normativa ISPESL-ANCC, raccolta E; il calcolo è stato effettuato per la condizione più gravosa tra l'ipotesi di incendio e quella di errore di manovra.

Per tutte le linee ed apparecchiature intercettabili che contengono liquido, sono state previste valvole di espansione termica.

1.C.1.8.3 Scarichi funzionali dei prodotti tossici e/o infiammabili

A protezione di tutte le sezioni o circuiti degli impianti, sono state installate valvole di sicurezza, opportunamente tarate.

Tutte le valvole di sicurezza che scaricano prodotti tossici e/o infiammabili, sono collettate alla rete di Blow Down di Raffineria, che termina nel Sistema Torce.

1.C.1.8.4 Possibilità di controllare il funzionamento delle valvole di sicurezza e dei sistemi di blocco con l'impianto in marcia senza compromettere la sicurezza dello stesso

Per tale informazioni si rimanda al corrispondente paragrafo del Volume I – Relazione Generale.

1.C.1.8.5 Norme e criteri di progettazione per recipienti, pompe, serbatoi, tubazioni, strutture e progettazione civile/meccanica

Per tale informazioni si rimanda al corrispondente paragrafo del Volume I – Relazione Generale.

1.C.1.8.6 Criteri di protezione adottati per i contenitori delle sostanze infiammabili dall'azione di eventuali sostanze corrosive

Per tale informazioni si rimanda al corrispondente paragrafo del Volume I – Relazione Generale.

1.C.1.8.7 Immagazzinamento di sostanze corrosive

In allegato 1.C.1.8.7 del Volume I – Relazione Generale è riportata la planimetria con evidenziate le zone, all'interno dello Stabilimento, in cui sono immagazzinate sostanze corrosive.

Si precisa che nell'impianto in oggetto non sono immagazzinate sostanze corrosive.



1.C.1.8.8 Criteri seguiti per la definizione dei sovrappessori di corrosione per le apparecchiature o tubazioni a contatto con fluidi corrosivi e relativa frequenza di ispezione prevista

Per tale informazioni si rimanda al corrispondente paragrafo del Volume I – Relazione Generale.

1.C.1.8.9 Procedure particolari di controllo per la fabbricazione e l'installazione delle apparecchiature critiche

Per tale informazioni si rimanda al corrispondente paragrafo del Volume I – Relazione Generale.

1.C.1.8.10 Descrizione dei sistemi di blocco di sicurezza. Criteri seguiti nella determinazione delle frequenze di prova

Per una descrizione generale dei sistemi di blocco adottati dalla Raffineria, per la messa in sicurezza degli impianti, si rimanda al corrispondente paragrafo del Volume I – Relazione Generale.

Nelle tabelle seguenti vengono riassunti tutti i blocchi esistenti nelle Unità di raffineria a protezione delle singole apparecchiature o sezioni di impianti.

I blocchi generali per mancanza reti di servizio principali quali aria strumenti, energia elettrica, acqua di raffreddamento, etc. non sono stati qui considerati in quanto trattati in altro capitolo ed anche perché spesso tali blocchi generali sono riconducibili ai singoli blocchi di seguito elencati.


CRACKING CATALITICO (FCCU)

	SISTEMI DI BLOCCO					
	Forno	Sezione Cracking	Caldaia a recupero (CO Boiler)	Compressori	Preparaz. Carica alky – sezione reazione	Sezione desolforaz. Benzine medie MCN
B.P. carica	X (*)				X	X
B.Press. aria comburente	X (*)					
B. Press. Combustibile	X (*)					
Blocco da sala controllo	X (*)				X	X
A.T. uscita forno	X (*)					X
Reazione di cracking da sala controllo		X (*)				
Basso delta P catalizz. Rigenerato		X (*)				
Basso delta P catalizz. Esaurito		X (*)				
Bassissimo livello corpo cilindrico			X (*)			
B.P. circolazione H ₂ O			X (*)			
A.T. corpo pompe di circolazione			X (*)			
B. Pressione combustibile			X (*)			
A.T. camera combustione			X (*)			
Mancanza di fiamma			X (*)			
Mancanza Aria Comburente			X (*)			
Basso Vuoto				X		
Altissimo livello condensatore				X		
Over speed				X		X
B.P. olio lubrificante				X		X
B.P. olio di tenuta				X		X
A.T. mandata gas				X		X
B.P. aspirazione gas				X		X
A.L. serbatoio aspirazione				X		X
Alta temperatura reattore					X	X
Depressurizzazione sezione reazione						x

B.P.: bassa portata

B.Press.: bassa pressione

A.T.: alta temperatura

A.L.: alto livello

(*): valvole con SOV normalmente eccitate

1.C.1.8.11/12 Provvedimenti adottati nei luoghi chiusi per evitare la formazione e la persistenza di miscele infiammabili, esplosive, tossiche

Nelle aree degli impianti in oggetto non sono presenti aree al chiuso e l'impianto in oggetto è posto all'aperto e risulta ben aerato.



1.C.1.8.13 Precauzioni prese per evitare che i serbatoi e le condotte di trasporto contenenti materiali infiammabili possano essere danneggiati in seguito a collisione con veicoli o macchine di sollevamento

Tutti i percorsi tubazioni sono sviluppati in aree protette dalla possibilità di essere danneggiate dall'urto di mezzi mobili.

Cordoli, gradini e vie obbligatorie impediscono la possibilità di rotture per collisione.

Per l'impiego di mezzi di sollevamento in area impianti, è prevista l'applicazione di adeguate procedure di sicurezza.

1.C.1.9 SISTEMI DI RILEVAMENTO

1.C.1.9.1 Sistemi di rilevamento di gas infiammabili o tossici e incendi

Le aree dell'impianto in oggetto sono dotate di una rete di avvisatori d'incendio elettrici a pulsante. Gli avvisatori sono collegati ad una centralina collocata nel Reparto Antincendio, costantemente presidiato. Azionando uno qualsiasi degli avvisatori si provoca l'illuminazione del settore del quadro sinottico corrispondente alla zona da cui è partito il segnale, mentre contemporaneamente entra in funzione una sirena.

L'esatta dislocazione degli avvisatori e il percorso dei cavi sono indicati nell'allegato 1.C.1.9.1/B della relazione Generale.

In aggiunta e a completamento dell'impianto di avvisatori sopra descritti è possibile utilizzare la rete telefonica interna della raffineria che dispone di appositi numeri riservati alle comunicazioni di emergenza nonché del sistema di radio ricetrasmittenti di cui una fissa è installata nel Reparto Antincendio.

Sono inoltre installati i seguenti rilevatori rivelatori HC di tipo a punto IR, con segnale di preallarme incendio (al raggiungimento del 20% del LEL) ed allarme incendio (al raggiungimento del 50% LEL).

- N° 6 rilevatori a protezione dell'area di ubicazione della sezione preparazione carica alchilazione;
- N° 2 rilevatori nell'area di ubicazione delle esistenti pompe GP-40 A/B
- N° 2 rilevatori nell'area di ubicazione delle esistenti pompe GP-32 A/B

A protezione delle apparecchiature presenti nella sezione preparazione carica alchilazione (FCC) è installato un sistema di rilevazione incendio del tipo a cavo termosensibile, con temperature di intervento pari a circa 105° C.

Tali sistemi in caso di attivazione, danno origine ai seguenti segnali:

- Preallarme incendio (intervento di uno solo dei due rilevatori a cavo termosensibile);
- Allarme incendio (intervento di entrambi i rilevatori a cavo termosensibile, secondo logica 2/2);
- Allarme anomalia scheda (identifica il guasto su una scheda di controllo dei rilevatori a cavo termosensibile).



Nuova sezione desolforazione benzine MCN

Rilevatori gas infiammabili

Il monitoraggio dei gas infiammabili sarà effettuato in modo da rilevare eventuali rilasci di gas dall'impianto, mediante l'installazione di sensori del tipo a punto.

In particolare è prevista l'installazione di:

- ✓ rilevatori di H₂ a punto, di tipo catalitico, nell'area di ubicazione del compressore MC-801
- ✓ rilevatori gas infiammabili a punto, tipo ad infrarossi, posti a protezione delle seguenti aree:
 - zona reattori R801, R802
 - scambiatori E-801 A/B/C, E-802 A/B, E803 A/B,
 - Frazionatrice T-802,
 - accumulatore D-802, separatori 803, D807
 - area pompe P802 A/B, P803 A/B, P804 A/B

Il segnale di ciascun rilevatore sarà inviato alla Centrale di Controllo FIRE & GAS dove viene elaborato ed in caso di superamento di valori di soglia prefissati, genererà le seguenti segnalazioni che saranno trasmesse alla centrale di acquisizione Fire & Gas :

1. Rilevatore Scollegato
2. Guasto Rilevatore
3. Preallarme Presenza Gas (Concentrazione superiore al 20% LEL)
4. Allarme Concentrazione Gas (Concentrazione superiore al 50% LEL)

Rilevatori incendi

Nell'area di ubicazione delle seguenti apparecchiature saranno installati sistemi di rilevazione incendi del tipo a cavo termosensibile:

- pompe P802 A/B, P803 A/B, P804 A/B
- accumulatore di carica D802, separatore D803,
- Colonna di frazionamento T802
- Scambiatori carica / effluente reattori E801 A/B/C, E802 A/B;
- Scambiatori carica / fondo colonna frazionatrice E803
- Compressore gas di riciclo MC-801.

I segnali di allarme saranno riportati a DCS in sala controllo impianti.

In allegato 1.C.1.9.1 si riporta una planimetria con evidenziati i nuovi sistemi rilevazione gas infiammabili e rilevazione incendio a protezione della nuova sezione desolforazione benzine medie da cracking.



1.D.1 SITUAZIONI CRITICHE, CONDIZIONI DI EMERGENZA E RELATIVI APPRESTAMENTI

1.D.1.1 SOSTANZE EMESSE IN CONDIZIONI ANOMALE DI FUNZIONAMENTO ED IN CASO DI INCIDENTI.

In caso di rilascio causato da evento accidentale che possa avere origine negli impianti in oggetto, le sostanze che possono essere emesse sono le seguenti:

- Idrocarburi liquidi e/o gassosi

Qualora le sostanze emesse diano origine ad un incendio, sia a causa dell'alta temperatura delle sostanze, sia per presenza di un innesco, la reazione di combustione dà origine ai seguenti prodotti:

- Anidride carbonica
- Ossido di carbonio
- Anidride solforosa
- Incombusti

Le anomalie di funzionamento che comportano l'apertura delle valvole di sicurezza, causano il convogliamento in torcia delle sostanze indicate per il rilascio accidentale, dove a loro volta vengono bruciate, dando origine ai prodotti di combustione già descritti.

Con riferimento agli eventi incidentali individuati al paragrafo 1.C.1.6, l'incendio di idrocarburi da origine a fumi neri e densi che, spinti dal calore, si innalzano sopra la zona dell'incendio fino ad altezze elevate, per poi disperdersi in aria.

E' possibile la ricaduta di fuliggine sull'area interessata dalla dispersione dei fumi.

Gli aerosol di particelle solide inerti derivanti dalla ricaduta dei fumi prodotti dall'incendio, possono provocare, se inalati, irritazioni transitorie alle prime vie respiratorie (mucose nasali e faringee), ma per un tempo limitato, senza arrivare a lamentare alterazioni bronco-polmonari.

In caso di rilascio di composti solforati, si può determinare la diffusione di odori sgradevoli percepibili anche a distanze elevate anche a bassissime concentrazioni.

1.D.1.2 EFFETTI INDOTTI SU IMPIANTO AD ALTO RISCHIO DA INCENDIO O ESPLOSIONE

Nel seguito si riportano le valutazioni conclusive relative agli effetti degli eventi incidentali ipotizzati al cap. 1.C.1.6 e di cui si sono valutate le conseguenze.

E' opportuno precisare che tali valutazioni partono dal presupposto che per il verificarsi dell'evento è necessario che nessuno dei sistemi di sicurezza preposti abbia esplicato la sua funzione ed analogamente nessun operatore abbia intrapreso azioni tali da evitare l'incidente.

Comunque non si dimentichi che anche nell'ipotesi che dovesse effettivamente verificarsi un incidente, la raffineria dispone di un adeguato piano di pronto intervento in caso di emergenze per intervenire con attrezzature specifiche (come descritte in altra sezione) e con personale addestrato allo scopo; in contemporanea vengono attivate le procedure operative di emergenza che consistono nel ridurre o bloccare la perdita che ha determinato tale situazione di emergenza.



1.D.1.2.1 **Circostanze che possono produrre interazioni dirette tra gli effetti di incendio o di esplosione con parti dell'impianto ove vengono processate o depositate sostanze pericolose in quantità superiore ai limiti di soglia precisati nell'allegato I – Parte 1 e Parte 2 D.Lgs. 334/99**

A scopo esemplificativo, si riportano di seguito due serie di tabelle:

- nelle prime si espone un quadro qualitativo delle conseguenze degli eventi incidentali ipotizzati;
- nelle seconde si riporta la sintesi dei risultati in termini quantitativi.

AREA DI INDAGINE	SCENARIO	CONSEGUENZE	EFFETTI AREA INTERNA AREA ESTERNA
CRACKING CATALITICO FCC	rilascio di benzina da ribollitore GE48	dispersione di gas infiammabili/ flash fire	Le concentrazioni di soglia LFL e 0,5 LFL vengono raggiunte rispettivamente ad una distanza pari a ca. 20 e 40 m, dal punto di rilascio, ad una quota di ca. 13 m. Emergenza interna di Raffineria
	rilascio di benzina su vapor line per sovrappressione in GT10	dispersione di gas infiammabili/ flash fire	Le concentrazioni di soglia LFL e 0,5 LFL vengono raggiunte rispettivamente, a ca. 20 e 30 m. dal punto di rilascio, ad una quota di ca. 10 m.. Emergenza interna di Raffineria
	Rilascio di GPL da accoppiamento flangiato sezione Merox	Dispersione infiammabile / Flash fire	I valori di concentrazione d soglia pari a LFL e 0,5LFL sono riscontrati a distanze rispettivamente pari a 3 m e 6 m dal punto di rilascio. Emergenza interna di Raffineria
	Rilascio di HCO per rottura tenuta pompe	Pozza incendiata	Valori di irraggiamento pari a 37,5 kW/m ² e 12,5 kW/m ² sono riscontrabili rispettivamente a 7 m e 15 m dal centro della pozza. Emergenza interna di Raffineria
	Rilascio di butano da accoppiamento flangiato sezione preparazione carica alchilazione	Pozza incendiata	Valori di irraggiamento pari a 37,5 kW/m ² e 12,5 kW/m ² sono riscontrabili rispettivamente a 9 m e 14 m dal centro della pozza. Emergenza interna di Raffineria
		Dispersione infiammabile / Flash fire	I valori di concentrazione d soglia pari a LFL e 0,5LFL sono riscontrati a distanze rispettivamente pari a ca. 10 m e 14 m dal punto di rilascio. Emergenza interna di Raffineria
	Rilascio di slurry da accoppiamento flangiato su E-52 A-D	Pozza incendiata	Valori di irraggiamento pari a 37,5 kW/m ² e 12,5 kW/m ² sono riscontrabili rispettivamente a 7 m e 16,5 m dal centro della pozza. Emergenza interna di Raffineria



AREA DI INDAGINE	SCENARIO	CONSEGUENZE	EFFETTI AREA INTERNA AREA ESTERNA
CRACKING CATALITICO FCC NUOVA SEZIONE DESOLFORAZIONE BENZINE MCN	Rilascio di gas idrogeno per rottura tenuta compressore MC801	Jet fire	La lunghezza del getto incendiato risulta pari a ca. 4 m. Gli irraggiamenti sono contenuti nell'intorno del getto. Emergenza interna di Raffineria
		Flash fire / dispersione	Nelle condizioni atmosferiche più conservative (2F), le concentrazioni di soglia LFL e 0,5 LFL vengono raggiunte rispettivamente, a ca. 12 e 17 m. dal punto di rilascio. Emergenza interna di Raffineria
	Rilascio di benzina e idrogeno da accoppiamento flangiato	Pozza incendiata	Valori di irraggiamento pari a 37,5 kW/m ² e 12,5 kW/m ² sono riscontrabili rispettivamente a 6,5 m e 11 m dal centro della pozza. Emergenza interna di Raffineria
	Rilascio di benzina e idrogeno da accoppiamento flangiato	Getto incendiato	La lunghezza del getto incendiato risulta pari a ca. 3,5 m. Gli irraggiamenti sono contenuti nell'intorno del getto. Emergenza interna di Raffineria
		Flash fire / Dispersione	Le concentrazioni di soglia LFL e 0,5 LFL vengono raggiunte rispettivamente, a ca. 3 e 5 m. dal punto di rilascio. Emergenza interna di Raffineria
	Rilascio di benzina da accoppiamento flangiato	Pozza incendiata	Valori di irraggiamento pari a 37,5 kW/m ² e 12,5 kW/m ² sono riscontrabili rispettivamente a 5 m e 6,5 m dal centro della pozza. Emergenza interna di Raffineria
		Flash fire / Dispersione	Nelle condizioni atmosferiche più conservative (2F), le concentrazioni di soglia LFL e 0,5 LFL vengono raggiunte rispettivamente, a ca. 12 e 24 m. dal punto di rilascio. Emergenza interna di Raffineria



Rif. Ipotesi	EVENTI PRIMARI				PARAMETRI		Possibili eventi conseguenti	Velocità del vento e classe di stabilità atmosf.	EFFETTI CONSEGUENTI								
	Causa iniziatrice	Frequenza (occ/anno)	Descrizione	Portata di rilascio (kg/s)	Quantità rilasciata (kg)	Durata del rilascio (s)			Descrizione	IRRAGGIAMENTO					DISPERSIONE GAS INFIAMMABILI		
							Danni alle strutture 37,5 kW/m ² (m)			Elevata letalità 12,5 kW/m ² (m)	Inizio Letalità 7 kW/m ² (m)	Lesioni irreversibili 5 kW/m ² (m)	Lesioni Reversibili 3 kW/m ² (m)	LFL		0,5 LFL	
RIFERIMENTO VOLUME V																	
IMPIANTO DI CRACKING CATALITICO FCC																	
Scenario 1 (Ipotesi 8)	Stress termico nel ribollitore G-E48	2,15 · 10 ⁻⁶	Perdita di benzina da accoppiamento flangiato	2,4	1440	600	Dispersione infiammabili	5D 2F	-- --	-- --	-- --	-- --	-- --	9 11	15 14	16 24	15 14
Scenario 2 (Ipotesi 13)	Sovrappressione nella colonna GT-10	5,05 · 10 ⁻¹⁰	Perdita di benzina da accoppiamento flangiato	0,4	240	600	Dispersione infiammabili	5D 2F	-- --	-- --	-- --	-- --	-- --	8 8	8 8	12 13	8 8
Scenario 3 (Ipotesi 21)	Rilascio di GPL da accoppiamento flangiato sezione Merox	1,40 · 10 ⁻³	Perdita di GPL da accoppiamento flangiato	0,15	135	900	Dispersione infiammabili	5D 2F	-- --	-- --	-- --	-- --	-- --	3 3	Suolo Suolo	6 6	Suolo Suolo
Scenario 4 (Ipotesi 24a)	Rottura tenuta pompe	1,27 · 10 ⁻³	Perdita di prodotto per rottura tenuta pompe	2,3	1380	600	Pool Fire (d = 8 m)	5D 2F	5D 2F	7 6	15 14	18 18	20 20	-- --	-- --	-- --	-- --
Scenario 5 (Ipotesi 22)	Perdita significativa da accoppiamenti flangiati sezione preparazione carica alchilazione	3,5 · 10 ⁻³	Perdita di prodotto da accoppiamento flangiato	1	300	300	Pool Fire (d = 5 m)	5D	9	14	18	19	24	9	Suolo	13	Suolo
							Dispersione infiammabili	2F	7	13	17	19	24	11	Suolo	18	Suolo
Scenario 6 (Ipotesi 23)	Perdita di benzina da accoppiamento flangiato sezione Merox-Minalk	1,75 · 10 ⁻³	Perdita di benzina da accoppiamento flangiato	1,19	714	600	Pool Fire (d = 8 m)	5D 2F	8,8 7,5	16,5 15	20 19	22,4 21,4	25 24,8	-- --	-- --	-- --	-- --
Scenario 7 (Ipotesi 1)	Shock termico negli scambiatori E52 A/C	1,01 · 10 ⁻⁴	Perdita di benzina da accoppiamento flangiato	2,8	1680	600	Pool Fire (d = 9 m)	5D 2F	7 6,5	16,5 14	20 18	22 20	26 25	-- --	-- --	-- --	-- --
Scenario 8 (Ipotesi 34)	Rottura casuale tenuta compressore	2,7 · 10 ⁻²	Rilascio di idrogeno	0,14	42	300	Jet fire (l=4 m) Flash fire	5D 2F	5 4	6 5	7 5,5	7,5 6	8,5 7	9 12	Suolo Suolo	15 17	Suolo Suolo
Scenario 9 a (Ipotesi n° 36)	Accoppiamenti flangiati E801 carica fredda	1,7 · 10 ⁻⁴	Rilascio di benzina e idrogeno	1,75	525	300	Pool fire (D = 5 m)	5D 2F	6,5 5	11 10	13,5 13	15 15	18 18	-- --	-- --	-- --	-- --
Scenario 9 b (Ipotesi n° 36)	Accoppiamenti flangiati E802 lato caldo	1,7 · 10 ⁻⁴	Rilascio di benzina e idrogeno	0,15	135	900	Jet fire L = 3,5 m	5D	4,5	5	6	6,5	7	3	Suolo	5	Suolo
							Flash fire	2F	4	4,5	5	5,5	6	3	Suolo	5	Suolo
Scenario 10 (Ipotesi 37)	Accoppiamenti flangiati linea fondo T802	2,2 · 10 ⁻⁴	Rilascio di benzina	1,45	435	300	Pool fire (D = 3m)	5D	5	6,5	8	9	11	9	Suolo	14	Suolo
							Flash fire	2F	4,5	6,5	8	9	11	12	Suolo	24	Suolo



ANALISI DEI POSSIBILI EFFETTI DOMINO

Nel presente paragrafo sono stimate le conseguenze relative ad eventuali effetti domino a seguito degli scenari incidentali individuati, in particolare quelli che determinano irraggiamento termico con effetti al di sopra dei valori di soglia indicati nel D. M. 20/10/98 e D.M. 9/05/01.

Per l'analisi degli effetti domino è stato adottato l'approccio metodologico proposto in allegato 1 – punto 4 della bozza del Decreto del Ministero dell'Ambiente e della Tutela del Territorio “*Criteri per l'individuazione e la perimetrazione di aree ad elevata concentrazione di stabilimenti soggetti al Decreto Legislativo 17 Agosto 1999, n. 334, e per la predisposizione e la valutazione dello studio di sicurezza integrato*”

Nel corrispondente paragrafo del Volume I – relazione generale, si riporta la descrizione dettagliata della metodologia adottata per l'analisi.

Di seguito si riporta l'analisi relativa ai possibili effetti domino che possono avere origine nell'impianto FCC.

Per la valutazione dei possibili effetti domino derivanti dagli scenari incidentali individuati, si è proceduto come di seguito schematizzato:

- 1) Selezione dei Top Event che danno luogo ad irraggiamenti termici (scenari n° 4 ÷ 7);
- 2) Per gli eventi pool fire e jet fire:
 - a. Valutazione della durata dell'incendio
 - b. Per gli incendi di pozza di durata superiore a 10 minuti e i getti incendiati di durata superiore a 5 minuti:
 - Identificazione delle apparecchiature / strutture coinvolte dalle fiamme (ingolfamento) o da un irraggiamento superiore a $37,5 \text{ kW/m}^2$
 - Identificazione delle apparecchiature soggette ad un irraggiamento compreso tra $12,5$ e $37,5 \text{ kW/m}^2$
 - Identificazione dei sistemi di protezione attiva e/o passiva presenti o previsti, a protezione delle apparecchiature di cui ai precedenti punti
 - Valutazione della frequenza di accadimento relativa all'evento effetto domino, a partire dalla frequenza di accadimento dell'evento primario (per esempio sovrappressione, sovratemperatura, rottura casuale tubazione, ecc.), considerando, ove applicabile:
 - ⇒ La probabilità di innesco immediato della sostanza rilasciata;
 - ⇒ La probabilità di mancata intercettazione in tempi rapidi;
 - ⇒ la probabilità di mancato intervento dei sistemi di protezione attiva presenti (rivelazione gas/incendi, sistemi di raffreddamento fissi ad acqua o a schiuma, ecc);
 - ⇒ la probabilità di effetti domino, desunta dalla tabella sopra riportata.



Scenario n° 4: Pool fire di HCO per rottura tenuta pompa

La frequenza di accadimento relativa al rilascio di HCO è pari a $1,27 \cdot 10^{-3}$ occ/anno.

Considerando una probabilità di innesco pari a $0,5^5$, la frequenza di accadimento associata all'evento "pool fire", è pari a $6,35 \cdot 10^{-4}$ occ/anno.

Dalla stima delle conseguenze effettuate (Pool fire), risulta un irraggiamento superiore a $12,5 \text{ kW/m}^2$ con una durata dell'evento di 7 minuti; pertanto, sulla base di quanto descritto nella tabella riportata al corrispondente paragrafo del Volume I – Relazione Generale, la probabilità di effetti domino è 0.

Scenario n° 5: Pool fire di butano per perdita da accoppiamento flangiato

La frequenza di accadimento relativa al rilascio di GPL è pari a $3,5 \cdot 10^{-3}$ occ/anno.

Considerando una probabilità di innesco pari a $0,5^7$, la frequenza di accadimento associata all'evento "pool fire", è pari a $1,75 \cdot 10^{-4}$ occ/anno.

Dalla stima delle conseguenze effettuate (Pool fire), risulta un irraggiamento superiore a $12,5 \text{ kW/m}^2$ con una durata dell'evento di ca. 1 minuto; pertanto, sulla base di quanto descritto nella tabella riportata al corrispondente paragrafo del Volume I – Relazione Generale, la probabilità di effetti domino è 0.

Scenario n° 6: Pool fire di benzina per perdita significativa da accoppiamento flangiato

La frequenza di accadimento relativa al rilascio di GPL è pari a $1,75 \cdot 10^{-3}$ occ/anno.

Considerando una probabilità di innesco pari a $0,5^7$, la frequenza di accadimento associata all'evento "pool fire", è pari a $8,75 \cdot 10^{-4}$ occ/anno.

Dalla stima delle conseguenze effettuate (Pool fire), risulta un irraggiamento superiore a $12,5 \text{ kW/m}^2$ con una durata dell'evento di ca. 4,3 minuti; pertanto, sulla base di quanto descritto nella tabella riportata al corrispondente paragrafo del Volume I – Relazione Generale, la probabilità di effetti domino è 0.

⁵ Desunta da "Canvey Second Report – tab. 4.6.2.1", corrispondente a "poche sorgenti di innesco"



Scenario n° 7: Pool fire di slurry per perdita significativa da accoppiamento flangiato scambiatori K1-E52A/B

La frequenza di accadimento relativa al rilascio di slurry è pari a $1,01 \cdot 10^{-4}$ occ/anno.

Considerando una probabilità di innesco pari a $0,7^6$, la frequenza di accadimento associata all'evento "pool fire", è pari a $7 \cdot 10^{-5}$ occ/anno.

Dalla stima delle conseguenze effettuate (Pool fire), risulta un irraggiamento superiore a $12,5$ kW/m² con una durata dell'evento di ca. 7 minuti; pertanto, sulla base di quanto descritto nella tabella riportata al corrispondente paragrafo del Volume I – Relazione Generale, la probabilità di effetti domino è 0.

Scenario n° 8: Jet fire di idrogeno per perdita da compressore MC-801

La frequenza di accadimento associata al rilascio è stimata pari a $2,7 \cdot 10^{-2}$ occ/anno.

Dalla stima delle conseguenze effettuate (Jet fire), risulta un getto incendiato di lunghezza pari a 4 m, con durata dell'evento di 5 minuti; pertanto, sulla base di quanto descritto nella tabella riportata in premessa al presente paragrafo, la probabilità di effetto domino è 0.

Inoltre si sottolinea che il compressore in esame è dotato dei seguenti sistemi di protezione e mitigazione:

- Valvole di intercettazione di emergenza EIV in aspirazione e mandata compressore
- rilevatori idrogeno
- sistema di rilevazione incendio (cavi termosensibili), con attivazione automatica sistema fisso a diluvio

Scenario n° 9: Pool fire di benzina per perdita significativa da accoppiamento flangiato su E801-lato carica fredda

La frequenza di accadimento associata al rilascio è stimata pari a $1,7 \cdot 10^{-4}$ occ/anno.

Dalla stima delle conseguenze effettuate (Pool fire), risulta un irraggiamento superiore a $37,5$ kW/m² con una durata dell'evento di 8 minuti; pertanto, sulla base di quanto descritto nella tabella riportata in premessa al presente paragrafo, la probabilità di effetto domino è 0.

L'area in esame è dotata dei seguenti sistemi di protezione e mitigazione:

- Valvola di intercettazione di emergenza EIV in uscita accumulatore D802
- rilevatori gas infiammabili
- sistema di rilevazione incendio (cavi termosensibili)
- sistema fisso di estinzione a diluvio

⁶ Desunta da "Canvey Second Report – tab. 4.6.2.1", in considerazione dell'elevata temperatura di esercizio



Scenario n° 10: Jet fire di benzina e idrogeno per perdita significativa da accoppiamento flangiato su E802-lato carica calda

La frequenza di accadimento associata al rilascio è stimata pari a $1,7 \cdot 10^{-4}$ occ/anno.

Dalla stima delle conseguenze effettuate (Jet fire), risulta un getto incendiato di lunghezza pari a 3,5 m, con durata dell'evento di 5 minuti; pertanto, sulla base di quanto descritto nella tabella riportata in premessa al presente paragrafo, la probabilità di effetto domino è 0.

L'area in esame è dotata dei seguenti sistemi di protezione e mitigazione:

- Sistema di depressurizzazione rapida reattori R801-R802
- rilevatori gas infiammabili
- sistema di rilevazione incendio (cavi termosensibili)
- sistema fisso di estinzione a diluvio

Scenario n° 11: Pool fire di benzina per perdita significativa da accoppiamento flangiato su linea fondo colonna T802

La frequenza di accadimento associata al rilascio è stimata pari a $2,2 \cdot 10^{-4}$ occ/anno.

Dalla stima delle conseguenze effettuate (Pool fire), risulta un irraggiamento superiore a 37,5 kW/m² con una durata dell'evento di 5 minuti; pertanto, sulla base di quanto descritto nella tabella riportata in premessa al presente paragrafo, la probabilità di effetto domino è 0.

L'area in esame è dotata dei seguenti sistemi di protezione e mitigazione:

- Valvola di intercettazione di emergenza EIV fondo colonna T802
- rilevatori gas infiammabili
- sistema di rilevazione incendio (cavi termosensibili)
- sistema fisso di estinzione a diluvio

A fronte delle considerazioni sopra riportate, non si evincono effetti domino.

Di seguito si riporta una sintesi dei risultati ottenuti.

Rif. Scenari o n°	DESCRIZIONE EVENTO INIZIATORE	EFFETTI DOMINO (eventi secondari)	Note
IMPIANTO FCC			
4	Pool fire di HCO per rottura tenuta pompa	Non riscontrabili	Probabilità di effetti domino pari a 0 (Durata dell'incendio < 10 minuti)
5	Pool fire di butano per perdita significativa da accoppiamento flangiato	Non riscontrabili	Probabilità di effetti domino pari a 0 (Durata dell'incendio < 10 minuti)
6	Pool fire di benzina per perdita significativa da accoppiamento flangiato	Non riscontrabili	Probabilità di effetti domino pari a 0 (Durata dell'incendio < 10 minuti)
7	Pool fire di slurry per perdita significativa da accoppiamento flangiato scambiatori K1-E52A/B	Non riscontrabili	Probabilità di effetti domino pari a 0 (Durata dell'incendio < 10 minuti)



Rif. Scenario n°	DESCRIZIONE EVENTO INIZIATORE	EFFETTI DOMINO (eventi secondari)	Note
IMPIANTO FCC – SEZIONE DESOLFORAZIONE BENZINE MEDIE			
8	Scenario n° 1: Jet fire di idrogeno per perdita da compressore MC-801	Non riscontrabili	Probabilità di effetti domino pari a 0 (Durata del getto incendiato \leq 5 minuti)
9 a	Scenario n° 2 a: Pool fire di benzina per perdita da flangia E801 (lato carica fredda)	Non riscontrabili	Probabilità di effetti domino pari a 0 (Durata dell'incendio < 10 minuti)
9 b	Scenario n° 2 b: Jet fire di benzina e idrogeno per perdita da flangia E802 (lato carica calda)	Non riscontrabili	Probabilità di effetti domino pari a 0 (Durata del getto incendiato \leq 5 minuti)
10	Pool fire di benzina per perdita da flangia su linea fondo T802	Non riscontrabili	Probabilità di effetti domino pari a 0 (Durata dell'incendio < 10 minuti)



1.D.1.3 SISTEMI DI CONTENIMENTO ADOTTATI PER CONTENERE LE FUORIUSCITE DELLE SOSTANZE INFIAMMABILI

1.D.1.3.1 Sistemi previsti per contenere una fuoriuscita di sostanze infiammabili

Per gli impianti in oggetto sono presenti i seguenti sistemi di contenimento:

- Valvole di intercettazione manuali in loco e telecomandate da sala controllo.
- Barriere di vapore fisse installate sugli accoppiamenti flangiati ritenuti critici.
- Versatori di schiuma fissi e mobili.
- Barriere d'acqua fisse e mobili.
- Impianti fissi di raffreddamento ad acqua.
- Rete gas inerte (azoto).
- Lance di vapore
- Bacini di contenimento di idonei volumi

1.D.1.3.2 Sistemi di contenimento delle eventuali fuoriuscite su vasta scala di liquidi tossici e/o infiammabili

Il contenimento delle fuoriuscite su vasta scala di liquidi tossici o infiammabili viene realizzato oltre che per mezzo di sistemi indicati al paragrafo precedente, anche tramite un idoneo sistema di fogne invase interno alla raffineria che permette il collegamento dei liquidi all'impianto di trattamento acqua realizzando in tal modo anche l'allontanamento in area sicura del prodotto fuoriuscito.

L'evento qui ipotizzato rientra nei casi che farebbero scattare l'allarme in raffineria previsto nel piano di emergenza con i conseguenti interventi di uomini e mezzi previsti dallo stesso piano di emergenza.

1.D.1.4 MANUALI OPERATIVI

I contenuti dei manuali operativi degli impianti sono riportati nel corrispondente paragrafo del Volume I Relazione Generale.

In Allegato n° 1.D.1.4 vengono riportati gli indici dei Manuali Operativi relativi all'impianto Fluid Catalitic Cracking Unit (FCCU).

1.D.1.5 SEGNALETICA DI EMERGENZA

Per tale informazioni si rimanda al corrispondente paragrafo del Volume I – Relazione Generale.



1.D.1.6 FONTI DI RISCHIO MOBILI

1.D.1.6.1 Eventuali fonti di rischio non indicate in planimetria

Nell'impianto in oggetto FCCU non sono normalmente presenti mezzi mobili.

1.D.1.7 MISURE PER EVITARE EVENTI CATASTROFICI

1.D.1.7.1 Misure previste per evitare in caso di incendio e/o esplosione un cedimento catastrofico delle strutture, dei serbatoi e delle condotte contenenti sostanze pericolose

A. Protezioni da incendio

Dal punto di vista generale della resistenza al fuoco delle strutture, in mancanza di una specifica normativa, sono stati adottati i criteri della migliore tecnologia disponibile al momento della progettazione degli impianti, da parte delle società di progettazione.

Allo scopo di uniformare i criteri di protezione al fuoco di tutte le strutture di Raffineria, la Società SARAS, nel novembre 1998, ha emesso specifiche interne sia per impianti nuovi che per impianti esistenti.

I criteri previsti dalla specifica SARAS per impianti esistenti. SI 01-01 prevedono una protezione antifluco applicata a tutte le strutture/apparecchiature in prossimità delle quali trattano fluidi pericolosi e si trovano all'interno di zone di rischio.

STRUTTURE PORTANTI

La protezione antifluco è applicata esternamente e/o internamente alle strutture portanti aventi esclusivamente funzione di supporto statico di apparecchiature e tubazioni.

L'estensione della protezione antifluco è tale da garantire la protezione completa al fuoco delle zone di rischio.

STRUTTURE SITUATE NELLA ZONA DI RISCHIO

Supporti per forni di processo

I *supporti verticali* con protezione antifluco per tutta la loro altezza a partire dalle fondazioni.

I *supporti orizzontali* rivestiti solo se non a contatto con la platea del forno.

Supporti per compressori

I supporti dei compressori (quelli definiti come sorgente di pericolo) disposti in posizione sopraelevata rivestiti con materiale antifluco limitatamente ai *montanti e alle traverse*.



Supporti per tubazioni (pipe-rack)

I montanti, le traverse, le travi longitudinali e le altre strutture che sopportino direttamente il peso di tubazioni, dotate di *protezione antifluoco* quando le tubazioni contengono fluidi pericolosi.

Supporti per scambiatori ad aria (air-coolers)

I supporti degli scambiatori ad aria, dotati di *protezione* nei seguenti casi:

in servizio con “fluidi pericolosi”;

quando gli air-coolers sono al di sopra di apparecchiature contenenti “fluidi pericolosi”.

Gonne, selle, gambe di supporto

La protezione antifluoco va applicata a gonne, selle e gambe di supporto di apparecchiature in aree di fuoco fino a 8 metri, o al pavimento del primo solaio continuo.

STRUTTURE IMPLICITAMENTE ANTIFUOCO

In generale non è prevista la protezione antifluoco per apparecchiature/strutture in **cemento armato** (gonne per compressori/reattori e selle per scambiatori/accumulatori) e strutture in **cemento armato precompresso**.

Inoltre per strutture di supporto di apparecchiature orizzontali se l'altezza dei supporti da terra è inferiore ai 300 mm.

Si precisa che le gonne delle colonne e reattori e i supporti degli scambiatori, in aree di fuoco, sono di cemento armato.

In alternanza alla protezione passiva del fuoco, come protezione antifluoco per le strutture primarie verticali ed orizzontali e per le apparecchiature critiche posizionate nelle aree dove vi è presenza di liquidi e gas infiammabili, può essere utilizzata la protezione attiva (sistemi fissi antincendio), su tutte le strutture ove per motivi di spaziatura, l'impiego della protezione passiva risulta sconveniente.

B. Protezione da esplosioni

I punti dell'impianto dove maggiormente ci si possono attendere delle esplosioni sono le camere di combustione dei forni, che sono però opportunamente protette con portelle di scoppio idonee a sfogare la pressione che si genera per effetto dell'esplosione.



1.D.1.8 SISTEMI DI PREVENZIONE ED EVACUAZIONE IN CASO DI INCIDENTE

1.D.1.8.1 Descrizione dei sistemi di prevenzione e relativi interventi previsti in caso di incidente, comprese le misure per lo sfollamento.

La descrizione dei sistemi di prevenzione e relativi interventi previsti in caso di incidente, è riportata al corrispondente paragrafo del Volume I – Relazione Generale.

In allegato 1.D.1.11.6 al Volume I – Relazione Generale, è riportato l'indice del Piano di Emergenza.

Negli allegati 1.D.1.11.5A e 1.D.1.11.5B del Volume I – Relazione Generale, si riportano la planimetria con uscite e zone di sosta interne ed esterne, e le planimetrie indicanti i percorsi di evacuazione.

1.D.1.9 RESTRIZIONI PER L'ACCESSO ALL'IMPIANTO

1.D.1.9.1 Dispositivi, sistemi e/o procedure finalizzati ad impedire l'accesso all'interno della attività alle persone non autorizzate

Tali informazioni sono contenute al corrispondente paragrafo del Volume I – Relazione Generale.

1.D.1.9.2 Accesso area Impianti

La descrizione delle procedure di accesso area impianti di Raffineria è riportata al corrispondente paragrafo del Volume I – Relazione Generale.

1.D.1.10 MISURE CONTRO L'INCENDIO

1.D.1.10.1 Gli impianti, le attrezzature, l'organizzazione e la periodicità delle verifiche per la prevenzione e l'estinzione degli incidenti.

Per una descrizione dettagliata delle attrezzature e dell'organizzazione antincendio di Raffineria, si rimanda alla corrispondente voce del Volume I – Relazione Generale.

Di seguito viene riportato l'elenco dei sistemi fissi e mobili installati a protezione dell'impianto in oggetto.

A) Impianti idrici di raffreddamento

Sono installati impianti idrici di raffreddamento a protezione:

- ✓ delle passerelle porta cavi nella zona reazione e sala pompe dell'impianto FCC.
- ✓ delle apparecchiature HYD-R1, HYD-P1A/B, HYD-D4, HYD-E3, HYD-T1 della sezione “preparazione carica alchilazione”



B) Impianti fissi e mobili acqua e schiuma

L'impianto fisso a protezione delle apparecchiature dell'impianto FCC, costituito da:

- n° 2 monitori idroschiuma autoorientabili installati su K1-R1 e K1-R2; alimentati rispettivamente da premescolatore a spostamento di liquido PL26 e da automezzo antincendio,
- n° 1 monitore manuale idroschiuma installato su propria struttura nella zona accumulatori K1-D4, alimentato da mezzo antincendio;
- impianto fisso a protezione delle strutture e apparecchiature impianto FCC e V1, costituito da 10 anelli e alimentati: 5 sul lato nord da PL 41 (impianto FCC lato T2/V1) e 5 sul lato sud da PL 40 (impianto FCC lato Alchilazione);
- impianto fisso a protezione del sistema di lubrificazione del turboexpander costituito da tubazione ad anello con ugelli generatori di schiuma ed alimentato dal PL 26.
- Impianto fisso a protezione delle pompe GP40 e GP32

Sono presenti inoltre le seguenti attrezzature a schiuma:

	N° attrezzature schiuma	NOTE
	FCCU	
Monitori manuali carrellati	1	(1)
Carrelli schiumogeni	7	
Monitori auto orientabili	3	
Monitori manuali fissi	8	
Monitori a comando oleodinamico	-	

(1) Area FCC-V1

C) Impianti fissi a CO₂

A protezione del turboexpander nell'unità FCC è installato un impianto manuale a CO₂ del tipo localizzato.

D) Estintori

L'impianto in oggetto è dotato dei seguenti estintori:

	N° estintori	NOTE
	FCCU	
Portatili tipo P12	240	(1)
Carrellati tipo P100	20	
A doppio agente	1	

(1) Area FCC-V1



Dislocate nelle aree di ubicazione dell'impianto FCC sono inoltre presenti, in un numero adeguato, le seguenti attrezzature per la protezione personale:

- Coperte e/o tute antifiama
- Cassette portamaschere
- Cassette con tuta e autoprotettore
- Maschere antigas
- Filtri antigas
- Autoprotettore bibombola

Protezioni antincendio per la nuova sezione desolforazione benzine medie MCN

Sistema idrico della nuova sezione desolforazione benzine medie MCN

E' prevista l'installazione di una rete antincendio, chiusa ad anello attorno all'area di ubicazione della futura unità di desolforazione benzine medie MCN.

Il nuovo anello perimetrale acqua antincendio DN300 sarà derivato dalle due dorsali esistenti DN300 poste sui lati est ed ovest dell'impianto.

La nuova tubazione sarà valvolato in più punti al fine di consentire l'isolamento dei singoli tratti in caso di rotture accidentali o manutenzione programmata, senza mettere fuori servizio l'intera rete.

Al fine di predisporre l'installazione della rete antincendio dedicata alla nuova unità U800 allo stesso standard di dotazione della rete antincendio già esistente in raffineria, saranno posizionati, lungo le strade di confine, n° 5 idranti soprassuolo, con n° 2 attacchi UNI 70 e n° 1 UNI 125, dei quali n° 3 con monitore idrico montato in testa.

A piano terra saranno installati n° 4 naspi idrici con manichetta in gomma da 1", in grado di erogare acqua da utilizzare in caso di piccoli interventi antincendio o di pulizia.

Sistemi fissi di estinzione a miscela schiumogena

A protezione delle apparecchiature "critiche" della nuova sezione desolforazione benzine medie MCN saranno installati i seguenti sistemi di estinzione a schiuma

- ✓ N° 1 sistema fisso di estinzione a schiuma, a protezione dell'area pompe U 800-P-802 A/B, P-803 A/B e 804 A/B
- ✓ N° 1 sistema fisso di estinzione a schiuma a protezione dell'area area vessel e colonne D-802, D-803, D806, T-802 e E-803 A/B
- ✓ N° 1 sistema fisso di estinzione a schiuma a protezione dell'area scambiatori E801 A/B/C, E-802 A/B Luboil Consolle compressore MC-801

I sistemi fissi di estinzione a miscela schiumogena avranno una portata specifica non inferiore a 6,5 l/min m² di superficie in pianta da proteggere.



Al fine di alimentare i sistemi sopra descritti, sarà installata n° 1 stazione di miscelazione di tipo volumetrico, dimensionata per garantire l'alimentazione agli impianti fissi, nel caso più gravoso, per almeno 30 minuti.

La stazione avrà pertanto due serbatoi di capacità pari cadauno a 3500 l per un totale di 7000 l.

Il tipo di liquido schiumogeno impiegato sarà del tipo AFFF con percentuale di miscelazione pari al 6%.

L'attivazione dei sistemi a diluvio sarà di tipo automatico, su segnalazione del sistema rilevazione incendi. E' inoltre possibile l'attivazione dei suddetti sistemi mediante pulsante ubicato in campo in zona sicura, e/o da DCS in sala controllo impianti.

Sistemi fissi ad acqua nebulizzata

Il progetto prevede l'installazione di un impianto fisso a diluvio ad acqua nebulizzata caratterizzato da una portata specifica non inferiore a 20,4 l/min m² (superficie in pianta), a protezione del compressore U 800-MC-801.

L'attivazione del sistema sopra descritto sarà di tipo automatico su segnalazione del sistema rilevazione incendi. E' inoltre possibile l'attivazione dei suddetti sistemi mediante pulsante ubicato in campo in zona sicura, e/o da DCS in sala controllo impianti.

Barriere ad acqua

E' prevista l'installazione di barriere ad acqua nebulizzata a protezione forni U 800-F-801 e 802 e reattori R-801 e R-802. Le barriere saranno in grado di fornire, ad una pressione minima di 7 bar, una portata specifica pari a circa 40 l/min/m lineare.

L'attivazione delle barriere ad acqua sarà di tipo manuale, mediante pulsante ubicato in campo in zona sicura, e/o da DCS in sala controllo impianti.

In allegato 1.D.1.10 si riporta una planimetria con evidenziati i nuovi sistemi antincendio a protezione della nuova sezione desolforazione benzine medie da cracking.



1.D.1.10.2 Sistema di drenaggio

Per favorire il convogliamento ed il drenaggio verso il sistema fognario, le aree degli impianti sono pavimentate e dotate di opportuna pendenza, al fine di direzionare eventuali spandimenti accidentali verso i pozzetti di raccolta collegati alla rete fognaria oleosa.

Ai paragrafi 1.E.1.1.2 del Volume I- Relazione Generale, è riportata la descrizione del sistema fognario di Raffineria.

1.D.1.10.3 Quantità ed origine dell'acqua, quantità e tipo di schiumogeno, polveri e altri estinguenti

Si rimanda al corrispondente paragrafo del Volume I – Relazione Generale.

1.D.1.10.4 Certificato prevenzione incendi

Si rimanda al corrispondente paragrafo del Volume I – Relazione Generale.

1.D.1.10.5 Estinzione con gas inerte o spegnimento con vapore

Sono presenti sistemi fissi toroidali per erogazione vapore su alcune apparecchiature (scambiatori, flange e reattori ad alta temperatura).

In zona impianti esiste una rete di gas inerte, prodotto e fornito direttamente dal vicino stabilimento della AIR LIQUIDE, con possibilità di prelievo per usi di processo e di sicurezza.



1.D.1.11 SITUAZIONE DI EMERGENZA E RELATIVI PIANI

1.D.1.11.1 Dislocazione sala controllo, uffici e laboratori

In allegato 1.A.1.2.2 del Volume I – Relazione Generale, si riporta la planimetria generale della Raffineria con indicata l'ubicazione della Sala Controllo, Uffici e Laboratori.

1.D.1.11.2 Mezzi di comunicazione interni ed esterni utilizzabili in caso di emergenza

Per tali informazioni si rimanda a quanto descritto al corrispondente paragrafo del Volume I – Relazione Generale.

1.D.1.11.3 Servizi d'emergenza e presidi sanitari

Per tali informazioni si rimanda a quanto descritto al corrispondente paragrafo del Volume I – Relazione Generale.

1.D.1.11.4 Addestramento degli operatori e degli addetti all'attuazione dei piani di emergenza

Il programma di addestramento per gli operatori e per gli addetti all'attuazione dei piani di emergenza interni è strutturato in 2 fasi:

- Corso base per gli addetti alla squadra di sicurezza
- Corso pratico per pompieri facenti parte della squadra di primo intervento.

I programmi dei 2 corsi di addestramento sono riportati al paragrafo 1.D.1.11.4 del Volume I – Relazione Generale.

1.D.1.11.5 Vie di fuga

Gli impianti sono all'aperto ed accessibili da ogni lato, pertanto in caso di incendio e/o rilascio non esiste particolare problema di sfollamento.

Le unità di processo che si estendono in quota hanno scala di accesso a 45° e scale alla marinara di emergenza, inoltre molte apparecchiature sono collegate tramite passerelle.

Negli allegati 1.D.1.11.5/A e 1.D.1.11.5/B del Volume I – Relazione Generale si riportano, rispettivamente, la planimetria generale di Raffineria, con evidenziate le uscite e le zone di sosta interne ed esterne, previste dal Piano di Emergenza Interno, e le planimetrie con i percorsi di evacuazione previsti dal Piano di Emergenza Interno per ogni zona in cui è stata suddivisa la Raffineria stessa.

1.D.1.11.6 Piano di emergenza

In allegato 1.D.1.11.6 del Volume I – Relazione Generale, si riporta l'indice del Piano di Emergenza Interno.

1.D.1.11.7 Nome del responsabile della sicurezza

Per tali informazioni si rimanda a quanto descritto al corrispondente paragrafo del Volume I – Relazione Generale.



1.E.1 IMPIANTI DI TRATTAMENTO, SMALTIMENTO E ABBATTIMENTO

1.E.1.1 TRATTAMENTO E DEPURAZIONE REFLUI

1.E.1.1.1 Impianti di trattamento depurazione dei reflui installati

La descrizione degli impianti di trattamento acque di zavorra e meteoriche e acque di processo è riportata al corrispondente paragrafo del Volume I – Relazione Generale.

1.E.1.1.2 Caratteristiche della rete fognaria

La Raffineria è dotata di 2 reti fognarie:

- A) Rete fogna bianca/meteorica
- B) Rete fogna oleosa

La descrizione di tali sistemi fognari è riportata al corrispondente paragrafo del Volume I – relazione Generale.

1.E.1.2 SMALTIMENTO STOCCAGGIO RIFIUTI

Si rimanda al corrispondente paragrafo del Volume I – Relazione Generale.

1.E.1.3 IMPIANTI ABBATTIMENTO EFFLUENTI GASSOSI

La Raffineria dispone dei seguenti impianti di abbattimento:

- Blow Down (vedi Volume XVI– Servizi)
- DEA 1/2/3 (vedi Volume XI – Impianti di lavaggio DEA 1/2/3)
- Recupero zolfo Z2/3/4 e incenerimento gas di coda impianti Z2/3/4 (vedi Volume XIII – Impianti zolfo)
- Riduzione/neutralizzazione HF (vedi paragrafo 1.E.1.2 – Volume I – Relazione Generale)
- Strippaggio acque acide SWS 1/2/3 (vedi Volume XII – Impianti di strippaggio acque acide)
- Rete fuel gas di Raffineria (vedi Volume XVI – Servizi)

1.F.1 MISURE ASSICURATIVE

Per tali informazioni si rimanda al corrispondente paragrafo del Volume I – Relazione Generale.