



**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 XIII**

**IMPIANTI ZOLFO  
Z2, Z3, Z4**

**Aggiornamento Ottobre 2005**

Il presente documento è composto da n° 88 pagine, progressivamente numerate e da n° 12 allegati.

**Emissione** : 01  
**Data** : Ottobre 2005  
**Commessa** : 22135  
**Documento** : 04RS22135  
**File** : 22135-13-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 XIII

<b>1.A.1</b>	<b>DATI IDENTIFICATIVI E UBICAZIONE DELLA RAFFINERIA .....</b>	<b>9</b>
<b>1.A.1.1</b>	DATI GENERALI .....	9
<b>1.A.1.2</b>	LOCALIZZAZIONE E IDENTIFICAZIONE DELLA RAFFINERIA .....	10
<b>1.B.1</b>	<b>INFORMAZIONI RELATIVE ALL'IMPIANTO .....</b>	<b>11</b>
<b>1.B.1.1</b>	STRUTTURA ORGANIZZATIVA.....	11
<b>1.B.1.2</b>	DESCRIZIONE DELLE ATTIVITÀ.....	11
<b>1.B.1.3</b>	ANALISI PRELIMINARE PER INDIVIDUARE LE AREE CRITICHE DELL'ATTIVITÀ INDUSTRIALE .....	28
<b>1.C.1</b>	<b>SICUREZZA DELL'IMPIANTO .....</b>	<b>33</b>
<b>1.C.1.1</b>	SANITÀ E SICUREZZA DELL'IMPIANTO .....	33
<b>1.C.1.2</b>	REAZIONI INCONTROLLATE .....	34
<b>1.C.1.3</b>	DATI METEOROLOGICI E PERTURBAZIONI GEOFISICHE, METEOMARINE E CERAUNICHE .....	34
<b>1.C.1.4</b>	INTERAZIONE CON ALTRI IMPIANTI .....	34
<b>1.C.1.5</b>	ANALISI DELLA SEQUENZA DEGLI EVENTI INCIDENTALI.....	35
<b>1.C.1.6</b>	STIMA DELLE CONSEGUENZE DEGLI EVENTI INCIDENTALI.....	59
<b>1.C.1.7</b>	DESCRIZIONE DELLE PRECAUZIONI ASSUNTE PER PREVENIRE GLI INCIDENTI.....	69
<b>1.C.1.8</b>	PRECAUZIONI PROGETTUALI E COSTRUTTIVE .....	72
<b>1.C.1.9</b>	SISTEMI DI RILEVAMENTO .....	75
<b>1.D.1</b>	<b>SITUAZIONI CRITICHE, CONDIZIONI DI EMERGENZA E RELATIVI APPRESTAMENTI .....</b>	<b>75</b>
<b>1.D.1.1</b>	SOSTANZE EMESSE IN CONDIZIONI ANOMALE DI FUNZIONAMENTO ED IN CASO DI INCIDENTI .....	76
<b>1.D.1.2</b>	EFFETTI INDOTTI SU IMPIANTO AD ALTO RISCHIO DA INCENDIO O ESPLOSIONE .....	76
<b>1.D.1.3</b>	SISTEMI DI CONTENIMENTO ADOTTATI PER CONTENERE LE FUORIUSCITE DELLE SOSTANZE INFIAMMABILI.....	80
<b>1.D.1.4</b>	MANUALI OPERATIVI.....	80
<b>1.D.1.5</b>	SEGNALETICA DI EMERGENZA.....	80
<b>1.D.1.6</b>	FONTI DI RISCHIO MOBILI.....	80
<b>1.D.1.7</b>	MISURE PER EVITARE EVENTI CATASTROFICI .....	81
<b>1.D.1.8</b>	SISTEMI DI PREVENZIONE ED EVACUAZIONE IN CASO DI INCIDENTE .....	83
<b>1.D.1.9</b>	RESTRIZIONI PER L'ACCESSO ALL'IMPIANTO.....	83
<b>1.D.1.10</b>	MISURE CONTRO L'INCENDIO.....	84
<b>1.D.1.11</b>	SITUAZIONE DI EMERGENZA E RELATIVI PIANI.....	86
<b>1.E.1</b>	<b>IMPIANTI DI TRATTAMENTO, SMALTIMENTO E ABBATTIMENTO .....</b>	<b>88</b>
<b>1.E.1.1</b>	TRATTAMENTO E DEPURAZIONE REFLUI.....	88
<b>1.E.1.2</b>	SMALTIMENTO STOCCAGGIO RIFIUTI.....	88
<b>1.E.1.3</b>	IMPIANTI ABBATTIMENTO EFFLUENTI GASSOSI.....	88
<b>1.F.1</b>	<b>MISURE ASSICURATIVE.....</b>	<b>88</b>



## ALLEGATI

- Allegato 1.A.1.2.2** Stralcio planimetrico Raffineria
- Allegato 1.A.1.2.3** Rappresentazioni fotografiche impianti di processo
- 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** Schemi di flusso semplificati
- 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** Alberi di guasto
- Allegato 1.C.1.5.3** Procedure per mancanza utilities
- 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 antincendio area di ubicazione sezione trattamento gas di coda (TGTU1-2 / DEA4)



## 1. INTRODUZIONE

Il presente Volume costituisce l'aggiornamento del Rapporto di Sicurezza della Raffineria SARAS – Volume XIII – Impianti Zolfo: Z-2, Z-3 e Z-4, ai sensi del D. Lgs. 334/99 – Art. 8.

Di seguito si riportano una tabella in cui si descrivono le modifiche effettuate agli impianti Zolfo ed i progetti già approvati dalle autorità competenti, in corso di esecuzione 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**

IMPIANTI	DESCRIZIONE MODIFICHE	ITER AUTORIZZATIVO
Z-2, Z-3, Z-4	Unità di trattamento del gas di coda in uscita dalle sezioni Claus degli impianti TGTU 1 e 2 ed assorbimento amminico H <sub>2</sub> S DEA 4 (modifica presentata nel settembre 2005).	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		
<b>IMPIANTO Z2</b>					
89 – Reazione	0,36	Lieve	0,36	Lieve	Nessuna variazione
90 – Stoccaggio liquido	0,12	Lieve	0,12	Lieve	
<b>IMPIANTO Z3</b>					
109 – Accumulo carica	1,46	Lieve	1,46	Lieve	Nessuna variazione
110 – Forno e 1° condensatore	3,46	Lieve	3,46	Lieve	
111 – Reazione e condensazione	0,51	Lieve	0,51	Lieve	
112 – Raccolta zolfo	0,45	Lieve	0,45	Lieve	
113 – Inceneritore	4,11	Lieve	4,11	Lieve	
114 – Raccolta zolfo liquido	10,67	Lieve	10,67	Lieve	
115 – Stoccaggio zolfo liquido (PIT)	0,21	Lieve	0,21	Lieve	
116 – Scagliettrice	0,49	Lieve	0,49	Lieve	
117 - Stoccaggio zolfo solido	386,43	Moderato	386,43	Moderato	
<b>IMPIANTO Z4</b>					
123 – Accumulo carica	1,85	Lieve	1,85	Lieve	Nessuna variazione
124 – Forno e 1° condensatore	3,83	Lieve	3,66	Lieve	
125 – Reazione e condensazione	0,72	Lieve	0,72	Lieve	
126 – Raccolta zolfo	0,57	Lieve	0,57	Lieve	
127 – Inceneritore	3,28	Lieve	3,28	Lieve	
128 – Stoccaggio Zolfo liquido	10,67	Lieve	10,67	Lieve	
129 – Stoccaggio zolfo liquido (PIT)	0,21	Lieve	0,21	Lieve	
130 – Scagliettrice	0,49	Lieve	0,49	Lieve	
131 - Stoccaggio zolfo solido	386,43	Moderato	386,43	Moderato	
<b>SEZIONI COMUNI</b>					
131 b) Unità TGTU 1	--	--	3,46	Lieve	Desunte da NNA elaborata per il progetto relativo all'installazione di una nuova sezione trattamento gas di coda (Doc. Tecsa n° 05RS23164 – Agosto 2005)
131 c) Unità TGTU 2	--	--	3,46	Lieve	
131 e) Unità DEA4	--	--	3,35	Lieve	



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

Ipotesi	Frequenza di accadimento		NOTE
	RdS 2000	RdS 2005	
<b>IMPIANTO PRODUZIONE ZOLFO Z2</b>			
1) Esplosione interna in camera di combustione per presenza di miscela esplosiva in camera di combustione forno a seguito spegnimento dei bruciatori e mancata intercettazione gas forno F1	$\ll 10^{-6}$	$< 10^{-6}$	Utilizzo banca dati aggiornata (Exida)
2) Sovratemperatura per eccesso di ossigeno e chiusura bypass gas freddo forno F1	$\ll 10^{-6}$	$\ll 10^{-6}$	
3) Sovratemperatura generatore di vapore Z2-F1 per mancanza acqua da Z2-E8	$\ll 10^{-6}$	$< 10^{-6}$	
<b>IMPIANTO PRODUZIONE ZOLFO Z3</b>			
1) Esplosione interna in camera di combustione per presenza di miscela esplosiva in camera di combustione forno a seguito spegnimento dei bruciatori e mancata intercettazione gas forno Z3-F3	$\ll 10^{-6}$	$< 10^{-6}$	Utilizzo banca dati aggiornata (Exida)
2) Sovratemperatura per eccesso di ossigeno e chiusura bypass gas freddo forno Z3-F3	$\ll 10^{-6}$	$\ll 10^{-6}$	
3) Sovrapressione in camera di combustione forno Z3-F3	$< 10^{-6}$	$< 10^{-6}$	
<b>IMPIANTI PRODUZIONE ZOLFO Z2, Z3 E Z4</b>			
1a) Perdita significativa per rottura casuale tubazione linea di gas acido in ingresso al bruciatore	$3,55 \cdot 10^{-5}$	$3,55 \cdot 10^{-5}$	Utilizzo banca dati aggiornata (Exida)
1b) Rottura catastrofica per rottura casuale tubazione linea di gas acido in ingresso al bruciatore	$1,18 \cdot 10^{-6}$	$1,18 \cdot 10^{-6}$	
2) Perdita significativa da accoppiamento flangiato su linea gas acido/ossigeno	$1,36 \cdot 10^{-3}$	$1,36 \cdot 10^{-3}$	



Ipotesi	Frequenza di accadimento		NOTE
	RdS 2000	RdS 2005	
<b>SEZIONI COMUNI TRATTAMENTO GAS DI CODA TGTU 1 E 2, DEA 4</b>			
1) Reattore Incremento di temperatura reattore TGT1/2-R1	--	$6,3 \cdot 10^{-5}$	Ipotesi desunte da NNA per installazione nuova sezione trattamento gas di coda TGTU (Doc. Tecsa n° 05RS23164 – Agosto 2005)
2) Sovratemperatura Colonna di quench TGT1/2-T1; colonna di assorbimento amminico TGT1/2-T2	--	$< 10^{-6}$	
3) Sovratemperatura colonna di assorbimento amminico TGT1/2-T2	--	$< 10^{-6}$	
4) Sovrapressione Colonna di quench TGT1/2-T1	--	$< 10^{-6}$	
5) Sovrapressione Colonna di assorbimento amminico TGT1/2-T2	--	$< 10^{-6}$	
6) Spegnimento inceneritori Z3-F2, Z4-F2	--	$< 10^{-6}$	
7) Sovrapressione Accumulatore D4-D2, colonna rigenerazione ammina D4-T1	--	$< 10^{-6}$	
8) Arrivo di ammina ai bruciatori Forni Claus Impianti Z2/3/4	--	$< 10^{-6}$	
9) Perdita significativa di gas acido da accoppiamento flangiato	--	$1,6 \cdot 10^{-3}$	
10 Rottura casuale linea H <sub>2</sub> S da D4-D2 a Forni Claus	--	$6,6 \cdot 10^{-6}$	
10 Rottura causale Linea tail gas da inceneritori a TGTU 1	--	$6,6 \cdot 10^{-6}$	
10 Rottura causale Linea tail gas da inceneritori a TGTU 2	--	$6,6 \cdot 10^{-6}$	





## **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**

Gli impianti oggetto del presente Rapporto di Sicurezza, denominati Impianti Zolfo Z-1, Z-2 e Z-3, sono 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 - Impianti Zolfo Z1-Z2-Z3

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 degli impianti Zolfo è stata effettuata dalle seguenti Società:

Impianto Z2 - COMING  
Impianto Z3/Z4 - TECHINT

#### **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 degli impianti Z1, Z2 e Z3.

### **1.A.1.2.3 Piante e sezioni della raffineria**

Per le rappresentazioni planimetriche degli impianti Zolfo Z1, Z2 e Z3, si rimanda all'allegato 1.D.1.2.1 del presente Volume, in cui vengono riportate le planimetrie degli impianti stessi con la rappresentazione grafica degli scenari incidentali.

In allegato 1.A.1.2.3 al presente Volume, è riportata la rappresentazione fotografica degli impianti Zolfo.



## **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**

Gli impianti Zolfo fanno 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 della Area Produttiva Distillazione e Desolforazione

#### **1.B.1.1.2 Entità del personale**

In allegato 1.B.1.1.1 del presente volume è riportato l'organigramma dell'Area Produttiva 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**

L'impianto in oggetto è ubicato 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 degli impianti Zolfo, sulla base dei quantitativi di sostanze pericolose<sup>1</sup> effettivamente presenti negli stessi.

---

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



Impianto	Sostanze pericolose presenti	Quantità massima (t)	Soglia Art. 6/7 (t)	Soglia Art. 8 (t)	Assoggettabilità per sostanza: Art. 6/7 – Art. 8	Assoggettabilità impianto: Art. 6/7 – Art. 8
Z2	1 - Molto tossiche	0,0225	5	20	--	ESENTE
Z3	1 - Molto tossiche	0,2291	5	20	--	ESENTE
	8 – Estremamente infiammabili	0,002	10	50	--	
Z4	1 - Molto tossiche	0,2291	5	20	--	ESENTE
	8 – Estremamente infiammabili	0,002	10	50	--	
Nuova sezione trattamento gas di coda	1 - Molto tossiche	0,07	5	20	--	ESENTE

Di seguito si riporta una descrizione dettagliata degli impianti Zolfo Z2, Z3 e Z4.

#### UNITA' PRODUZIONE ZOLFO 2 - Z2

L'impianto ha la potenzialità di 90 t/g di zolfo partendo da una carica di 3300 Nm<sup>3</sup>/h di gas acido avente una concentrazione di H<sub>2</sub>S pari al 79,6% molare. Gli impianti Zolfo possono utilizzare aria nella fase di combustione oppure aria arricchita di ossigeno: in questo secondo caso si ha un incremento della capacità produttiva dell'impianto.

Il processo Claus si basa sulla parziale ossidazione dell'H<sub>2</sub>S in SO<sub>2</sub>. Questa di seguito reagisce con i restanti due terzi di H<sub>2</sub>S, in presenza di un catalizzatore, per formare zolfo e vapore d'acqua.

Nell'unità in esame sono utilizzati tre stadi catalitici di conversione e, ad ogni stadio, i vapori di zolfo sono poi condensati a zolfo liquido tramite condensatori ad acqua, al fine di aumentare il grado di conversione della reazione.

Lo zolfo liquido viene dapprima stoccato, poi raffreddato e ridotto in scaglie in apposite scagliettrici e successivamente stoccato in silos.

L'impianto, è costituito da due sezioni:

- Reazione;
- Stoccaggio.



## 1. Sezione di Reazione

Il gas acido, proveniente dalle unità lavaggio DEA e dall'unità di strippaggio acque acide SWS, entra nel separatore Z2-D-5 e Z2-D-21, dove vengono abbattuti eventuali trascinalenti di liquido che potrebbero danneggiare il refrattario della camera di combustione o deattivare il catalizzatore. L'alto livello del liquido all'interno dei K.O. drum aziona una valvola on-off che permette di inviare il liquido rispettivamente a blow-down e all'impianto SWS.

Il gas acido proveniente dai separatori Z2-D-5 e Z2-D-21, si combina e fluisce dapprima al bruciatore ad ossigeno del forno reattore Z2-F1 e successivamente alla camera di reazione principale. L'aria di combustione viene inviata ai bruciatori tramite le soffianti Z2-AF-1.

Le reazioni che avvengono sono quelle descritte nel precedente paragrafo.

La grande quantità di gas acido inviata al bruciatore permette di mantenere la temperatura della camera di combustione al di sotto della temperatura di progetto ( $1700 \div 1760^{\circ}\text{C}$ ) del materiale refrattario presente nella stessa. I prodotti di combustione, che si sono formati nel 1° e nel 2° stadio del forno-reattore, vengono inviati nella caldaia annessa dove i gas di processo sono raffreddati con contemporanea produzione di vapore d'acqua a media pressione ( $12 \text{ kg/cm}^2$ ).

Il gas di reazione passa quindi nel primo condensatore Z2 E-8 dove lo zolfo liquido si separa dalla massa gassosa e fluisce per caduta nella vasca di raccolta Z2 D-7.

Per ottenere una resa di conversione del 97-98% dell'acido solfidrico in zolfo elementare i gas di processo vengono inviati in tre stadi di conversione catalitica.

I gas in uscita da Z2-E-8, vengono ulteriormente riscaldati e combusti nel secondo bruciatore Z2 F-2, previa aggiunta di H<sub>2</sub>S dalla stessa linea di carica all'F-1.

La temperatura dei gas in uscita dalla camera di miscelazione del primo riscaldatore è regolata, mediante un controllore di temperatura, in funzione della variazione del flusso di gas acido in ingresso al bruciatore.

I gas di processo così riscaldati, fluiscono nel primo convertitore (Z2-R-1) dove avviene la conversione catalitica dell'idrogeno solforato e dell'anidride solforosa in zolfo. Poiché il calore generato è direttamente proporzionale alla quantità di zolfo convertita, in questo stadio si ha un notevole incremento di temperatura ( $\approx 70^{\circ}\text{C}$ )

In uscita da Z2-R-1, si ottiene zolfo allo stato di vapore e una certa quantità di gas che non hanno ancora reagito.

La separazione fra zolfo e gas avviene nel secondo condensatore Z2-E-9, dove lo zolfo condensa e viene trasferito nella vasca Z2 D-7, mentre i gas vanno al terzo bruciatore Z2-F-3.

Dal lato mantello dello Z2 E-9 si recupera calore, producendo vapore a bassa pressione ( $3,5 \text{ kg/cm}^2$ ).

Dal terzo bruciatore Z2-F-3 i gas passano nel secondo stadio Z2-R-2 del convertitore; completano pressoché per intero la reazione di formazione dello zolfo e fluiscono quindi nel terzo condensatore Z2-E-10.

Lo zolfo condensato fluisce in Z2-D7, mentre i gas, previo riscaldamento nello scambiatore Z2-F-4, passano nel terzo stadio di reazione Z2-R-3 del convertitore catalitico, raggiungendo una conversione del 97,5%.

I gas fluiscono nel condensatore Z2-E-12, da dove lo zolfo prodotto viene inviato nella vasca di raccolta Z2-D-7, ed i gas ancora presenti ad un inceneritore.



Fanno parte dell'impianto anche il preriscaldatore d'acqua alimento caldaia Z2 E-11, dal quale l'acqua è inviata al terzo condensatore Z2 E-10 e l'accumulatore Z2 D-6, che raccoglie gli spurghi di vapore della caldaia.

## 2. *Stoccaggio zolfo liquido*

Dalla vasca di raccolta Z2-D7 lo zolfo liquido è inviato, mediante le pompe Z2-P-4 A/B ad un serbatoio di stoccaggio di zolfo liquido ed al sistema di solidificazione e scagliettamento.

Il serbatoio di stoccaggio è dotato di opportuno sistema di riscaldamento per mantenere lo zolfo a temperatura superiore alla temperatura di solidificazione.

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

La scagliettatrice è in pratica un nastro trasportatore dove la pellicola di zolfo liquido viene raffreddato, solidificato e reso in scaglie.

Lo zolfo in scaglie viene trasportato in cima a una batteria di silos che costituisce lo stoccaggio dello zolfo solido e dai quali viene prelevato direttamente con camion per essere commercializzato.

## UNITA' PRODUZIONE ZOLFO3 e ZOLFO 4 (Z3/Z4)

Gli impianti di recupero zolfo Z3 e Z4 praticamente simili tra loro, attualmente hanno una capacità produttiva di 200 tonnellate/giorno di zolfo. L'utilizzo di aria arricchita in ossigeno comporta un incremento di produzione per ciascuno dei due impianti.

I due impianti sono alimentati con gas acido proveniente:

- dalle unità di lavaggio gas combustibile (DEA);
- dall'impianto di trattamento acque acide (SWS) contenenti ammoniaca.

La combustione di questa particolare corrente contenente ammoniaca, viene condotta ad alta temperatura, allo scopo di annullare l'emissione di ossidi di azoto (NO<sub>x</sub>).

- il primo stadio consiste in una combustione parziale, stechiometricamente controllata, dell'H<sub>2</sub>S in SO<sub>2</sub> e vapore d'acqua in una camera di combustione pressurizzata;
- il secondo stadio si basa sulla reazione di Claus che permette, tramite un opportuno catalizzatore (allumina), la reazione dell'H<sub>2</sub>S non ancora reagito con l'SO<sub>2</sub> proveniente dal primo stadio di reazione, dando luogo a zolfo e vapore d'acqua.



Il gas acido, proveniente dalle unità lavaggio DEA e dall'unità di strippaggio acque acide SWS, entra nel separatore Z3 (Z4)-D-1 e Z3 (Z4)-D-8, dove vengono abbattuti eventuali trascinalenti di liquido che potrebbero danneggiare il refrattario della camera di combustione o deattivare il catalizzatore. L'alto livello del liquido all'interno dei K.O. drum va ad aprire una valvola on-off ed aziona una pompa (Z3/Z4-P-1 A/B) che permette di inviare il liquido a blowdown.

Il gas acido proveniente dai separatori Z3 (Z4)-D-1 e Z3 (Z4)-D-8, si combina e fluisce dapprima al bruciatore ad ossigeno del forno reattore Z3-F-1 (Z4-F-1) e successivamente alla camera di reazione principale.

L'aria di combustione viene inviata ai bruciatori tramite le soffianti Z3 (Z4)-C-1 A/B.

Una quota della miscela di gas acido e di gas da SWS viene alimentata direttamente al bruciatore, mentre la rimanente quota di H<sub>2</sub>S è alimentata alla camera di combustione principale situata a valle del bruciatore del forno: ciò al fine di aumentare la temperatura sul bruciatore in modo da ridurre l'NO<sub>x</sub> sviluppato.

Le reazioni che avvengono sono quelle descritte nel precedente paragrafo.

Le temperature sono controllate dai rapporti stechiometrici dei gas impiegati.

I prodotti di combustione, che si sono formati nel forno-reattore, vengono inviati nella caldaia annessa WHB Z3 (Z4)-B-1 dove i gas di processo sono raffreddati con contemporanea produzione di vapore d'acqua ad alta pressione (25 kg/cm<sup>2</sup>).

Il gas di reazione passa quindi nel primo condensatore Z3 (Z4)-E-1 dove lo zolfo liquido si separa dalla massa gassosa ed inviato all'accumulatore D5, quindi, di qui, mediante la Z3 (Z4)-P-2 A/B allo stoccaggio; nel mantello del 1° condensatore si genera vapore a bassa pressione.

Per ottenere una resa di conversione del 97-98% dell'acido solfidrico in zolfo elementare i gas di processo vengono inviati in tre stadi di conversione catalitica.

I gas in uscita da Z3 (Z4)-E-1, vengono ulteriormente riscaldati fino a 300°C attraverso l'"hot gas by-pass" (HGBP) affinché avvenga la conversione catalitica. Il sistema "by-pass caldo" (HGBP), che utilizza una corrente ad alta temperatura (ca. 800 °C).

I gas di processo così riscaldati, fluiscono nel primo convertitore Z3 (Z4)-R-1 dove avviene la conversione catalitica dell'idrogeno solforato e dell'anidride solforosa in zolfo. Poiché il calore generato è direttamente proporzionale alla quantità di zolfo convertita, in questo stadio si ha un notevole incremento di temperatura (ca. 70 °C).

I gas in uscita dal primo convertitore passano nello scambiatore gas/gas Z3 (Z4)-E-2, in un secondo condensatore Z3 (Z4)-E-3 e di nuovo nello scambiatore gas/gas, prima di entrare nel secondo convertitore Z3 (Z4)-R-2. Questo secondo stadio è del tutto simile al primo, tuttavia essendo le quantità dei prodotti contenenti zolfo inferiori a quelle del primo stadio, l'aumento di temperatura risulta essere inferiore (ca. 20 °C).

I gas di processo in uscita dal secondo convertitore vengono ulteriormente raffreddati nel terzo condensatore Z3 (Z4)-E-4 con produzione di vapore a bassissima pressione, che viene successivamente condensato in Z3 (Z4)-E-9.



I gas di processo in uscita da quest'ultimo condensatore passano attraverso il terzo stadio catalitico, il riscaldatore Z3 (Z4)-E-6, il terzo convertitore Z3 (Z4)-R-3 e l'ultimo condensatore Z3 (Z4)-E-5.

Lo zolfo condensato, contenente circa 250-300 ppm in peso di H<sub>2</sub>S, viene inviato nell'accumulatore Z3 (Z4)-D-5 e da qui, mediante la pompa Z3 (Z4)-P-2 A/B ad un serbatoio di stoccaggio a tetto fisso. Da qui può essere inviato alle scagliettatrici dove viene raffreddato sotto forma di lamina su nastro di acciaio e frantumato in scaglie successivamente convogliate in appositi silos.

Le piccole quantità di H<sub>2</sub>S (ppm) ancora presenti alla fine dei 3 stadi catalitici, vengono convogliate ad un forno inceneritore, ove si trasformano completamente in SO<sub>2</sub>, evitando così emissioni di H<sub>2</sub>S all'atmosfera.

La temperatura della camera di combustione dell'inceneritore è mantenuta ad 540 °C (miscela fuel gas/aria).

Per il preriscaldamento del tail gas è predisposto un economizzatore Z3 (Z4)-E-7 prima dell'ingresso nell'inceneritore. Il flusso gassoso in uscita dall'economizzatore è scaricato in atmosfera.

#### TUBAZIONE OSSIGENO DA COMPLESSO IGCC A IMPIANTI RECUPERO ZOLFO

Per garantire l'alimentazione con ossigeno dei bruciatori dei forni reattori degli impianti di recupero zolfo, è installata una linea di trasferimento ossigeno.

L'ossigeno gassoso è fornito dall'Impianto IGCC della Raffineria, mediante una linea avente diametro DN 150 (6") che segue un percorso fuori terra, dal limite batteria IGCC fino al limite batteria degli Impianti Zolfo.

La tubazione di ossigeno gassoso, è posta su rack, in posizione tale da garantire un'adeguata spaziatura rispetto alle altre tubazioni di trasferimento prodotti. Infatti, la tubazione di ossigeno è posta all'ultimo livello del rack, in modo tale da sovrastare le altre tubazioni contenenti idrocarburi liquidi, sul supporto che sostiene le linee di zolfo liquido. In tale modo la linea dell'ossigeno risulta protetta da possibili urti accidentali con mezzi mobili.

La tubazione in oggetto, completamente saldata, è realizzata in acciaio inox, contenuta all'interno di una seconda tubazione, in acciaio al carbonio, avente lo stesso rating della tubazione interna.

L'intercapedine tra le due tubazioni è polmonato con azoto ed inoltre sono installati pressostati per la rivelazione dell'incremento di pressione in caso di perdita di ossigeno dalla tubazione interna. Tali pressostati forniscono segnale di allarme in sala controllo.

Per l'intercettazione rapida di una eventuale perdita di ossigeno, la linea è dotata di valvole di intercettazione telecomandate, attuabili da sala controllo impianti, oppure su segnale dei sistemi di controllo e blocco che intervengono per bassa pressione/bassa portata sulla linea.

In allegato 1.B.1.2/b si riporta lo schema di flusso semplificato relativo agli impianti Z2, Z3 e Z4.





## DESCRIZIONE DELLA NUOVA SEZIONE TRATTAMENTO GAS DI CODA

La Società Saras ha in progetto la realizzazione di una nuova unità (TGTU1-2 / DEA4) per il trattamento del gas di coda verso gli inceneritori degli impianti zolfo.

L'installazione della TGTU ha lo scopo di elevare il rendimento di conversione dell'intero impianto recupero zolfo (Z2/Z3/Z4).

Infatti, il gas che prima veniva inviato all'inceneritore (tail gas), sarà diretto alla sezione trattamento gas di coda dove l' $\text{SO}_2$  ancora presente viene convertita cataliticamente in  $\text{H}_2\text{S}$  per renderne possibile la separazione dal gas mediante assorbimento in una soluzione amminica.

L'idrogeno necessario per la riconversione dell' $\text{SO}_2$  è contenuto nella miscela stessa di gas proveniente dal corpo principale dell'impianto di recupero zolfo (contenente principalmente  $\text{SO}_2$ ,  $\text{H}_2$  e  $\text{H}_2\text{S}$ ).

La quantità di  $\text{H}_2$  risulta essere sufficiente per far sì che si verifichino le reazioni descritte al precedentemente.

E' comunque prevista l'installazione di una nuova linea di alimentazione  $\text{H}_2$ , nel caso in cui la quantità dello stesso presente nella miscela non fosse sufficiente a garantire il completamento delle reazioni.

La miscela di gas di coda proveniente dai reattori Claus degli impianti Z2/3/4 viene riscaldata a  $280^\circ\text{C}$  negli scambiatori TGT1/2-E-1A/B, e quindi è alimentata al reattore catalitico TGT1/2-R1.

Qui avviene la conversione dei composti solforati presenti in  $\text{H}_2\text{S}$ , secondo le reazioni di idrogenazione ed idrolisi descritti nel precedente paragrafo.

In considerazione dell'esotermicità delle reazioni, la temperatura in uscita dal reattore è di circa  $310^\circ\text{C}$ .

Il gas in uscita dal reattore (TGT1/2-R-1) viene raffreddato a  $175^\circ\text{C}$  nello scambiatore TGT1/2-E-2, producendo vapore a bassa pressione, quindi è alimentato alla colonna di quench TGT1/2-T1, dove viene ulteriormente raffreddato a  $42^\circ\text{C}$  per contatto diretto con acqua.

L'acqua di raffreddamento viene ricircolata dal fondo alla testa della colonna attraverso le pompe TGT1/2-MP-1/S, previo raffreddamento nell'aircooler TGT1/2-EA-1, quindi nello scambiatore a piastre TGT1/2-E3.

L'acqua viene inoltre parzialmente filtrata nel filtro TGT1/2-S1 installato a valle della pompa di circolazione.

Allo scopo di prevenire eventuali fenomeni di corrosione, sulla linea di circolazione dell'acqua di raffreddamento in alimentazione alla colonna di quench viene iniettato un inibitore di corrosione.



Dalla testa colonna di quench, lo stream gassoso è inviato alla colonna di assorbimento mediante il blower TGT1/2-MC-1.

Qui l'H<sub>2</sub>S presente nel gas viene assorbito dalla soluzione amminica alimentata nella parte alta della colonna in controllo di portata.

Il gas in uscita dalla testa della colonna di assorbimento TGT1/2-T2 (off-gas), prima di essere scaricato in atmosfera viene bruciato nell'inceneritore.

La soluzione amminica ricca uscente dal fondo colonna TGT1/2-T2, viene inviata, mediante le pompe TGT1/2-MP-2/S all'unità di rigenerazione amminica DEA4, unitamente allo stream di ammina ricca proveniente dall'assorbitore DN-8 dell'impianto di distillazione sottovuoto V1.

L'ammina ricca, previo riscaldamento negli scambiatori D4-E1-A/B/C in controcorrente con l'ammina rigenerata, è alimentata alla colonna di rigenerazione D4-T1; qui l'H<sub>2</sub>S presente nell'ammina viene strippato con vapore.

I vapori in uscita dalla testa colonna D4-T1 sono condensati nell'air cooler D4-EA-2 e nello scambiatore D4-E6, quindi sono alimentati nell'accumulatore di testa D4-D2. I gas acidi che si separano nel D4-D2 sono alimentati alla sezione di reazione – Claus degli impianti Z2/3/4.

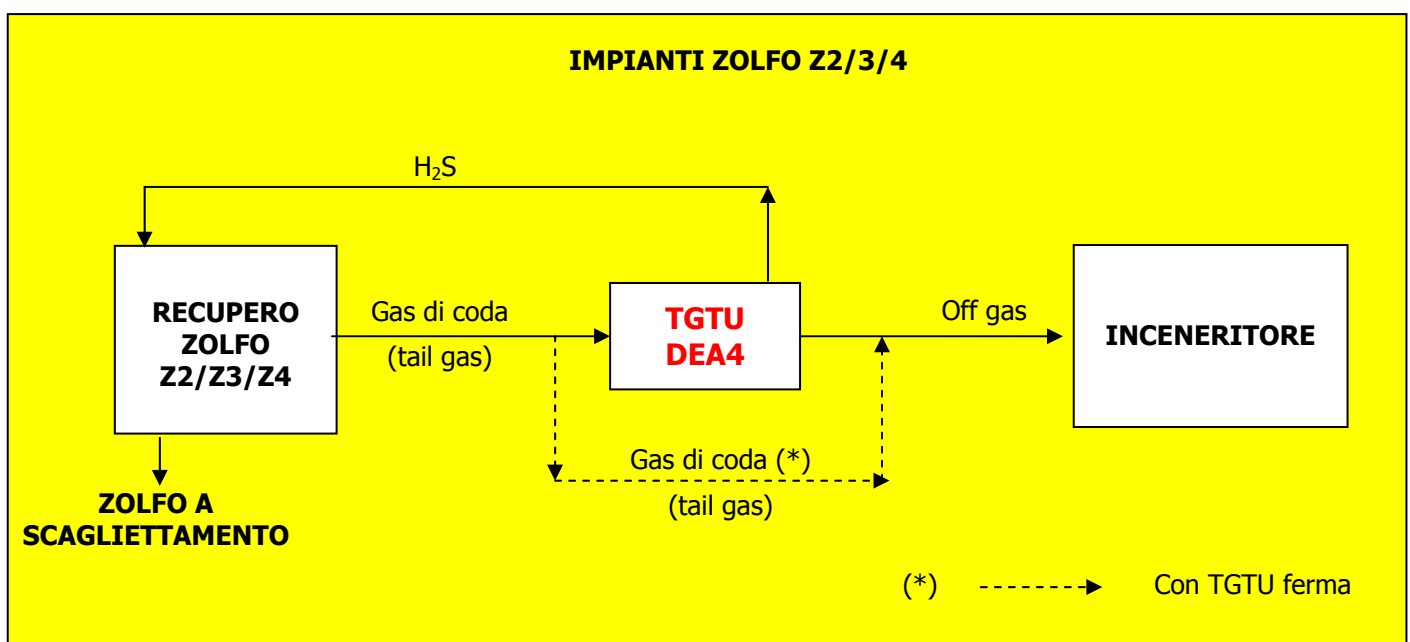
La fase liquida in uscita dal D4-D2 viene parzialmente riflussata in colonna mediante le pompe D4-MP2/S, mentre la restante quota parte è inviata agli impianti SWS.

L'ammina rigenerata in uscita dal fondo colonna D4-T1 è alimentata alle colonne di assorbimento dell'H<sub>2</sub>S, mediante le pompe D4-MP-1/S, previo raffreddamento negli scambiatori E-1 A/B/C, D4-EA4 e D4-E7.

E' inoltre prevista la possibilità di alimentare alla colonna D4-T1 l'ammina ricca proveniente dalle colonne di assorbimento dell'impianto Mild hydrocracking MHC2, in caso di fermata dell'impianto DEA3.



Di seguito si riporta lo schema degli impianti Z2/3/4 e della unità TGTU1-2 e DEA4 di prossima realizzazione.





### 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 è 313 E - Industria dei derivati del petrolio.

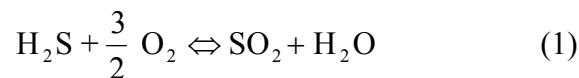
### 1.B.1.2.3 Tecnologia di base adottata

#### Recupero zolfo Z2/3/4

L'ingegneria di base per l'adeguamento degli impianti di recupero zolfo della Raffineria Saras è stata sviluppata dalla Società PARSONS ENERGY & CHEMICALS GROUP, Brentford (Inghilterra).

Il processo utilizzato per il recupero dello zolfo è quello Claus; a questo si unisce la tecnologia "Parson Oxygen Enrichment" che permette di utilizzare, in un processo classico come il Claus, aria di combustione arricchita in ossigeno con un conseguente miglioramento della capacità produttiva dell'impianto stesso e minore formazione di ossidi di azoto NO<sub>x</sub>.

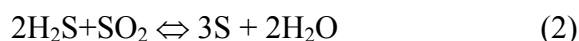
Al fine di ottenere il massimo grado di conversione dell'H<sub>2</sub>S presente in zolfo elementare, è di fondamentale importanza il controllo del rapporto gas acido/ossigeno. Il quantitativo di ossigeno deve essere tale da poter garantire la combustione di 1/3 dell'H<sub>2</sub>S presente nel gas acido, secondo la reazione:



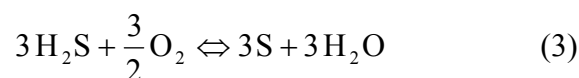
Il quantitativo di aria in alimentazione ai bruciatori viene regolato per mezzo di un controllore del rapporto gas acido alimentato/aria in modo da garantire la conversione di 1/3 dell'H<sub>2</sub>S presente in SO<sub>2</sub>.

Il quantitativo di ossigeno in alimentazione ai bruciatori viene impostato dall'operatore, in base al quantitativo stechiometrico (reazione (1)) necessario.

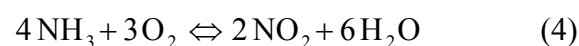
I 2/3 dell'H<sub>2</sub>S rimanente reagiscono con l'SO<sub>2</sub> prodotto nella reazione (1) per dare zolfo elementare, secondo la reazione:

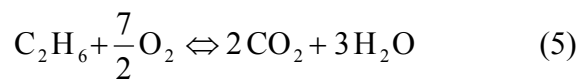


La reazione complessiva di conversione dell'H<sub>2</sub>S in zolfo elementare risulta quindi:



Accanto alla reazione di conversione dell'acido solfidrico, hanno luogo le reazioni di ossidazione dell'ammoniaca e degli idrocarburi leggeri presenti nella corrente gassosa acida (reazioni indesiderate):





Il rapporto gas di coda/ossigeno è molto importante ai fini dell'efficienza della conversione dello zolfo. Un controllore di flusso regola il flusso d'aria al bruciatore in base al flusso di gas acido e di gas di coda proveniente dall'impianto SWS, in modo che un terzo della quantità totale di H<sub>2</sub>S bruci per formare SO<sub>2</sub> e siano distrutti gli altri combustibili. Ogni mole di anidride solforosa che si forma, reagisce a sua volta con due moli di acido solfidrico per formare zolfo allo stato elementare.

L'ossigeno è introdotto nel bruciatore separatamente dall'aria; questo consente di avere zone con alta temperatura all'interno della fiamma con conseguente dissociazione della NH<sub>3</sub>. La portata di ossigeno è controllata da un flussostato posto in cascata con il regolatore di portata del gas acido e dell'aria di combustione. Infatti un apporto eccessivo di ossigeno potrebbe portare a temperature troppo elevate, ai fini dell'ottimizzazione del processo.

Il flusso principale dell'aria di combustione è rapportato alla domanda di aria richiesta; al variare del flusso del gas acido, la portata di aria viene direttamente modificata attraverso un controllore di portata che agisce sulla valvola di regolazione di flusso.

Utilizzando solo l'aria di combustione il sistema di controllo è settato in modo che circa il 50% del gas acido venga inviato direttamente al bruciatore per raggiungere temperature elevate; utilizzando invece aria arricchita in ossigeno, le elevate temperature sono più facilmente raggiungibili e quindi circa il 90% del gas di alimentazione può essere alimentato al bruciatore, mentre il 10% è inviato direttamente alla camera di combustione per il raffreddamento.

### Unità' trattamento gas di coda

L'unità TGTU, operante su due linee in parallelo TGTU-1 e TGTU-2, ed una sezione comune DEA4 dedicata alla rigenerazione amminica, sarà costituito essenzialmente dalle seguenti sezioni:

- 1) Sezione di reazione (TGT 1/2 R-1)
- 2) Sezione di raffreddamento e lavaggio (TGT 1/2 T-1)
- 3) Sezione di assorbimento (TGT 1/2-T2)
- 4) Sezione di stripping soluzione amminica (DEA-4)

In particolare, in base a quanto descritto in un tipico processo di conversione gas di coda, le reazioni in oggetto sono le seguenti: Idrogenazione catalitica, assorbimento amminico, rigenerazione ammina. Tali reazioni sono caratterizzate da:

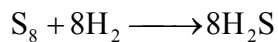


### Idrogenazione catalitica

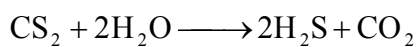
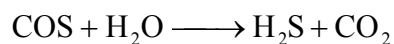
Nella sezione di idrogenazione catalitica, si ha la conversione su letto di catalizzatore al cobalto/molibdeno, dei composti solforati presenti nel gas di coda in H<sub>2</sub>S.

Le tipiche reazioni di conversione sono:

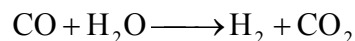
- ✓ *idrogenazione del diossido di zolfo*



- ✓ *idrolisi dei solfuri e disolfuri di carbonio*



L'idrogeno necessario per le reazioni di conversione è normalmente presente nella corrente gassosa in uscita dagli impianti Claus. Nel reattore di idrogenazione (Reattore SCOT = Shell Claus Off-gas Treating) l'idrogeno viene inoltre generato dalla reazione di idrolisi del monossido di carbonio:



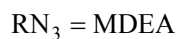
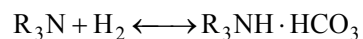
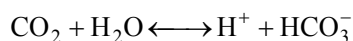
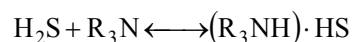
Tutte le reazioni sopra descritte sono esotermiche. L'incremento di temperatura è di circa 30°C

### Assorbimento amminico

Dopo la fase di raffreddamento il gas acido è alimentato ad una colonna di assorbimento con soluzione amminica

Di seguito si riportano le principali reazioni che hanno luogo nella sezione di assorbimento amminico

- Reazioni con ammina





### 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 degli impianti Z2, Z3 e Z4, 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 giornaliera di progetto delle Unità Zolfo di Raffineria è la seguente.

-	Impianto Z2	141 t/giorno
-	Impianto Z3	286 t/giorno
-	Impianto Z4	286 t/giorno
-	Sezione TGTU1	320 t/giorno
-	Sezione TGTU2	320 t/giorno

### 1.B.1.2.6 Informazioni relative alle sostanze

#### 1.B.1.2.6.1 Dati e informazioni delle sostanze

Gli impianti Zolfo Z2, Z3 e Z4, trattano le seguenti sostanze, riportate in Allegato I – Parte 2 al D.Lgs. 334/99

Riferimento Allegato I – D.Lgs. 334/99	
Parte 2	
1	Molto tossiche (H <sub>2</sub> S)
8	– Estremamente infiammabili <sup>(1)</sup> (fuel gas)

#### **Note:**

- (I) 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 di cui al precedente paragrafo, sono riportate nelle tabelle di seguito allegate.

Le fasi delle attività in cui intervengono le sostanze di cui al precedente paragrafo, sono riportate nella tabella di seguito allegata.

Impianto Z2/Z3/Z4	Carica / Combustione	Reazione	Trattamento gas di coda	Stoccaggio / Incener.
H <sub>2</sub> S	X	X	X	
NH <sub>3</sub>	X			
SO <sub>2</sub>	X	X	X	
ZOLFO	X	X		X
FUEL GAS	X			X
GAS DI CODA ***			X	X
CATALIZZATORE **		X	X	
ARIA ARRICCHITA **	X			
AMMINA **			X	
OSSIGENO	X			

\* Concentrazione max pari a 200 ÷ 300 ppm;

\*\* Sostanza non rientrante nell'Allegato I, Parti 1 e 2, al D.Lgs. 334/99

\*\*\* Gas di coda: gas in uscita dai reattori Claus degli impianti Zolfo Z2, Z3 e Z4 in alimentazione alle sezioni di trattamento gas di coda TGTU 1 e 2 degli impianti Zolfo.

### 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 gli impianti Zolfo Z2, Z3 e Z4.

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.



**Tabella 4. Hold up sostanze pericolose presenti**

Impianto / Unità	Sostanze presenti, rientranti in All. I - Parte 2 D.Lgs. 334/99	
	1 Molto tossiche (t)	8 Estremamente infiammabili (t)
<b>IMPIANTO ZOLFO Z2</b>		
Reazione Z2 F1 A/B/C, Z2D5, Z2D6, Z2D8, Z2S21, Z2R1/R2, Z2E8/E11	0,0225	-
Stoccaggio zolfo liquido – Z2D7	-	-
<b>IMPIANTO ZOLFO Z3</b>		
Accumulo carica Z3D8, Z3D1	0,078	-
Forno di combustione e 1° condensatore Z3 F1, Z3B1, Z3E1	0,0481	-
Reazione e condensazione Z3 R1/R2/R3, Z3 E3-E6	0,1	-
Raccolta zolfo –Z3D5	-	-
Inceneritore Z3F2	0,003	0,002
Stoccaggio zolfo liquido Z3ST1	-	-
Stoccaggio zolfo liquido (PIT)	-	-
Scagliettatrice FK A/B	-	-
Stoccaggio zolfo solido (2 Silos)	-	-
<b>IMPIANTO ZOLFO Z4</b>		
Accumulo carica Z4D8, Z4D1	0,078	-
Forno di combustione e 1°condensatore Z4F1, Z4B1, Z4E1	0,0481	-
Reazione e condensazione Z4-R1/R2/R3, Z4E2-E6	0,1	-
Raccolta zolfo – Z4D5	-	-
Inceneritore Z4F2	0,003	0,002
Stoccaggio Zolfo liquido Z4ST2	-	-
Stoccaggio zolfo liquido (PIT)	-	-
Scagliettatrice FK C/D	-	-
Stoccaggio zolfo solido (2 silos)	-	-
<b>TRATTAMENTO GAS DI CODA – apparecchiature di nuova installazione</b>		
Scambiatori preriscaldamento TGT1-E1A/B, Reattore TGT1-R1, Gas cooler TGT1-E2, colonna di quench TGT1-T1, Colonna di assorbimento amminico TGT1-T2; blower TGT1-MC1	0,005	--
Scambiatori preriscaldamento TGT2-E1A/B, Reattore TGT2-R1, Gas cooler TGT2-E2, colonna di quench TGT2-T1, Colonna di assorbimento amminico TGT2-T2; blower TGT2-MC1	0,005	--
Colonna di stripping ammina D4-T1, refrigeranti D4-EA2, D4-E6, accumulatore D4-D2, ribollitori D4-E3 A/B, scambiatori D4-E1 A/B/C Linea a Z2/3/4	0,060	--



SOSTANZA	Situazione anno 2000 Aggiornam. RdS (t)	Installazione TGTU (t)	Situazione anno 2005 (t)	Soglia di riferimento Art. 8 (t)
<i>Allegato I – Parte 2</i>				
1 – Molto tossiche (H <sub>2</sub> S)	0,4807	0,07	0,5507	20
8 – Estremamente infiammabili (I) (fuel gas)	0,004	--	0,004	50

**Note:**

- (I) 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

La natura dei processi che avvengono nell'impianto in esame non è tale da dare origine a fenomeni di instabilità o a reazioni non prevedibili con formazione di prodotti pericolosi o comunque non previsti.

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

In caso di anomalie di processo (variazioni dei parametri di processo, quali temperatura, pressione, ecc. in un qualsiasi punto dell'impianto), si può al massimo verificare negli impianti in esame una variazione sulla resa delle sostanze elencate in precedenza, ma nessuna di essa può originare per modificazioni o trasformazioni sostanze diverse da quelle citate al precedente paragrafo. Le sostanze presenti non subiscono reazioni chimiche anomale e/o incontrollabili.

**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 degli impianti, sia durante il normale esercizio che durante le varie fasi di avviamento, arresto e manutenzione.

Di seguito si riportano dei brevi cenni, sulle caratteristiche dell'ossigeno, utilizzato per arricchire l'aria comburente nei forni reattori.



La concentrazione di ossigeno presente in atmosfera è pari al 21%. Essa continua ad essere respirabile anche in presenza di una percentuali superiore di ossigeno. L'inalazione di ossigeno puro a temperatura ambiente, per parecchie ore, può avere sull'uomo effetti allucinogeni ma non dannosi.

Si segnala inoltre che la presenza di un'atmosfera arricchita in ossigeno può determinare il rischio di combustione, in presenza di una sorgente di innesco, di materiale organico o di sostanza infiammabili/combustibili.

L'ossigeno utilizzato è allo stato gassoso, pertanto non dà origine a particolari problemi in caso di rilascio, come ad esempio l'ossigeno allo stato liquido.



### 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 31/03/89<sup>2</sup>.

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 gli impianti Zolfo Z2, Z3 e Z4 ed indicate nelle planimetrie riportate in Allegato n° 1.B.1.3:

##### *Impianto Zolfo Z2*

- ✓ Unità 89 : Reazione Z2 F1A/B/C, Z2D5, Z2D6, Z2D8, Z2D21, Z2R1/R2, Z2E8/E11
- ✓ Unità 90 : Stoccaggio zolfo liquido Z2D7

##### *Impianto Zolfo Z3*

- ✓ Unità 109 : Accumulo carica Z3D8, Z3D1
- ✓ Unità 110 : Forno di combustione e 1° condensatore Z3F1, Z3B1, Z3E1
- ✓ Unità 111 : Reazione e condensazione Z3R1/R2/R3, Z3E3-E6
- ✓ Unità 112 : Raccolta Zolfo Z3D5
- ✓ Unità 113 : Inceneritore Z3F2
- ✓ Unità 114 : Stoccaggio zolfo liquido Z3ST1
- ✓ Unità 115 : Stoccaggio zolfo liquido (PIT)
- ✓ Unità 116 : Scagliettatrice FK A/B
- ✓ Unità 117 : Stoccaggio zolfo solido (2 silos)

##### *Impianto Zolfo Z4*

- ✓ Unità 123 : Accumulo carica Z4DB, Z4D1
- ✓ Unità 124 : Forno di combustione e 1° condensatore Z4F1, Z4B1, Z4E1
- ✓ Unità 125 : Reazione e condensazione Z4 R1/R2/R3, Z4 E2-E6
- ✓ Unità 126 : Raccolta zolfo Z4D5
- ✓ Unità 127 : Inceneritore Z4F2

<sup>2</sup> DPCM 31/3/89 "Applicazione dell'art. 12 del Decreto del Presidente della Repubblica 17 maggio 1988, n. 175, concernente rischi rilevanti connessi a determinate attività industriali".



- ✓ Unità 128 : Stoccaggio zolfo liquido Z4ST2
- ✓ Unità 129 : Stoccaggio zolfo liquido (PIT)
- ✓ Unità 130 : Scagliettatrice FK C/D
- ✓ Unità 131 : Stoccaggio zolfo solido (2 silos)

*Sezioni comuni*

- ✓ Unità 131b : TGT1
- ✓ Unità 131c : TGT2
- ✓ Unità 131d : DEA4

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

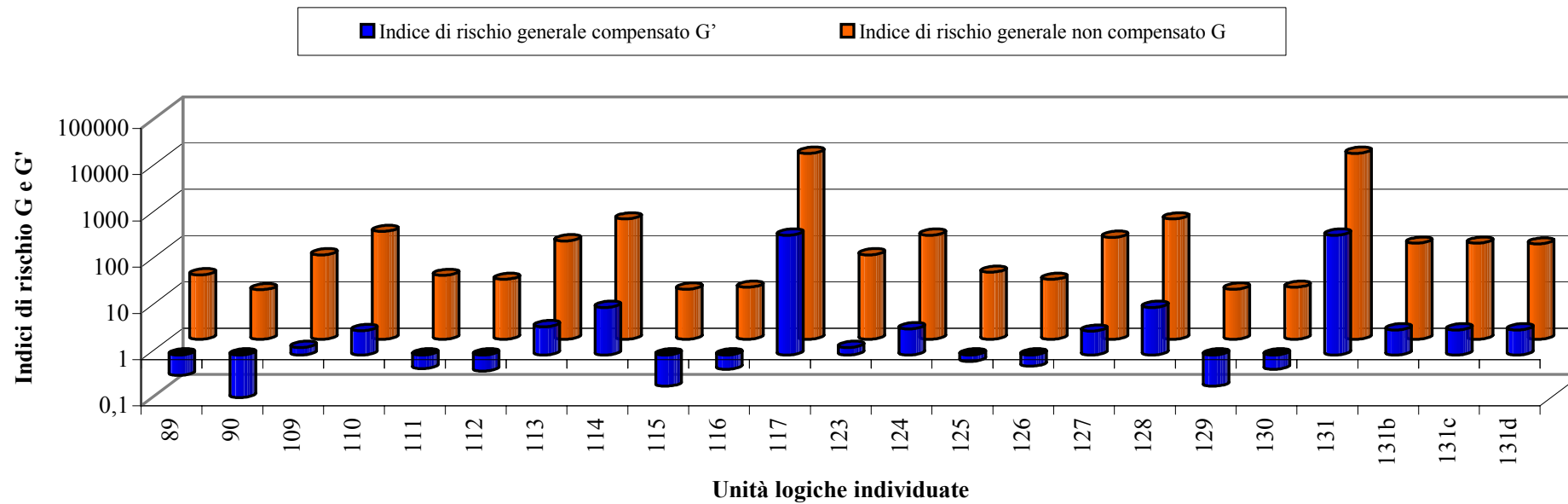
Di seguito si riporta una sintesi dei risultati ottenuti.

IMPIANTO/UNITA'	Indice di rischio generale non compensato G	Categoria	Indice di rischio generale compensato G'	Categoria
<b>IMPIANTO ZOLFO Z2</b>				
89 Reazione	24,58	Basso	0,36	Lieve
90 Stoccaggio liquido	11,71	Lieve	0,12	Lieve
<b>IMPIANTO ZOLFO Z3</b>				
109 Accumulo carica	67,01	Basso	1,46	Lieve
110 Forno e 1° condensatore	220,31	Moderato	3,46	Lieve
111 Reazione e condensazione	23,89	Basso	0,51	Lieve
112 Raccolta zolfo	19,57	Lieve	0,45	Lieve
113 Inceneritore	133,89	Moderato	4,11	Lieve
114 Raccolta zolfo liquido	397,55	Moderato	10,67	Lieve
115 Stoccaggio zolfo liquido (PIT)	12,05	Lieve	0,21	Lieve
116 Scagliettatrice	13,26	Lieve	0,49	Lieve
117 Stoccaggio zolfo solido	10371,23	Molto alto	386,43	Moderato
<b>IMPIANTO ZOLFO Z4</b>				
123 Accumulo carica	84,62	Basso	1,85	Lieve
124 Forno e 1° condensatore	184,83	Moderato	3,83	Lieve
125 Reazione e condensazione	27,92	Basso	0,72	Lieve
126 Raccolta zolfo	19,57	Lieve	0,57	Lieve
127 Inceneritore	159,87	Moderato	3,28	Lieve
128 Stoccaggio Zolfo liquido	397,55	Moderato	10,67	Lieve
129 Stoccaggio zolfo liquido (PIT)	12,00	Lieve	0,21	Lieve
130 Scagliettatrice	13,26	Lieve	0,49	Lieve
131 Stoccaggio zolfo solido	10371,23	Molto alto	386,43	Moderato



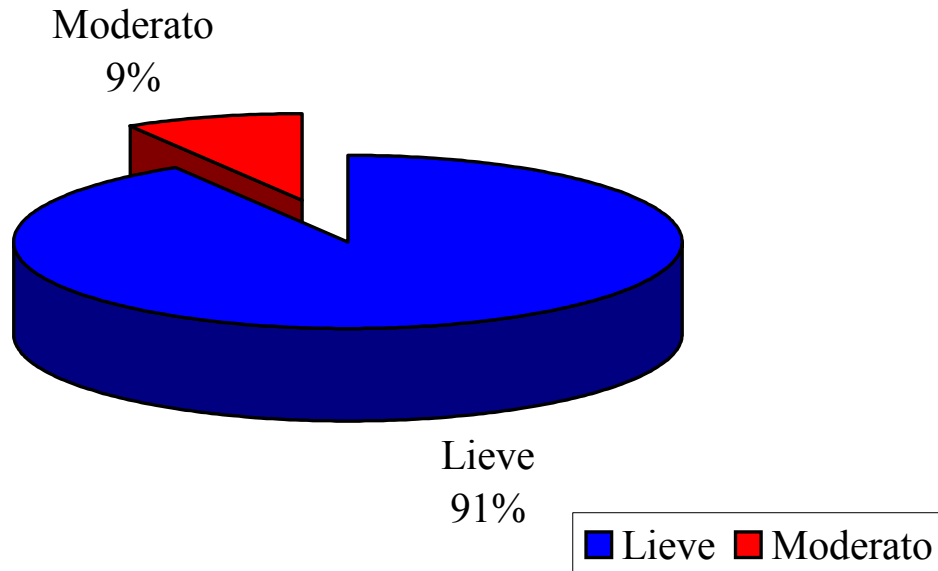
IMPIANTO/UNITA'	Indice di rischio generale non compensato G	Categoria	Indice di rischio generale compensato G'	Categoria
<b>SEZIONI COMUNI</b>				
131b) TGT1: scambiatori TGT1-E1A/B, TGT1-E2, TGT1-EA1 Reattore TGT1-R1, Colonne TGT1-T1, TGT1-T2; blower TGT1-MC1	118,36	Moderato	3,46	Lieve
131c) TGT2: scambiatori TGT2-E1A/B, TGT2-E2, TGT1-EA1 Reattore TGT2-R1, Colonne TGT2-T1, TGT2-T2; blower TGT2-MC1	118,36	Moderato	3,46	Lieve
131d) DEA4: Colonna D4-T1, scambiatori D4-E1 A/B/C, D4-E3 A/B, D4-E6, D4-EA2, accumulatore D4-D2 Linea a Z2/3/4	114,51	Moderato	3,35	Lieve

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 degli impianti in oggetto.





Di seguito viene riportata la ripartizione percentuale delle categorie di rischio associate agli indici di rischio compensati delle Unità logiche degli impianti in oggetto.



Come si evince dal grafico sopra riportato, il 91 % si colloca in una fascia di rischio Lieve, mentre il 9 % delle Unità Logiche rientra in una classe di rischio Moderato (stoccaggio zolfo solido).





## **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 negli impianti Z-2, Z-3, Z-4 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.

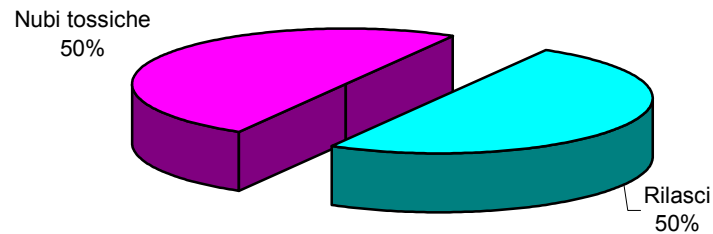
Si riporta di seguito l'analisi storica relativa ad incidenti avvenuti in Italia e nel mondo tra il 1960 ed il 2004; tale ricerca è stata effettuata consultando la banca dati MHIDAS© (Health and Safety Executive (HSE) Croner, "*Major Hazard Incident Data Service*", developed by AEA Technology on behalf 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 del 2004. La banca dati contiene gli incidenti occorsi in 95 Paesi, in particolare Stati Uniti, Gran Bretagna, Canada, Germania, Francia, India,

Non essendo stato ottenuto alcun tipo di informazione a riguardo di incidenti avvenuti in impianti di recupero zolfo (CLAUS), è stata effettuata un'ulteriore ricerca su eventi che hanno coinvolto solfuro di idrogeno in impianti di processo. Dei 25 casi considerati, 16 si sono verificati all'interno di raffinerie.

In occasione dei suddetti eventi incidentali si sono avuti rilasci di prodotto che in 8 casi hanno dato origine ad una nube tossica; in due occasioni è stata necessaria l'evacuazione dei residenti nelle aree limitrofe.



## Ripartizione degli incidenti per tipologia di scenario



### 1.C.1.2 REAZIONI INCONTROLLATE

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

Lo scostamento dei parametri di processo dalle normali condizioni di lavoro comporta al più una variazione del grado di conversione dell'H<sub>2</sub>S, senza dare origine a reazioni di tipo incontrollato.

### 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 gli impianti Z2, Z3, Z4 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.

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.



IPOTESI	APPARECCHIATURA	CAUSA	POSSIBILE ESITO	SCENARIO IPOTIZZ.	Freq. di Accadim. occ/anno
<b>IMPIANTO: PRODUZIONE ZOLFO 2</b>					
1	Forno F1	Spegnimento dei bruciatori e mancata intercettazione gas	Presenza di miscela esplosiva in camera di combustione forno	Esplosione interna in camera di combustione	$<10^{-6}$
2	Forno F1	Sovratemperatura per eccesso di ossigeno e chiusura by-pass gas freddo	Rilascio di H <sub>2</sub> S	Dispersione di gas tossici	$\ll 10^{-6}$
3	Generatore di vapore Z2-F1	Sovratemperatura per mancanza acqua da Z2-E8	Rilascio di H <sub>2</sub> S	Dispersione di gas tossici	$<10^{-6}$
<b>IMPIANTO: PRODUZIONE ZOLFO 3</b>					
1	Forno principale H <sub>2</sub> S Z3 - F3	Spegnimento dei bruciatori e mancata intercettazione gas	Presenza di miscela esplosiva in camera di combustione forno	Esplosione interna in camera di combustione.	$< 10^{-6}$
2	Forno principale H <sub>2</sub> S Z3 - F3	Sovratemperatura per eccesso di ossigeno e chiusura by-pass gas freddo	Rilascio di H <sub>2</sub> S	Dispersione di gas tossici	$\ll 10^{-6}$
3	Forno principale H <sub>2</sub> S - Z3 F3	Sovrapressione in camera di combustione	Rilascio tossico (H <sub>2</sub> S+SO <sub>2</sub> )	Dispersione di gas tossici	$< 10^{-6}$
<b>IMPIANTO: PRODUZIONE ZOLFO 2 – ZOLFO 3 – ZOLFO 4</b>					
1	Linea di gas acido in ingresso al bruciatore	Perdita significativa per rottura casuale	Rilascio di H <sub>2</sub> S	Dispersione di gas tossici	$3,55 \cdot 10^{-5}$
		Rottura catastrofica per rottura casuale	Rilascio di H <sub>2</sub> S	Dispersione di gas tossici	$1,18 \cdot 10^{-6}$
2	Accoppiamenti flangiati su linee gas acido / linea ossigeno	Perdita significativa da accoppiamento flangiato	Rilascio di H <sub>2</sub> S Rilascio di O <sub>2</sub>	Dispersione di gas tossici Dispersione di ossigeno	$1,36 \cdot 10^{-3}$



IPOTESI	APPARECCHIATURA	CAUSA	POSSIBILE ESITO	SCENARIO IPOTIZZ.	Freq. di Accadim. occ/anno
<b>IMPIANTO: PRODUZIONE ZOLFO 2</b>					
1	Reattore TGT1/2-R1	Eccesso di vapore ad alta pressione	Incremento di temperatura reattore	Danni al catalizzatore senza conseguenze per la sicurezza	$6,3 \cdot 10^{-5}$
2	Colonna di quench TGT1/2-T1; colonna di assorbimento amminico TGT1/2-T2	Sovratemperatura	Rilascio di gas contenente H <sub>2</sub> S da accoppiamenti flangiati colonne	Dispersione tossica	$< 10^{-6}$
3	colonna di assorbimento amminico TGT1/2-T2	Sovratemperatura	Rilascio di gas contenente H <sub>2</sub> S da accoppiamenti flangiati colonna	Dispersione tossica	$< 10^{-6}$
4	Colonna di quench TGT1/2-T1	Sovrapressione	Rilascio di gas contenente H <sub>2</sub> S da accoppiamenti flangiati colonna	Dispersione tossica	$< 10^{-6}$
5	Colonna di assorbimento amminico TGT1/2-T2	Sovrapressione	Rilascio di gas contenente H <sub>2</sub> S da accoppiamenti flangiati colonna	Dispersione tossica	$< 10^{-6}$
6	Inceneritori Z3-F2, Z4-F2	Spegnimento inceneritori	Arrivo di ammina	Emissione H <sub>2</sub> S da camino inceneritori	$< 10^{-6}$
7	Accumulatore D4-D2, colonna rigenerazione ammina D4-T1	Sovrapressione	Rilascio di H <sub>2</sub> S da accoppiamenti flangiati colonna	Dispersione tossica	$< 10^{-6}$
8	Forni Claus Impianti Z2/3/4	Arrivo di ammina ai bruciatori	Spegnimento bruciatori. Sovrapressione forni Claus	Dispersione tossica	$< 10^{-6}$
9	Accoppiamenti flangiati	Rottura casuale	Rilascio di H <sub>2</sub> S	Dispersione tossica	$1,6 \cdot 10^{-3}$
10a	Linea H <sub>2</sub> S da D4-D2 a Forni Claus	Rottura casuale	Rilascio di H <sub>2</sub> S	Dispersione tossica	$6,6 \cdot 10^{-6}$
10b	Linea tail gas da inceneritori a TGTU 1	Rottura casuale	Rilascio di gas a basso tenore di H <sub>2</sub> S	Dispersione tossica	$6,6 \cdot 10^{-6}$
10c	Linea tail gas da inceneritori a TGTU 2	Rottura casuale	Rilascio di gas a basso tenore di H <sub>2</sub> S	Dispersione tossica	$6,6 \cdot 10^{-6}$



### 1.C.1.5.1.1 Descrizione delle ipotesi incidentali

#### **Impianto produzione zolfo Z2**

##### **Ipotesi n. 1 Esplosione in camera di combustione**

Lo scenario incidentale della formazione di un'atmosfera infiammabile all'interno del forno, e quindi del rischio di un'eventuale esplosione di tale atmosfera a causa dell'innesco, è ipotizzabile in seguito allo spegnimento della fiamma del forno – causata da una momentanea insufficienza di gas o di ossigeno comburente- e alla mancata interruzione dell'alimentazione al bruciatore in automatico e manuale in seguito agli allarmi dovuti alla bassa temperatura.

Le cause che portano alla formazione della miscela esplosiva durante la marcia normale nel nuovo assetto sono le seguenti:

##### **Cause**

- Guasto del sistema di controllo della portata di gas acido al bruciatore (valvola regolatrice FRC 211) o intervento spurio del relay di allarme e blocco
- Guasto in chiusura della valvola di alimentazione del gas acido al bruciatore (FV 613);

##### **Mancato Intervento Protettivo**

- Mancato intervento blocco e allarmi di bassissima portata di gas acido (FALL in logica 2/3 sui trasmettitori FT 211 A/B/C);
- Mancato intervento indicatore di bassa temperatura TIL 215
- Mancato intervento indicatore di bassa temperatura TIL 216
- Mancato intervento indicatore di bassa temperatura TIL 217
- Mancato intervento indicatore di bassa temperatura TIL 218
- Mancato intervento dell'operatore su allarme;

##### **Causa**

- Intervento spurio del sistema di blocco sulla linea dell'ossigeno (chiusura XV 601A o chiusura XV 601B o apertura XV 601C)
- Guasto in chiusura della valvola di regolazione dell'ossigeno FCV 602
- Errore operativo

##### **Mancato Intervento Protettivo**

- Mancato intervento logica di blocco e allarme (FALL 601) per bassa portata dell'ossigeno
- Mancato intervento logica di blocco per interruttori di valvole di fine corsa sulla linea dell'ossigeno (ZIL 601A e ZIL 601B)
- Mancato intervento allarmi di bassa pressione di ossigeno (PAL 601 e PAL 602);
- Mancato intervento indicatore di bassa temperatura TIL 215
- Mancato intervento indicatore di bassa temperatura TIL 216
- Mancato intervento indicatore di bassa temperatura TIL 217
- Mancato intervento indicatore di bassa temperatura TIL 218
- Mancato intervento operativo su allarmi

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

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



## **Ipotesi n. 2 Sovratemperatura camera di combustione**

L'introduzione dell'ossigeno, come elemento comburente permette l'invio diretto nel bruciatore di una quantità di gas acido maggiore che nel caso dell'uso di aria (dal 50% al 90% della portata di gas acido disponibile) portando quindi anche la temperatura nel bruciatore ad un valore di circa 1300°C e di circa 1500°C in presenza di ossigeno.

Lo scenario incidentale di sovratemperatura nel bruciatore è ipotizzabile in seguito all'ingresso di un'eccessiva portata d'ossigeno contemporaneamente alla mancanza del raffreddamento dovuto al gas acido al bruciatore.

Le cause che portano al verificarsi di tale ipotesi nel nuovo assetto sono le seguenti:

### **Cause**

- Guasto in apertura della valvola di alimentazione dell'ossigeno al bruciatore (FCV 602);
- Errore operativo regolazione di ossigeno alla camera di combustione;

oppure

- Guasto in apertura della valvola di by-pass alla camera di combustione;

### **Mancato Intervento Protettivo**

- Mancato intervento logica di blocco per alta temperatura
- Mancato intervento allarme di alta concentrazione ossigeno
- Mancato intervento indicatore di alta portata di ossigeno (FIH 601);
- Mancato intervento indicatore di alta temperatura TIH 215
- Mancato intervento indicatore di alta temperatura TIH 216
- Mancato intervento indicatore di alta temperatura TIH 217
- Mancato intervento indicatore di alta temperatura TIH 218
- Mancato intervento dell'operatore su segnalazione a quadro

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

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



### **Ipotesi n. 3 Impianto Z2 - Sovratemperatura alla caldaia Z2-F1**

La caldaia collegata alla camera di combustione Z2-F1 riceve l'acqua di raffreddamento dal condensatore Z2 –E8.

Le cause che portano al verificarsi di un sovratemperatura in F1 nel nuovo assetto sono:

#### **Cause**

- Guasto del controllore di livello LC 615 su E8
- Guasto in chiusura della valvola di alimentazione dell'acqua a corpo cilindrico (LV 615);

#### **Mancato Intervento Protettivo**

- Mancato blocco impianto per bassissimo livello (LSLL 615) su E8 operante in logica 2 su 3;
- Mancato intervento allarme basso livello (LSL 617) su E8;
- Mancato intervento dell'operatore su segnalazione a quadro

La frequenza attesa per l'ipotesi in oggetto risulta pari a:  $F = 2,4 \cdot 10^{-7}$  occ/anno

### **Impianti ZOLFO Z3-Z4**

#### **Ipotesi n. 1 Esplosione in camera di combustione**

Valgono le stesse condizioni riportate per l'ipotesi n° 1 dell'impianto Zolfo Z2.

#### **Ipotesi n. 2 Sovratemperatura dei reattori per guasto/errata gestione controlli**

Valgono le stesse condizioni riportate per l'ipotesi n° 2 dell'impianto Zolfo Z2.

#### **Ipotesi n. 3 Sovrapressione dalla camera di combustione e nel circuito di reazione**

I motivi giustificativi di tale ipotesi erano stati indicati come:

1. Eccessiva alimentazione all'impianto di combustione;
2. Arrivo di liquido dai separatori a monte del bruciatore;
3. Rottura dei tubi condensatori dello zolfo nei generatori E1-E3-E4-E5.

Per quanto riguarda le cause che portano al verificarsi dei motivi 1 e 2 e connesse al nuovo assetto dell'impianto sono state identificate le seguenti ipotesi:

1. Eccesso di pressione di alimentazione dell'ossigeno.

#### **Causa**

- Guasto in apertura della valvola di regolazione della pressione dal fornitore dell'ossigeno;





### **Mancato Intervento Protettivo**

- Mancato intervento dell'indicatore di alta pressione sulla linea PIH 602;
- Mancato intervento dell'allarme di alta pressione sulla linea PAH 601;
- Mancato intervento dell'allarme di altissima pressione sulla linea PAHH 602;
- Mancato intervento indicatore di alta portata di ossigeno (FIH 601);
- Mancato intervento logica di blocco e allarme (FAHH 601) per altissima portata dell'ossigeno
- Mancato intervento valvole di blocco
- Mancato intervento dell'operatore su allarmi di alta e altissima pressione nella linea;
- Mancato intervento valvole di sicurezza PSVA e PSVB

2. Presenza di liquido nella corrente gassosa per sovrariempimento Z3-D8 o Z3-D1

### **Cause**

- Guasto LSH del liquido dal drum oppure
- Intervento spurio blocco pompa LSL 608

### **Mancato Intervento Protettivo**

- Mancato intervento della logica di blocco LAH 23;
- Mancato intervento della logica di blocco LAHH 23;
- Mancata attivazione seconda pompa di estrazione (P3B)

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

$$F = 1,0 \cdot 10^{-9} \text{ occ/anno}$$

### **Impianto Produzione Zolfo Z2-Z3-Z4**

#### **Ipotesi n° 1 Perdita significativa da tubazioni (DN > 150mm)**

Tale ipotesi è associabile a fenomeni di erosione/corrosione del materiale costituente la tubazione stessa dovuto all'azione del solfuro di idrogeno presente nella corrente gassosa, a particolari stress termici dovuti alle basse temperature, ecc.

Vengono in questa ipotesi considerati i tratti di tubazione costituiti da:

- linee di innesto del gas da SWS sulla linea del gas acido;
- linea di alimentazione della corrente somma (gas acido più gas da SWS) al bruciatore;

Tali eventi sono comunque prevedibili con una accurata azione ispettiva.



### Perdita da tubazione

Le frequenze di accadimento per perdita significativa/rottura catastrofica di una tubazione desunte dalla letteratura<sup>3</sup> sono in funzione del diametro della tubazione:

	<b>Perdita significativa (occ/m·anno)</b>	<b>Rottura catastrofica (occ/m·anno)</b>
<b>Diametro tubazione &gt; 150 mm</b>	$2,63 \cdot 10^{-6}$	$8,76 \cdot 10^{-8}$

La rottura casuale di una tubazione non deriva da deviazioni di processo, ma da cause quali difetti di fabbricazione, errori di montaggio, corrosione acida, ciascuna con una certa probabilità di originare l'evento incidentale.

Nella seguente tabella<sup>4</sup> viene riportata, per ciascuna delle cause considerate, la probabilità di portare alla rottura di una tubazione

	<b>Cause</b>	<b>Probabilità di condurre all'evento (%)</b>
1	Difetti di fabbricazione	22
2	Scelta del materiale	30
3	Rottura a fatica	15
4	Espansione/flessibilità	3
5	Corrosione/erosione	25
6	Errori operativi	3
7	Shock termico e meccanico	2

In sede di progettazione delle nuove linee necessarie all'impianto nel caso dell'arricchimento con ossigeno sono state individuate misure precauzionali al fine di ridurre la probabilità di accadimento dell'evento in oggetto. Tali misure sono le seguenti:

- opportuna scelta delle società fornitrici, qualificate e certificate;
- selezione dei materiali ed applicazione delle procedure di controllo qualità;
- identificazione dei materiali al momento dell'installazione e dopo la realizzazione dell'opera per verificarne la conformità al progetto;
- opere di installazione: per le tubazioni ed i loro componenti vengono eseguiti test di identificazione materiali, prove di pressione, esami radiografici sulle saldature. In particolare, per tutte le linee contenenti gas acido verranno eseguiti controlli radiografici sulle saldature al 100%;
- verifiche di sicurezza per le linee critiche da eseguire durante l'installazione, al fine di verificarne la conformità al progetto;

<sup>3</sup> The Cremer and Warner report

<sup>4</sup> "Pipe and vessel failure probability" H. M. Thomas



- percorso tubazioni: in generale, le tubazioni sono installate all'interno dell'area dell'impianto e quindi non soggette a urti con mezzi mobili.

Si sottolinea che le linee gas acido sono principalmente installate su Pipe-rack e pertanto protette da urti esterni accidentali;

- strutture di sostegno tubazioni: tutti i supporti delle tubazioni ed i pipe rack sono progettati per resistere al carico di progetto, ai carichi dinamici, ai carichi dovuti all'intensità del vento
- sovrassessori di corrosione: le tubazioni contenenti gas acido sono realizzate in acciaio al carbonio o acciaio legato al cromo/molibdeno, con uno sovrassessore di corrosione variabile da 1 a 3 mm;
- protezione dal fuoco delle strutture: tutte le strutture di sostegno delle tubazioni nelle aree a rischio di incendio sono protette con fire-proofing, in accordo agli standard societari interni. Ove i criteri standard di protezione passiva dal fuoco, rapportati ai risultati dell'analisi di rischio condotta (valori di irraggiamento e durata dell'incendio), risultino insufficienti (altezza della protezione e tempo di resistenza al fuoco), questi vengono opportunamente incrementati.

Sulla base delle precedenti considerazioni, alcune cause di rottura tubazioni possono essere eliminate dal calcolo della frequenza di accadimento.

In particolare, con riferimento alla tabella precedente, le cause n. 1 (Difetti di fabbricazione) e n. 2 (Scelta dei materiali) possono essere escluse in considerazione delle procedure di controllo che verranno adottate.

Con riferimento alle cause n. 3 (Rottura a fatica), n. 5 (Corrosione/erosione) e n. 7 (Shock termico e meccanico), i criteri di progettazione, le analisi di stress delle tubazioni e le ispezioni periodiche assicurano una notevole riduzione del loro contributo alla probabilità di rottura.

Pertanto si considera che tali cause possano contribuire per il 50% delle loro probabilità.

Sulla base di quanto sopra ne consegue che le cause di rottura tubazioni precedentemente individuate possono ridurre al 27% il rateo di guasto iniziale.

Pertanto le frequenze di accadimento risultano essere:

	<b>Perdita significativa (occ/m*anno)</b>	<b>Rottura catastrofica (occ/m*anno)</b>
<b>Diametro tubazione &gt; 150 mm</b>	$7,0 \cdot 10^{-7}$	$2,36 \cdot 10^{-8}$



Le modifiche in esame riguardano solo tubazioni di diametro maggiore 150 mm, quindi, considerando uno sviluppo complessivo sui tre impianti delle nuove tubazioni in servizio con gas acido, pari a ca. 50m, la frequenza di accadimento risultante è:

	<b>Perdita significativa (occ/anno)</b>	<b>Rottura catastrofica (occ/anno)</b>
<b>Tubazione di alimentazione gas acido</b>	$3,55 \cdot 10^{-5}$	$1,18 \cdot 10^{-6}$

Possibili conseguenze:

Rilascio di gas acidi (H<sub>2</sub>S) per perdita significativa da tubazione.

**Ipotesi n° 2 Perdita da accoppiamento flangiato**

Tale ipotesi è da imputare a sollecitazioni anomale (vibrazioni, stress meccanici, ecc.) o dal cattivo serraggio dei tiranti o l'errato montaggio delle guarnizioni.

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 complessivo nei tratti di tubazione sopra analizzati pari a 15 la frequenza di accadimento risulta pari a  $1,3 \cdot 10^{-3}$ .

Possibili conseguenze:

Rilascio di gas acidi (H<sub>2</sub>S) o di ossigeno per perdita da accoppiamento flangiato.



## UNITÀ TGTU 1/2

### **Ipotesi n° 1 Alta Temperatura reattore TGT1/2-R1**

La miscela di gas di coda proveniente dai reattori Claus degli impianti Z2/3/4 viene riscaldata negli scambiatori TGT1/2-E-1 A con vapore a media pressione, e TGT1/2-E1 B con vapore ad alta pressione, e quindi è alimentata al reattore catalitico TGT1/2-R1, dove avviene la conversione dei composti solforati presenti in H<sub>2</sub>S, secondo le reazioni esotermiche di idrogenazione ed idrolisi.

In caso di eccesso di vapore ad alta pressione in alimentazione allo scambiatore di preriscaldamento TGT1/2-E1 B, si ha un incremento di temperatura della carica, con conseguente incremento di temperatura nel reattore.

La massima temperatura che può raggiungere la carica in tali condizioni risulta comunque inferiore alla temperatura di progetto del reattore TGT1/2-R1, pari a 400°C.

Le conseguenze di tale evento sono pertanto riconducibili ad un eventuale danneggiamento del catalizzatore, senza conseguenze rilevanti per la sicurezza.

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

#### **Causa**

- ✓ Guasto loop regolazione temperatura reattore per:
  - Guasto trasmettitore di temperatura installato sulla linea in uscita reattore TT122, oppure
  - Guasto trasmettitore di temperatura installato sulla linea in ingresso reattore TT121, oppure
  - Guasto del controllore di temperatura TIC121, oppure
  - Guasto del controllore di portata vapore ad alta pressione FIC117, oppure
  - Guasto in apertura valvola regolazione portata vapore ad E2 FV117

#### **Mancato intervento protezioni**

- ✓ Mancato intervento dei seguenti allarmi di alta temperatura reattore:
  - TAH125 A/B/C
  - TAH126 A/B/C
  - TAH127 A/B/C
  - TAH128 A/B/C

oppure

- ✓ Mancato intervento operativo su segnalazione allarmi citati.

La frequenza attesa dell'ipotesi in esame risulta pari a:

$$F = 6,3 \cdot 10^{-5} \text{ occ/anno}$$



## **Ipotesi n° 2 Sovratemperatura colonna TGT1/2-T1**

I gas acidi in uscita dal reattore TGT1/2-R1 sono alimentati nel lato tubi scambiatore di calore TGT1/2-E2, dove vengono raffreddati dalla “boiler feed water” presente lato mantello, producendo vapore a bassa pressione.

In caso di perdita del livello lato mantello scambiatore TGT1/2-E2, il gas acido non viene raffreddato, e pertanto verrebbe alimentato ad una temperatura di ca. 300 °C alla colonna di quench TGT1/2-T1, caratterizzata da una temperatura di progetto di 180 °C.

Le conseguenze di tale evento sono pertanto riconducibili ad un rilascio di gas acidi da uno degli accoppiamenti flangiati presenti sulla linea in uscita dallo scambiatore e/o della colonna di quench, per sovratemperatura.

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

### **Causa**

- ✓ Perdita di livello boiler feed water scambiatore TGT1/2-E2 per:
  - Guasto trasmettitore di livello LT121 sullo scambiatore E2, oppure
  - Guasto del controllore di livello LIC121, oppure
  - Guasto in chiusura valvola regolazione livello installata sulla linea di boiler feed water in alimentazione allo scambiatore E2

### **Mancato intervento protezioni**

- ✓ Mancato intervento allarmi di basso livello LAL121 (non protegge dal guasto dell'LT121/LIC121 da cui è derivato) e bassissimo livello indipendente LALL122
- ✓ Mancato intervento allarmi di alta temperatura TAH124 sulla linea in uscita dallo scambiatore TGT1/2-E2, TAH201 testa colonna TGT1/2-T1, TAH211 E tah214 sulla linea di ricircolo dell'acqua di raffreddamento alla quench tower TGT1/2-T1
- ✓ Mancato intervento LT122, oppure mancata apertura valvola di reintegro boiler feed water a E2

oppure

- ✓ Mancato intervento operativo su segnalazione allarmi citati.

La frequenza attesa dell'ipotesi in esame risulta pari a:

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



### **Ipotesi n° 3 Sovratemperatura colonna di assorbimento amminico TGT1/2-T2**

I gas acidi in uscita dal reattore TGT1/2-R1 previo raffreddamento nello scambiatore di calore TGT1/2-E2 e nella colonna di quench TGT1/2-T1, sono alimentati alla colonna di assorbimento amminico TGTU-T2.

Nella colonna di raffreddamento TGT1/2-T1 il gas acido è raffreddato in controcorrente con un flusso di acqua refrigerante.

La regolazione della temperatura del gas acido in uscita dalla colonna di raffreddamento TGT1/2-T1 avviene attraverso il controllore della portata di acqua di ricircolo in colonna (FC213), in cascata con il controllore di temperatura dell'acqua di ricircolo in ingresso alla colonna stessa TIC214.

L'acqua di raffreddamento viene prelevata dal fondo colonna attraverso la pompa TGT1/2-MP-1/S, e raffreddata nello scambiatore ad aria TGT1/2-EA1. Parte dell'acqua prelevata con la pompa di circolazione TGT1/2-MP-1/S viene inviata all'impianto trattamento acque acide SWS, in controllo di livello colonna. In uscita dallo scambiatore ad aria, una parte del flusso di acqua (in controllo di temperatura) viene ulteriormente raffreddata nello scambiatore a piastre TGT1/2-E3. Il flusso totale di acqua viene quindi reimpressa in colonna.

In caso di malfunzionamento del loop regolazione portata e temperatura, o di fermata dell'acqua di raffreddamento, il gas acido non viene più raffreddato, ed è inviato ad una temperatura di 170°C alla colonna di assorbimento amminico TGT1/2-T2, che ha una temperatura di progetto di 120°C.

Le conseguenze di tale evento sono pertanto riconducibili ad un rilascio di gas acidi da uno degli accoppiamenti flangiati presenti sulla colonna di lavaggio amminico e/o linee collegate, per sovratemperatura.

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

#### **Causa**

Mancata circolazione acqua di raffreddamento per:

✓ Fermata intempestiva pompa TGT1/2-MP1,  
contemporaneamente

✓ Mancato avviamento pompa di riserva TGT1/2-MP1/S

Oppure

✓ Guasto loop regolazione portata acqua di raffreddamento per,

○ Guasto trasmettitore di portata FT213, oppure

○ Guasto del controllore di portata FIC213, oppure

○ Guasto in chiusura valvola regolazione portata FV213 in uscita dallo scambiatore TGT1/2-E3

contemporaneamente

○ Guasto trasmettitore di temperatura TT214, oppure

○ Guasto del controllore di temperatura TIC214, oppure

○ Guasto in chiusura valvola regolazione temperatura TV214 sul bypass scambiatore TGT1/2-E3



### **Mancato intervento protezioni**

- ✓ Mancato intervento allarmi di alta temperatura TAH201 e TAH301 colonna TGT1/2-T2 oppure
- ✓ Mancato intervento operativo su segnalazione allarmi citati.

La frequenza attesa dell'ipotesi in esame risulta pari a:

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

### **Ipotesi n° 4 Sovrappressione colonna di quench TGT1/2-T1 e apparecchiature a monte**

I gas acidi in uscita dalla colonna di quench TGT1/2-T1 sono alimentati alla colonna di assorbimento amminico TGT1/2-T2 attraverso il blower TGT1/2-MC1. In caso di arresto intempestivo del blower e contemporanea mancata apertura del bypass al blower stesso, i gas acidi non vengono più smaltiti, con conseguente sovrappressione della sezione a monte.

Ulteriori cause che possono comportare una sovrappressione delle apparecchiature in esame sono riconducibili a:

- ✓ Arrivo di idrogeno ad alta pressione per guasto loop regolazione pressione fuori limiti batteria
- ✓ Rottura tubi scambiatore TGT1/2-E1B con conseguente passaggio di vapore ad alta pressione lato processo.

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

### **Causa**

Rottura tubi scambiatore TGT1/2-E1B

### **Mancato intervento protezioni**

- ✓ Mancato intervento allarmi di alta pressione PAH101 sulla linea alimentazione gas acido alla sezione TGTU, PAH302 e PAH303 testa colonna TGT1/2-T2 oppure
- ✓ Mancato intervento operativo su segnalazione allarmi citati.
- ✓ Mancata apertura valvola di sicurezza PSV201

OPPURE





### **Causa**

Fermata intempestiva blower TGT1/2-MC1

### **Mancato intervento protezioni**

- ✓ Mancato apertura valvola di bypass blower HV201 su segnalazione fermata blower
- ✓ Mancato intervento allarme fermata compressore, allarmi alta pressione PAH101 sulla linea alimentazione gas acido alla sezione TGTU, PAH103 sulla linea ingresso TGT1/2-E1B, bassa portata gas acido in aspirazione blower FAL201

oppure

- ✓ Mancato intervento operativo su segnalazione allarmi citati.
- ✓ Mancata apertura valvola di sicurezza PSV201

OPPURE

### **Causa**

- ✓ Guasto loop regolazione pressione idrogeno (fuori limiti batteria sezione TGTU), per
  - Guasto trasmettitore di pressione PT001, oppure
  - Guasto del controllore di pressione PIC001, oppure
  - Guasto in apertura valvola regolazione pressione PV001

### **Mancato intervento protezioni**

- ✓ Mancato intervento blocco automatico per guasto PT005, oppure mancata chiusura valvola di blocco XV001 sulla linea alimentazione idrogeno
- ✓ Mancato intervento allarmi alta pressione PAH005 sulla linea alimentazione idrogeno, PAH101 sulla linea alimentazione gas acido alla sezione TGTU

oppure

- ✓ Mancato intervento operativo su segnalazione allarmi citati.
- ✓ Mancata apertura valvola di sicurezza PSV201

La frequenza attesa dell'ipotesi in esame risulta pari a:  $F = 4 \cdot 10^{-7}$  occ/anno



## **Ipotesi n° 5 Sovrapressione colonna di assorbimento amminico TGT1/2-T2**

Dalla testa colonna di quench, lo stream gassoso è inviato alla colonna di assorbimento mediante il blower TGT1/2-MC-1.

Qui l'H<sub>2</sub>S presente nel gas viene assorbito dalla soluzione amminica alimentata nella parte alta della colonna in controllo di portata.

Il gas in uscita dalla testa della colonna di assorbimento TGT1/2-T2 (off-gas), prima di essere scaricato in atmosfera viene bruciato nell'inceneritore.

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

### **Causa**

Chiusura spuria valvola YV301

### **Mancato intervento protezioni**

- ✓ Mancato intervento allarmi di alta pressione PAH302 e PAH303 testa colonna TGT1/2-T2 oppure
- ✓ Mancato intervento operativo su segnalazione allarmi citati.
- ✓ Mancata apertura valvola di sicurezza PSV301

La frequenza attesa dell'ipotesi in esame risulta pari a:  $F = 5,1 \cdot 10^{-7}$  occ/anno

## **Ipotesi n° 6 Invio di ammina all'inceneritore**

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

### **Causa**

- ✓ Sovrariempimento colonna TGT1/2-T2 per:
  - Guasto trasmettitore di livello LT301, oppure
  - Guasto controllore di temperatura LIC301, oppure
  - Guasto in chiusura valvola regolazione livello colonna LV301

### **Mancato intervento protezioni**

- ✓ Mancato intervento blocco automatico per guasto trasmettitore di livello colonna LT302 (indipendente da loop regolazione), oppure mancata chiusura valvola di blocco YV303 sulla linea di alimentazione ammina fresca alla colonna
  - ✓ Mancato intervento allarmi di alto livello LAH301 (non protegge dal guasto del LT301/LIC301) ed altissimo livello LAHH302 colonna TGT1/2-T2, ed allarme alta pressione differenziale colonna PDAH301
- oppure
- ✓ Mancato intervento operativo su segnalazione allarmi citati.

La frequenza attesa dell'ipotesi in esame risulta pari a:  $F = 5,4 \cdot 10^{-7}$  occ/anno



## UNITÀ DEA4

### **Ipotesi n° 7 Sovrapressione accumulatore D4-D2, colonna D4-T1**

La soluzione amminica ricca uscente dal fondo colonna TGT1/2-T2, viene inviata all'unità di rigenerazione amminica DEA4.

L'ammina ricca, previo riscaldamento negli scambiatori D4-E1-A/B/C in controcorrente con l'ammina rigenerata, è alimentata alla colonna di rigenerazione D4-T1; qui l'H<sub>2</sub>S presente nell'ammina viene strappato con vapore.

I vapori in uscita dalla testa colonna D4-T1 sono condensati nell'air cooler D4-EA-2 e nello scambiatore D4-E6, quindi sono alimentati nell'accumulatore di testa D4-D2. I gas acidi che si separano nel D4-D2 sono alimentati agli impianti Z2/3/4 (sezione di reazione – Claus)

Di seguito si riporta la concatenazione delle cause e mancati interventi protettivi che conducono al verificarsi dell'ipotesi relativa ad una sovrappressione delle apparecchiature costituenti l'unità DEA4.

#### **Causa**

Chiusura valvola HS435 per errore operativo

#### CONTEMPORANEAMENTE

#### **Causa**

- ✓ Guasto trasmettitore di pressione PT431, oppure
- ✓ Guasto controllore di pressione PIC431, oppure
- ✓ Guasto in chiusura valvola regolazione pressione PV431

#### **Mancato intervento protezioni**

- ✓ Mancato intervento allarme fine corsa valvola, ed allarme alta pressione testa colonna TGT1/2-T2 PAH431
- oppure
- ✓ Mancato intervento operativo su segnalazione allarmi citati.
  - ✓ Mancata apertura valvola di sicurezza PSV431

La frequenza attesa dell'ipotesi in esame risulta pari a:

$$F = 4,3 \cdot 10^{-7} \text{ occ/anno}$$



## **Ipotesi n° 8 Invio di ammina ai bruciatori Claus**

In caso di sovrariempimento dell'accumulatore testa colonna D4-D2 e mancato intervento delle relative protezioni, si ha l'invio di ammina alla sezione Claus degli impianti Z2/3/4, in luogo del gas acido.

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

### **Causa**

- ✓ Sovrariempimento accumulatore D4-D2 per:
  - Guasto trasmettitore di livello LT431, oppure
  - Guasto controllore di temperatura LIC431, oppure
  - Guasto controllore di portata ammina rigenerata FIC433B, oppure
  - Guasto in chiusura valvola regolazione portata ammina rigenerata FV433B, oppure
  - Fermata intempestiva pompa ammina rigenerata D4-MP2

### **Mancato intervento protezioni**

- ✓ Mancato intervento allarmi di alto livello colonna D4-T1 LAH431 (non protegge dal guasto del LT431/LIC431) ed altissimo livello LAHH432, oppure mancato intervento operativo su segnalazione allarmi citati.
- ✓ Mancato intervento protezioni sezione Claus:
  - Mancato intervento allarmi di alto livello separatore liquido/gas LAH 104 ed LAH105, oppure mancato intervento operativo su segnalazione allarmi citati.
  - Mancato intervento blocco automatico per guasto switch alto livello LSH104A/B/C in logica 2 su 3, oppure mancata chiusura valvola di blocco XCV101

La frequenza attesa dell'ipotesi in esame risulta pari a:

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

## **Ipotesi n° 9 Perdita da accoppiamento flangiato**

Viene in questo paragrafo valutata la frequenza di accadimento relativa alla perdita da uno degli accoppiamenti flangiati presenti sulle linee del circuito di testa colonna D4-T1, essendo quelle a più elevato tenore di H<sub>2</sub>S.

Le dimensioni della perdita sono corrispondenti a fori di piccolo diametro.

In lettera (Lees) si possono reperire i valori di perdita da accoppiamento flangiato:

$$8,76 \cdot 10^{-5} \text{ occ/anno flangia}$$

Considerando n° 18 accoppiamenti flangiati, di cui n° 7 DN600, n° 7 DN400 e n° 4 DN250, la frequenza di accadimento per perdita da accoppiamento flangiato risulta pari a:

$$F = 1,6 \cdot 10^{-3} \text{ occ/anno}$$



## INTERCONNECTING TGTU/DEA4 – Z273/4

### **Ipotesi n° 10 Perdita significativa da tubazioni**

“Come **rottura catastrofica** si intende il tranciarsi di un tubo. Come **perdita significativa** si intende lo svilupparsi di una rottura in una tubazione, dovuta per esempio a corrosione/erosione o sforzo”.

Allo scopo di valutare la frequenza di accadimento attesa dell'evento in oggetto, si fa riferimento ai dati riportati in letteratura, da cui si possono reperire i ratei di guasto per perdita significativa da tubazione, in funzione del diametro del tubo stesso.

Per la stima della frequenza di accadimento relativa alla perdita significativa da una tubazione, si è fatto riferimento a quanto riportato nel “UKOPA Pipeline Fault Database”, e precisamente nel 4<sup>th</sup> Report of the UKOPA (United Kingdom On-shore Pipeline Operators Associated) Fault Database Management Group”, Aprile 2005.

Il suddetto report è stato stilato raccogliendo e analizzando le esperienze operative fornite da diverse Società operanti nel settore petrolifero (per esempio Transco, Shell UK, BP, ecc) nel Regno Unito in un periodo compreso tra il 1962 e il 2004.

Dall'analisi del sopracitato documento emerge una chiara riduzione dei ratei di rottura tubazioni negli anni. Per il caso in esame, si assume come riferimento il decennio 1995÷2004, da cui si desume una frequenza di perdita da linea pari a:  $\lambda = 5,7 \cdot 10^{-8}$  occ/anno m

La rottura casuale di una tubazione non deriva da deviazioni di processo, ma da cause quali difetti di fabbricazione, errori di montaggio, corrosione acida, ciascuna con una certa probabilità di originare l'evento incidentale.

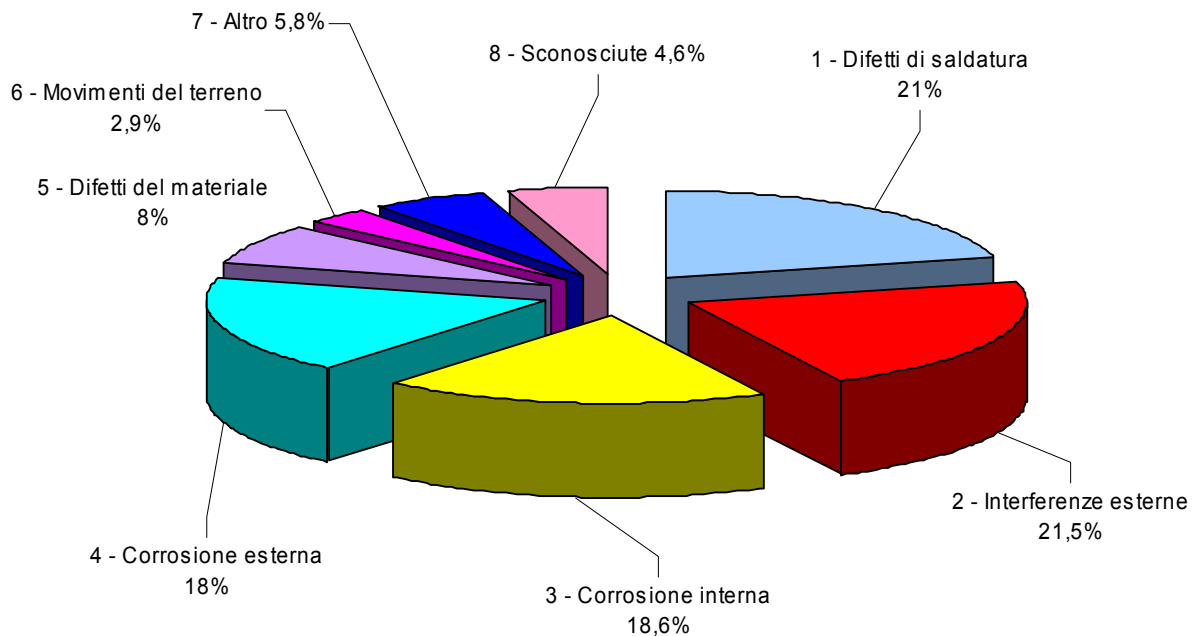
Nella seguente tabella, desunta dalla banca dati Ukopa, viene riportata, per ciascuna delle cause considerate, la probabilità di portare alla rottura di una tubazione.

#### **Probabilità di perdita da linea in funzione delle cause**

	<b>Cause</b>	<b>Probabilità di condurre all'evento (%)</b>
1	Difetti di saldatura	21
2	Interferenze esterne	21,5
3	Corrosione interna	18,6
4	Corrosione esterna	18
5	Difetti del materiale	7,6
6	Movimenti del terreno	2,9
7	Altro	5,8
8	Sconosciute	4,6



Probabilità di perdita per cause (%)



In sede di progettazione delle nuove linee di interconnessione TGTU/DEA4 – Z2/3/4 sono state individuate misure precauzionali al fine di ridurre la probabilità di accadimento dell'evento di perdita da linee. Tali misure sono le seguenti:

- ✓ opportuna scelta delle società fornitrici, qualificate e certificate;
- ✓ selezione dei materiali ed applicazione delle procedure di controllo qualità;
- ✓ identificazione dei materiali al momento dell'installazione e dopo la realizzazione dell'opera per verificarne la conformità al progetto;
- ✓ opere di installazione: per le tubazioni ed i loro componenti verranno eseguiti test di identificazione materiali, prove di pressione, esami radiografici sulle saldature. In particolare, per tutte le linee contenenti gas acido saranno eseguiti controlli radiografici sulle saldature al 100%;
- ✓ verifiche di sicurezza per le linee critiche da eseguire durante l'installazione, al fine di verificarne la conformità al progetto;
- ✓ percorso tubazioni: in generale, le tubazioni sono installate all'interno dell'area dell'impianto e quindi non soggette a urti con mezzi mobili.  
Si sottolinea che le linee gas acido in esame saranno principalmente installate su Pipe-rack e pertanto protette da urti esterni accidentali;
- ✓ sovrassessori di corrosione: le tubazioni contenenti gas acido saranno realizzate con uno sovrassessore di corrosione adeguato e saranno posate in modo da evitare la presenza di ristagni di eventuali condense.



Sulla base di quanto sopra riportato, alcune cause di rottura tubazioni possono essere eliminate dal calcolo della frequenza di accadimento.

In particolare, con riferimento alla tabella precedente, possono essere escluse le seguenti cause:

- ✓ n° 1 - Difetti di saldatura in quanto saranno eseguiti controlli radiografici sulle saldature al 100%;
- ✓ n° 7 - Difetti dei materiali in considerazione delle procedure di controllo che verranno adottate.
- ✓ n° 8 - movimenti del terreno in quanto le tubazioni poggeranno su rack (non sono interrate); inoltre la zona in esame è classificata “non sismica”.

In contributo della causa n° 2 (Interferenze esterne) viene assunto pari al 50%, considerando che le tubazioni sono installate all'interno dell'area impianti e quindi non soggette a urti con mezzi mobili. Inoltre, tutte le attività di manutenzione ordinaria e straordinaria sono regolate mediante l'applicazione della procedura “Permessi di lavoro”.

Sulla base di quanto sopra ne consegue che le cause di rottura tubazioni precedentemente individuate possono ridurre al 58% il rateo di guasto iniziale.

Pertanto la una frequenza di perdita da linea risulta pari a:

$$\lambda = 3,3 \cdot 10^{-8} \text{ occ/anno m}$$

Per il progetto in esame, si considerano le seguenti tubazioni significative:

#### Frequenza di accadimento ipotesi di perdita da linee di nuova installazione

	Diametro (mm)	Lunghezza (m)	Pressione (barg)	Temperatura (°C)	Max concentrazione H <sub>2</sub> S (% in peso)
a) n° 1 Linea H <sub>2</sub> S da D4-D2 a Forni Claus	250	200	0,7	40	94
b) Linea tail gas da inceneritori a TGTU 1	750	200	0,02	132	0,6
c) Linea tail gas da inceneritori a TGTU 2	750	200	0,02	132	0,6

La frequenza di perdita delle suddette linee è pari a:

- a) Linea H<sub>2</sub>S da D4-D2 a Forni Claus  $6,6 \cdot 10^{-6}$  occ/anno
- b) Linea tail gas da inceneritori a TGTU 1  $6,6 \cdot 10^{-6}$  occ/anno
- c) Linea tail gas da inceneritori a TGTU 2  $6,6 \cdot 10^{-6}$  occ/anno

Le suddette linee risultano intercettabili mediante valvole di intercettazione motorizzate.



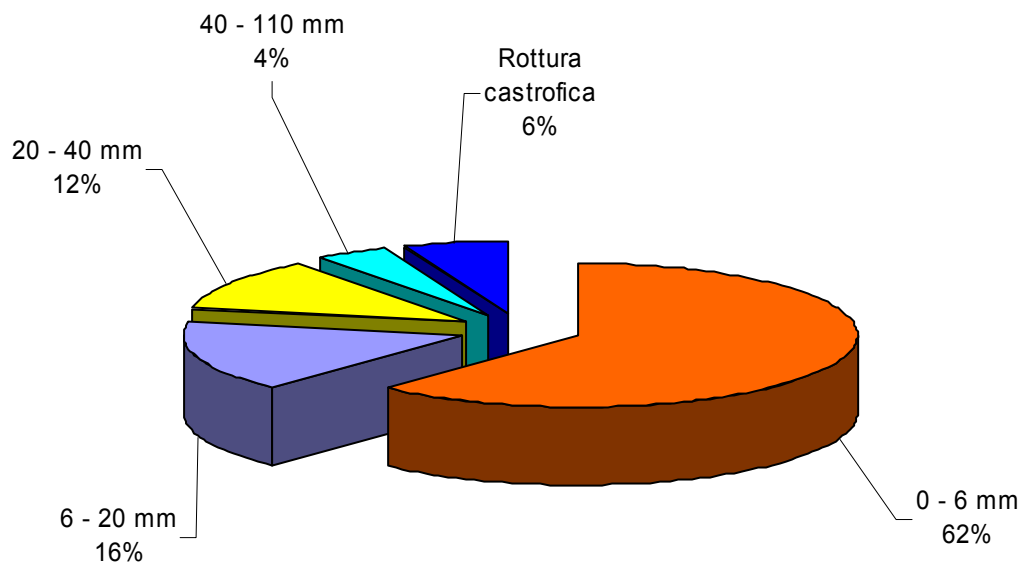
### Diametro equivalente di efflusso

Nella seguente tabella si riporta la distribuzione percentuale dei diametri equivalenti di efflusso, desunta dalla banca dati Ukopa citata nei precedenti punti.

#### Ripartizione percentuale diametri equivalenti di efflusso

Diametro equivalente di efflusso (mm)	Ripartizione percentuale (%)
0 - 6	62
6 - 20	16
20 - 40	12
40 - 110	4
Rottura catastrofica	6

#### Ripartizione percentuale dimensione foro



La frequenza di accadimento relativa all'ipotesi di perdita da una delle linee di nuova installazione considerata nel presente studio è pari a  $6,6 \cdot 10^{-6}$  occ/anno. Combinando tale frequenza con le probabilità riportate nella precedente tabella 9, ne derivano le seguenti frequenze di accadimento, associate alla dimensione del diametro equivalente di efflusso.





**Frequenza di accadimento di perdita da una delle linee in esame  
in funzione del diametro equivalenti di efflusso**

<b>Diametro equivalente di efflusso <sup>5</sup> (mm)</b>	<b>Frequenza di accadimento (occ/anno)</b>
6	$4,1 \cdot 10^{-6}$
20	$1,1 \cdot 10^{-6}$
40	$7,9 \cdot 10^{-7}$
110	$2,8 \cdot 10^{-7}$
Rottura catastrofica	$4,1 \cdot 10^{-7}$

Come risulta dalla tabella 10 sopra riportata, le frequenze di accadimento associate alle ipotesi di rilascio da linea attraverso un foro di diametro equivalente superiore a 20 mm risultano trascurabili.

<sup>5</sup> Conservativamente è stato considerato come diametro equivalente di efflusso, l'estremo superiore dell'intervallo riportato nella tabella n° 9.



### **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.

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.

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

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.

#### Forni

Tutti i forni vanno in blocco. Esiste la possibilità di raffreddare i coils dei forni appartenenti agli impianti non-catalitici con vapore di flussaggio (l'indisponibilità del vapore non è mai immediata) ciò allo scopo di non formare carbone nei coils e, per non far aumentare eccessivamente la temperatura di "SKIN" dei coils stessi.

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.

#### Recipienti a pressione

In caso di sovrappressione (anche temporanea dovuta ad isteresi) entrano in funzione le valvole di sicurezza.

#### 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 riduzione repentina di temperature e quindi in presenza di eventuali stress termici è possibile che si verifichino perdite di prodotto da accoppiamenti flangiati.

Negli impianti catalitici ove la eventuale perdita ha elevata probabilità di autoaccensione, le flange sono dotate di sistema per l'erogazione vapore mediante valvola manovrabili ad opportuna distanza di sicurezza.

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.

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 nei manuali operativi d' impianto, i cui indici sono riportati in allegato 1.D.1.1.4 del presente volume.

### **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 gli impianti di recupero zolfo Z2, Z3 e Z4 e la descrizione degli stessi.



Rif. Ipotesi	EVENTI PRIMARI				PARAMETRI		Possibili eventi conseguenti Descrizione	Velocità del vento e classe di stabilità atmosf.  (m/s)	EFFETTI CONSEGUENTI					
	Causa iniziatrice	Frequenza  (occ/anno)	Evento conseguente	Portata iniziale di rilascio (stima)  (kg/s)	Quantità rilasciata  (kg)	Durata  (s)			GAS INFIAMMABILI		DISPERSIONE GAS TOSSICI			
									LFL	0,5 LFL	IDLH		LC <sub>50</sub>	
									Distanza  (m)	Distanza  (m)	Distanza  (m)	Quota  (m)	Distanza  (m)	Quota  (m)
<b>Z2/3/4</b>														
Scenario 1 (Ipotesi 1)	Rottura casuale accoppiamento flangiato	1,36·10 <sup>-3</sup>	Rilascio di H <sub>2</sub> S da accoppiamento flangiato.	0,07 (0,026 di H <sub>2</sub> S)	42 (15,6 di H <sub>2</sub> S)	600	Dispersione di gas tossici	5D 2F	-- --	-- --	15 (I) 61 (I)	7,53	6 (II) 22 (II)	7,5
Scenario 2 (Ipotesi 3)	Perdita significativa da tubazione O <sub>2</sub>	5 · 10 <sup>-5</sup>	Rilascio di O <sub>2</sub> .	0,61	37	60	Dispersione di O <sub>2</sub>	5D 2F	CONCENTRAZIONE DI SOGLIA NON RAGGIUNTA					
<b>Sezione TGTU</b>														
Scenario 3 (Ipotesi 9)	Rottura casuale accoppiamento flangiato	1,6 · 10 <sup>-3</sup>	Rilascio di vapori contenenti H <sub>2</sub> S da accoppiamento flangiato	0,0133 (0,01 di H <sub>2</sub> S)	8 6 di H <sub>2</sub> S	600	Dispersione di gas tossici	5D	0,5	1	8 (I)	4	4 (II)	4
							Flash fire	2F	0,5	1	12 (I)	4	6 (II)	4
Scenario 4 (Ipotesi 10b/c)	Perdita significativa da linea	6,6 · 10 <sup>-6</sup>	Rilascio di tail gas da linea	0,01 (0,0001 di H <sub>2</sub> S)	6 0,06 di H <sub>2</sub> S	600	Dispersione di gas tossici	5D	--	--	1 (I)	6	0,25 (II)	6
							Flash fire	2F	--	--	1,5 (I)	6	0,25 (II)	6
Scenario 5 (Ipotesi 10a)	Rilascio di H <sub>2</sub> S da collettore DN250 da DEA4 a Claus	6,6 · 10 <sup>-6</sup>	Rilascio di vapori contenenti H <sub>2</sub> S da accoppiamento flangiato	0,01	6	600	Dispersione di gas tossici	5D	2	3	20 (I)	6	11 (II)	6
							Flash fire	2F	2	3,5	36 (I)	6	15 (II)	6

Note: (I) Concentrazione riferita ad un tempo di esposizione di 10 min, pari a 178 ppm;  
(II) Concentrazione riferita ad un tempo di esposizione di 10 min, pari a 1239 ppm.



### 1.C.1.6.1 Conseguenze degli eventi incidentali

#### IMPIANTI PRODUZIONE ZOLFO Z2, Z3 E Z4

##### **Scenario n° 1 : Rilascio di acido solfidrico per perdita significativa da accoppiamento flangiato (Rif. Ipotesi n° 1)**

L'ipotesi viene formulata per la possibilità che si verifichi una sovrappressione tale da comportare un rilascio dagli accoppiamenti flangiati presenti sul vapor line.

Si considera pertanto un allontanamento di 2 mm di un quarto delle facce della flangia di maggior diametro presenti.

L'intervento consiste nel togliere la carica e spedire il gas in torcia. Si è stimato che per far ciò, grazie anche alla presenza di opportuni sensori posizionati nella zona, siano necessari 600 s.

Il fluido fuoriuscito sarà costituito da un gas ricco di H<sub>2</sub>S, quindi tossico.

Per la particolarità della geometria dello scarico, si considera un coefficiente di efflusso pari a 0,21 che tiene conto della diversa forma del foro.

##### **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 <sup>2</sup> )	3,5
d	- Diametro equivalente di efflusso	(mm)	22
M	- Peso molecolare	(kg/Kmole)	20
T	- Temperatura del fluido	(°C)	147

Dal calcolo la portata risulta essere pari a:

Q	- Portata (perdita da ¼ di flangia)	(kg/s)	0,07
---	-------------------------------------	--------	------

Lo scenario ipotizzabile è un rilascio in atmosfera di gas contenente H<sub>2</sub>S in concentrazione pari al 35%, a una quota ipotizzata di circa 10 m e quindi una portata netta di circa 0,026 kg/s di H<sub>2</sub>S.

A seguito di tale evento si può formare una nube tossica che si disperde nell'ambiente circostante.

Per determinare le concentrazioni di H<sub>2</sub>S a varie distanze sottovento è stato utilizzato il programma PHAST, le cui caratteristiche sono riportate al Par. 1.C.1.6 del Volume I – Relazione Generale.

La valutazione degli effetti della nube tossica va riferita al tempo di esposizione e quindi al "tempo di passaggio" della nube tossica. In questo caso si può considerare un tempo di esposizione pari al tempo necessario per il deprezzamento della sezione (10 minuti).



Nella seguente tabella vengono riportati i valori delle distanze alle quali si trovano le concentrazioni di soglia IDLH e LC<sub>50</sub>.

CONCENTRAZIONI DI INTERESSE	CONDIZIONI ATMOSFERICHE			
	5D		2F	
	DISTANZA (m)	QUOTA (m)	DISTANZA (m)	QUOTA (m)
IDLH (*)	27	10	152	5
LC50 (**)	8	10	27	10

\* Concentrazione riferita ad un tempo di esposizione di 10 min, pari a 178 ppm

\*\* Concentrazione riferita ad un tempo di esposizione di 10 min, pari a 1239 ppm

Ad una quota di 1,7 m dal suolo, pari all'altezza media dell'uomo, le concentrazioni di soglia non vengono raggiunte.

## **Scenario n. 2 Rilascio di ossigeno per perdita significativa da tubazione (Riferimento Ipotesi n. 3)**

Lo scenario di seguito sviluppato considera una fuoriuscita di ossigeno gassoso da uno degli accoppiamenti flangiati presenti al punto di consegna al limite batteria Impianti zolfo. Infatti solo in tali punti, ove sono installati i gruppi di misura e di intercettazione, la tubazione di ossigeno risulta fuori terra.

La portata di O<sub>2</sub> effettivamente rilasciata è stata stimata ipotizzando un diametro del foro attraverso cui avviene il rilascio pari al 20% del diametro dell'accoppiamento flangiato, considerando un coefficiente di efflusso pari a 0.21 per la particolare geometria di scarico..

Le condizioni assunte per il rilascio considerato sono:

Sostanza rilasciata:	Ossigeno gassoso
Temperatura nelle condizioni di rilascio :	313 K
Pressione alle condizioni di rilascio:	15 barg
Diametro della tubazione:	150 mm
Diametro del foro equivalente di efflusso:	30 mm
Coefficiente di efflusso:	0.21
Altezza del rilascio :	5 m
Portata di rilascio:	0.61 kg/s

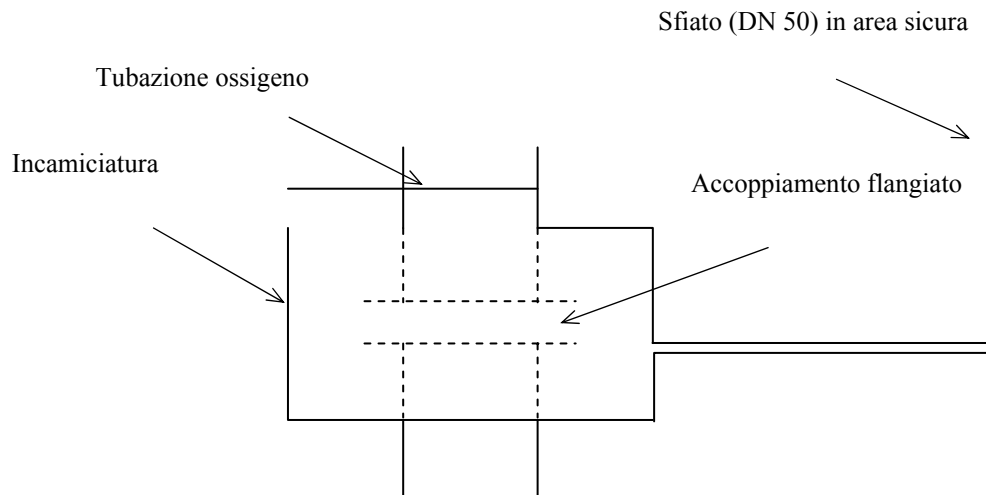
Al fine di minimizzare i possibili effetti incidentali del rilascio di ossigeno, si è realizzato un sistema di protezione aggiuntivo per gli accoppiamenti flangiati in esame, evitando in tale modo qualsiasi interessamento di apparecchiature / tubazioni circostanti.

In pratica, è realizzata una incamicatura del tratto di tubazione a monte / valle dell'accoppiamento flangiato, questo compreso, avente le stesse caratteristiche di progettazione della linea ossigeno, in



modo da garantire una completa tenuta verso l'esterno, in caso di rilascio dall'accoppiamento flangiato. Una tubazione di sfiato, di piccolo diametro (DN 50) circa, convoglia l'eventuale rilascio in area sicura.

Nello schema seguente viene mostrato il sistema sopra considerato.



Mediante l'applicazione di tale precauzione di sicurezza è possibile ipotizzare che, a fronte di una perdita dall'accoppiamento flangiato non si determinano effetti incidentali che possano interessare apparecchiature / tubazioni circostanti, né operatori di impianto.



### Scenario n° 3 Rilascio di vapori contenenti H<sub>2</sub>S da accoppiamento flangiato (Riferimento ipotesi n° 9 sezione Tail gas)

Lo scenario considera la fuoriuscita di una miscela di gas ricco di idrogeno solforato, per perdita da uno degli accoppiamenti flangiati (DN400) presenti sulla linea di vapori in ingresso all'accumulatore testa colonna D4-D2.

Si considera pertanto un allontanamento di 2 millimetri della porzione di accoppiamento flangiato compreso tra 2 bulloni.

Le conseguenze che ne derivano si possono manifestare con un rilascio continuo gas al 79% in peso di idrogeno solforato.

La durata del rilascio viene stimata in circa 10 minuti, tempo previsto perché l'operatore possa intercettare la perdita e depressare l'apparecchiatura, avendo indossato i necessari mezzi protettivi.

#### 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)	0,7
T	- Temperatura del fluido	(°C)	40
D	- Diametro equivalente di efflusso	(mm)	14
H	- Altezza di rilascio	(m)	4
c	- Concentrazione di H <sub>2</sub> S	(% in peso)	79
t	- Durata del rilascio	(s)	600

Dal calcolo la portata risulta essere pari a:

Q	- Portata totale	(kg/s)	0,0133
Q1	- portata di H <sub>2</sub> S	(kg/s)	0,01

Lo scenario ipotizzabile è un rilascio in atmosfera a una quota ipotizzata di circa 4 m, di H<sub>2</sub>S.

In tale situazione si forma una nube infiammabile e tossica che si disperde nell'ambiente circostante.

#### Dispersione tossica

Per valutare gli effetti della dispersione della nube tossica ed infiammabile è stato utilizzato il programma "Phast Professional" sviluppato dalla DNV Technica.

Sono state determinate le concentrazioni di H<sub>2</sub>S a varie distanze sottovento, riferendo le concentrazioni di soglia "IDLH" e "LC50" alla durata del rilascio. La valutazione degli effetti della nube tossica va infatti riferita al tempo di esposizione, e quindi al "tempo di passaggio" della stessa. La simulazione effettuata ha mostrato che concentrazioni pari ai valori di soglia IDLH ed LC50 riferiti a 30 minuti non vengono mai raggiunte. Pertanto sono state adottate concentrazioni di soglia riferite alla durata del rilascio (10 minuti).





Di seguito vengono riportate le massime distanze alle quali vengono raggiunte le concentrazioni di soglia per l'evento dispersione.

TIPOLOGIA	CONCENTRAZIONI DI INTERESSE	DISTANZA (m)	
		5D	2F
DISPERSIONE	IDLH (178 ppm)	8	12
	LC50 (1239 ppm)	4	6

Gli effetti dello scenario incidentale considerato sono limitati all'interno dell'area di ubicazione dell'unità in esame.

### Dispersione infiammabile

In caso di presenza di un innesco ritardato della nube di vapori di H<sub>2</sub>S, l'evento incidentale ipotizzabile è un flash fire.

Si è quindi considerato lo scenario relativo alla dispersione della nube infiammabile, ed effettuata la stima delle distanze alle quali vengono raggiunte le concentrazioni di soglia relative all'evento "flash fire".

Nella seguente tabella vengono riportate le massime distanze alle quale sono raggiunte le concentrazioni di soglia pari ad LFL e 0,5 LFL.

TIPOLOGIA	CONCENTRAZIONI DI INTERESSE	DISTANZA (m)	
		5D	2F
FLASH FIRE	0,5 LFL (20000 ppm)	1	1
	LFL (40000 ppm)	0,5	0,5

Gli effetti del flash fire sono limitati nell'intorno del punto di rilascio



## Scenario n° 2 Rilascio di tail gas per perdita da linea (Riferimento ipotesi n° 10 b/c sezione tail gas)

Lo scenario considera la fuoriuscita di una miscela di tail gas, contenente meno dell'1% in peso di H<sub>2</sub>S ed SO<sub>2</sub> per perdita significativa da 1 delle 2 due linee (DN750) di interconnessione reattori Claus – TGT1/2.

Come meglio descritto al precedente paragrafo 5.3 – Ipotesi n° 10, si considera che l'efflusso avvenga attraverso un foro di diametro equivalente pari a 20 mm.

Le conseguenze che ne derivano si possono manifestare con un rilascio continuo di gas avente un tenore di H<sub>2</sub>S pari a circa l' 1% in peso.

La durata del rilascio viene stimata in circa 10 minuti.

### PARAMETRI DI EFFLUSSO

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

Cd	- Coefficiente di efflusso		0,6
P	- Pressione di scarico	(bar)	0,02
T	- Temperatura del fluido	(°C)	132
D	- Diametro equivalente di efflusso	(mm)	20
H	- Altezza di rilascio	(m)	6
c	- Concentrazione di H <sub>2</sub> S + SO <sub>2</sub>	(% in peso)	Ca. 1
t	- Durata del rilascio	(s)	600

Dal calcolo la portata risulta essere pari a:

Q	- Portata totale	(kg/s)	0,01
Q1	- Portata di H <sub>2</sub> S + SO <sub>2</sub>	(kg/s)	0,0001

### Dispersione tossica

Per valutare gli effetti della dispersione della nube tossica ed infiammabile è stato utilizzato il programma "Phast Professional" sviluppato dalla DNV Technica.

Sono state determinate le concentrazioni di H<sub>2</sub>S a varie distanze sottovento, riferendo le concentrazioni di soglia "IDLH" e "LC50" alla durata del rilascio. La valutazione degli effetti della nube tossica va infatti riferita al tempo di esposizione, e quindi al "tempo di passaggio" della stessa. La simulazione effettuata ha mostrato che concentrazioni pari ai valori di soglia IDLH ed LC50 riferiti a 30 minuti non vengono mai raggiunte. Pertanto sono state adottate concentrazioni di soglia riferite al tempo di passaggio della nube (10 minuti).

Di seguito vengono riportate le massime distanze alle quali vengono raggiunte le concentrazioni di soglia per l'evento dispersione.



TIPOLOGIA	CONCENTRAZIONI DI INTERESSE	DISTANZA (m)	
		5D	2F
DISPERSIONE	IDLH (178 ppm)	1	1,5
	LC50 (1239 ppm)	0,25	0,25

Gli effetti dello scenario incidentale considerato sono limitati nell'intorno del punto di rilascio, ad una quota di ca. 6 m dal suolo.

### **Scenario n° 3 Rilascio di H<sub>2</sub>S da collettore DN250 da DEA4 a Claus (Riferimento ipotesi n° 10 a sezione tail gas)**

Lo scenario considera la fuoriuscita di una miscela di gas ricco di idrogeno solforato, per perdita significativa dal collettore DN250 che collega l'accumulatore D4-D2 ai reattori Claus – TGT1/2.

Come meglio descritto al precedente paragrafo 5.3 – Ipotesi n° 10, si considera che l'efflusso avvenga attraverso un foro di diametro equivalente pari a 20 mm.

Le conseguenze che ne derivano si possono manifestare con un rilascio continuo di gas avente un tenore di H<sub>2</sub>S pari a circa il 94% in peso. Conservativamente, ai fini della simulazione in oggetto, è stato considerato un gas al 100% di H<sub>2</sub>S.

La durata del rilascio viene stimata in circa 10 minuti, tempo previsto perché l'operatore possa intercettare la perdita e depressare la linea, avendo indossato i necessari mezzi protettivi.

#### **PARAMETRI DI EFFLUSSO**

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

Cd	- Coefficiente di efflusso		0,6
P	- Pressione di scarico	(bar)	0,7
T	- Temperatura del fluido	(°C)	40
D	- Diametro equivalente di efflusso	(mm)	20
H	- Altezza di rilascio	(m)	6
c	- Concentrazione di H <sub>2</sub> S	(% in peso)	100
t	- Durata del rilascio	(s)	600

Dal calcolo la portata risulta essere pari a:

Q1	- portata di H <sub>2</sub> S	(kg/s)	0,01
----	-------------------------------	--------	------

Lo scenario ipotizzabile è un rilascio in atmosfera a una quota ipotizzata di circa 6 m, di H<sub>2</sub>S. In tale situazione si forma una nube infiammabile e tossica che si disperde nell'ambiente circostante.



### Dispersione tossica

Per valutare gli effetti della dispersione della nube tossica ed infiammabile è stato utilizzato il programma “Phast Professional” sviluppato dalla DNV Technica.

Sono state determinate le concentrazioni di H<sub>2</sub>S a varie distanze sottovento, riferendo le concentrazioni di soglia “IDLH” e “LC50” alla durata del rilascio. La valutazione degli effetti della nube tossica va infatti riferita al tempo di esposizione, e quindi al “tempo di passaggio” della stessa. La simulazione effettuata ha mostrato che concentrazioni pari ai valori di soglia IDLH ed LC50 riferiti a 30 minuti non vengono mai raggiunte. Pertanto sono state adottate concentrazioni di soglia riferite alla durata del rilascio (10 minuti).

Di seguito vengono riportate le massime distanze alle quali vengono raggiunte le concentrazioni di soglia per l’evento dispersione.

TIPOLOGIA	CONCENTRAZIONI DI INTERESSE	DISTANZA (m)	
		5D	2F
DISPERSIONE	IDLH (178 ppm)	20	36
	LC50 (1239 ppm)	11	15

Gli effetti dello scenario incidentale considerato sono limitati all’interno della Raffineria.

### Dispersione infiammabile

In caso di presenza di un innesco ritardato della nube di vapori di H<sub>2</sub>S, l’evento incidentale ipotizzabile è un flash fire.

Si è quindi considerato lo scenario relativo alla dispersione della nube infiammabile, ed effettuata la stima delle distanze alle quali vengono raggiunte le concentrazioni di soglia relative all’evento “flash fire”.

Nella seguente tabella vengono riportate le massime distanze alle quale sono raggiunte le concentrazioni di soglia pari ad LFL e 0,5 LFL.

TIPOLOGIA	CONCENTRAZIONI DI INTERESSE	DISTANZA (m)	
		5D	2F
FLASH FIRE	0,5 LFL (20000 ppm)	3	3,5
	LFL (40000 ppm)	2	2

Gli effetti del flash fire sono limitati nell’intorno del punto di rilascio



## 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 riconducibili a:

- ⇒ 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.
- ⇒ valvole di sicurezza
- ⇒ 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



Di seguito si elencano alcune misure particolari specifiche degli impianti Z2, Z3 e Z4.

EVENTO	MISURE DI PREVENZIONE	MISURE DI PROTEZIONE
<b>IMPIANTI PRODUZIONE ZOLFO Z2, Z3 E Z4</b>		
<i>1-Rilascio di H<sub>2</sub>S da accoppiamento flangiato (Rif. Ipotesi 1)</i>	↳ Causa: rottura casuale Per la rottura dell'accoppiamento flangiato: - 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"><li>• Rilevatori gas tossici nell'area</li><li>• Utilizzo di acqua frazionata per abbattere la dispersione di vapori tossici.</li></ul>
<i>2- Rilascio di ossigeno per perdita significativa da tubazione (Rif. Ipotesi 2)</i>	↳ 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 - Incamiciatura degli accoppiamenti flangiati presenti sulla linea dell'ossigeno mediante opportuno inscatolamento con il convogliamento di eventuali rilasci in area sicura.	<ul style="list-style-type: none"><li>• Rilevatori gas tossici nell'area</li><li>• Utilizzo di acqua frazionata per abbattere la dispersione di vapori tossici.</li></ul>
<i>3 – Rilascio di di H<sub>2</sub>S per perdita significativa</i>	↳ 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"><li>• Rilevatori gas tossici nell'area</li><li>• Valvole di intercettazione mitizzate</li><li>• Utilizzo di acqua frazionata per abbattere la dispersione di vapori tossici</li></ul>
<i>4 – Rilascio di gas di coda per perdita significativa da linea</i>	↳ Causa: rottura casuale - Rating tubazioni maggiorati Utilizzo inibitori di corrosione - procedura ispezione e manutenzione – SPP 015 - controlli periodici da parte del personale operativo d'impianto	<ul style="list-style-type: none"><li>• Rilevatori gas tossici nell'area</li><li>• Valvole di intercettazione mitizzate</li><li>• Utilizzo di acqua frazionata per abbattere la dispersione di vapori tossici</li></ul>
<i>5 - Rilascio di H<sub>2</sub>S da collettore DN250 da DEA4 a Claus</i>	↳ Causa: rottura casuale - Rating tubazioni maggiorati Utilizzo inibitori di corrosione - procedura ispezione e manutenzione – SPP 015 - controlli periodici da parte del personale operativo d'impianto	<ul style="list-style-type: none"><li>• Rilevatori gas tossici nell'area</li><li>• Valvole di intercettazione mitizzate</li><li>• Utilizzo di acqua frazionata per abbattere la dispersione di vapori tossici</li></ul>



### **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 sovrassessori 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.

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.



Negli impianti in esame, i sistemi di blocco intervengono per:

- altissima pressione colonna di strippaggio
- altissima temperatura uscita scambiatori
- altissimo livello accumulatore di riflusso
- altissimo livello colonna di strippaggio
- alto assorbimento e bassa temperatura S3-MP A/B

I blocchi sono provati in occasione di ogni fermata degli impianti SWS-1, SWS-2 e SWS-3 prevista ogni tre anni.

#### **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 impianti zolfi Z2/3/4 non sono presenti aree al chiuso.  
Gli impianti in oggetto sono posti all'aperto e risultano ben aerati.

La sola area al chiuso è rappresentata dal capannone essiccamento zolfi.

#### **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**

Per monitorare eventuali fughe H<sub>2</sub>S all'interno degli impianti zolfo Z1/2/3 sono posizionati un congruo numero di sensori per H<sub>2</sub>S di tipo puntiforme. Ogni punto di rilevazione ha una soglia di attivazione a circa 10 ppm, che determina la segnalazione acustica di preallarme/allarme in campo.

Il segnale di preallarme/allarme, in modo individuale, è ripetuto in sala controllo impianti di raffineria. La posizione dei rilevatori di H<sub>2</sub>S è indicata nell'allegato 1.C.1.9.1/A della relazione Generale.

Per quanto riguarda gli impianti manuali di segnalazione incendi, le aree degli impianti 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.

In allegato 1.C.1.9.1/B del Volume I – Relazione Generale, è riportata la planimetria con il posizionamento dei rilevatori gas tossici presenti in Raffineria.

In allegato 1.C.1.9.1 del presente volume si riporta la planimetria con il posizionamento dei rilevatori gas tossici previsti per il monitoraggio della nuova sezione trattamento gas di coda.



## **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 Sour Water Stripper SWS1, SWS2 e SWS3, le sostanze che possono essere emesse sono le seguenti:

- Idrogeno solforato

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 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.

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 di cui al cap. I.C.1.6 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 esplicitato 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**

Nel seguito si riportano due tabelle che descrivono, rispettivamente:

- un quadro qualitativo delle conseguenze degli eventi incidentali ipotizzati;
- la sintesi dei risultati in termini quantitativi.

AREA DI INDAGINE	SCENARIO	CONSEGUENZE	EFFETTI AREA INTERNA AREA ESTERNA
IMPIANTI PRODUZIONE ZOLFO Z2, Z3 E Z4	Rilascio di gas H <sub>2</sub> S da accoppiamento flangiato	Dispersione di gas tossici (H <sub>2</sub> S)	Le concentrazioni di soglia IDLH ed LC50 vengono raggiunte ad una distanza rispettivamente di 61 m e 22 m dal punto di rilascio, ad una quota di circa 7÷8 m dal suolo, comunque entro i confini della Raffineria. Emergenza interna di Raffineria
	Rilascio di ossigeno per perdita significativa da tubazione	Rilascio di Ossigeno	Le concentrazioni di soglia non sono raggiunte. Emergenza interna di Raffineria
	Rilascio di vapori contenenti H <sub>2</sub> S da accoppiamento flangiato su D4-D2	Dispersione tossica	Le concentrazioni di soglia di riferimento pari LC50 ed IDLH sono riscontrabili, nelle condizioni atmosferiche tipiche del sito (5D), rispettivamente a 4 m ed 8 m dal punto di rilascio, all'interno dell'area di ubicazione dell'unità DEA4. Emergenza Interna di Raffineria
Flash fire		Gli effetti del flash fire sono limitati nell'intorno del punto di rilascio. Emergenza Interna di Raffineria	
IMPIANTI ZOLFO – SEZIONE TRATTAMENTO TAIL GAS TGTU-DEA4	Rilascio di tail gas per perdita da linea	Dispersione tossica (H <sub>2</sub> S)	Le concentrazioni di soglia di riferimento pari LC50 ed IDLH sono riscontrabili nell'intorno del punto di rilascio. Emergenza Interna di Raffineria
	Rilascio di H <sub>2</sub> S per perdita da linea	Dispersione tossica (H <sub>2</sub> S)	Le concentrazioni di soglia di riferimento pari LC50 ed IDLH sono riscontrabili, nelle condizioni atmosferiche tipiche del sito (5D), rispettivamente a 11 m ed a 26 m dal punto di rilascio. In condizioni atmosferiche 2F la concentrazione di soglia pari a IDLH è riscontrabile a 36 m dal punto di rilascio. Emergenza Interna di Raffineria
		Flash fire	Gli effetti del flash fire sono limitati nell'intorno del punto di rilascio. Emergenza Interna di Raffineria



Rif. Ipotesi	EVENTI PRIMARI				PARAMETRI		Possibili eventi conseguenti Descrizione	Velocità del vento e classe di stabilità atmosf.  (m/s)	EFFETTI CONSEGUENTI					
	Causa iniziatrice	Frequenza  (occ/anno)	Evento conseguente	Portata iniziale di rilascio (stima)  (kg/s)	Quantità rilasciata  (kg)	Durata  (s)			GAS INFIAMMABILI		DISPERSIONE GAS TOSSICI			
									LFL	0,5 LFL	IDLH		LC <sub>50</sub>	
									Distanza  (m)	Distanza  (m)	Distanza  (m)	Quota  (m)	Distanza  (m)	Quota  (m)
<b>Z2/3/4</b>														
Scenario 1 (Ipotesi 1)	Rottura casuale da accoppiamento flangiato	1,36·10 <sup>-3</sup>	Rilascio di H <sub>2</sub> S da accoppiamento flangiato.	0,07 (0,026 di H <sub>2</sub> S)	42 (15,6 di H <sub>2</sub> S)	600	Dispersione di gas tossici	5D  2F	--  --	--  --	15 (I)  61 (I)	7,53	6 (II)  22 (II)	7,5
Scenario 2 (Ipotesi 3)	Perdita significativa da tubazione O <sub>2</sub>	5 · 10 <sup>-5</sup>	Rilascio di O <sub>2</sub> .	0,61	37	60	Dispersione di O <sub>2</sub>	5D  2F	CONCENTRAZIONE DI SOGLIA NON RAGGIUNTA					
<b>Sezione TGTU</b>														
Scenario 3 (Ipotesi 9)	Rottura casuale da accoppiamento flangiato	1,6 · 10 <sup>-3</sup>	Rilascio di vapori contenenti H <sub>2</sub> S da accoppiamento flangiato	0,0133 (0,01 di H <sub>2</sub> S)	8 6 di H <sub>2</sub> S	600	Dispersione di gas tossici	5D	0,5	1	8 (I)	4	4 (II)	4
								Flash fire	2F	0,5	1	12 (I)	4	6 (II)
Scenario 4 (Ipotesi 10b/c)	Perdita significativa da linea	6,6 · 10 <sup>-6</sup>	Rilascio di tail gas da linea	0,01 (0,0001 di H <sub>2</sub> S)	6 0,06 di H <sub>2</sub> S	600	Dispersione di gas tossici	5D	--	--	1 (I)	6	0,25 (II)	6
								Flash fire	2F	--	--	1,5 (I)	6	0,25 (II)
Scenario 5 (Ipotesi 10a)	Rilascio di H <sub>2</sub> S da collettore DN250 da DEA4 a Claus	6,6 · 10 <sup>-6</sup>	Rilascio di vapori contenenti H <sub>2</sub> S da accoppiamento flangiato	0,01	6	600	Dispersione di gas tossici	5D	2	3	20 (I)	6	11 (II)	6
								Flash fire	2F	2	3,5	36 (I)	6	15 (II)

Note: (I) Concentrazione riferita ad un tempo di esposizione di 10 min, pari a 178 ppm;  
 (II) Concentrazione riferita ad un tempo di esposizione di 10 min, pari a 1239 ppm.



## ***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.

Gli scenari incidentali considerati per gli impianti in oggetto comportano il rilascio di sostanze infiammabili che possono dar luogo a:

- concentrazioni tossiche sottovento al punto di rilascio;

Le dispersioni tossiche possono comportare danni agli operatori eventualmente esposti ma non diretti effetti domino.

Le dispersioni di ossigeno non comportano né effetti domino né danni diretti agli operatori esposti in quanto le concentrazioni di soglia non sono raggiunte. La dispersione di ossigeno può amplificare gli effetti derivanti da incendi in atto.

Per la valutazione di possibili effetti domino<sup>6</sup> derivanti da incendi di pozze di liquidi infiammabili o da getti incendiati, individuati al precedente paragrafo 1.C.1.6, si è proceduto a:

1. identificare le ipotesi incidentali che possono dare origine a effetti secondari;
2. identificare aree potenzialmente coinvolte dagli effetti;
3. Valutare la tipologia di evento incidentale che può avere origine a seguito del verificarsi di un possibile effetto domino.

In considerazione della tipologia di eventi che caratterizzano gli impianti in esame, non si evincono effetti domino.

---

<sup>6</sup> L'approccio metodologico seguito prende spunto dalle considerazioni riportate nell'ambito del progetto VARIAR elaborato dall'ANPA, i cui contenuti sono propedeutici alla trattazione dell'argomento e forniscono utili indicazioni anche in considerazione di quanto previsto all'art. 12 del D.Lgs 334/99



### **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 e telecomandate da sala controllo.
- Rete gas inerte (azoto).
- Lance di vapore
- Sistema per la misura della differenza di portata tra ingresso e uscita della linea nuovo collettore gas acido.
- Aree pavimentate e cordolate, con adeguata pendenza verso sistema di rete fognaria

#### **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 interne 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 agli impianti di produzione zolfo Z2, Z3 e Z4.

### **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 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 antifluco* 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 alternativa 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 spazatura, 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.

A protezione degli impianti di produzione zolfo Z2, Z3 e Z4 non sono previsti sistemi fissi antincendio.

Nelle tabelle seguenti si riporta la consistenza dei presidi mobili suddivisi per i diversi impianti zolfo.

	N° estintori		
	Z2	Z3	Z4
Portatili tipo P12	16	39	30
Carrellati tipo P100	3	3	4

Negli impianti sono inoltre presenti i seguenti presidi mobili a schiuma.

- n° 1 carrello schiumogeno (Z2)
- n° 2 carrelli schiumogeni (Z3)
- n° 2 carrelli schiumogeni (Z4)

Relativamente i mezzi di protezione a disposizione degli operatori, dislocate nelle aree di ubicazione degli impianti Zolfo Z2, Z3 e Z4, sono presenti le seguenti attrezzature per la protezione personale:

	N° attrezzature		
	Z2	Z3	Z4
Coperte e/o tute antifiamma	1	-	-
Cassette portamaschere	2	2	2
Cassette con tuta e autoprotettore	1	2	2
Maschere antigas	4	10	6
Filtri antigas	10	10	6
Autoprotettore bibombola	1	2	2

Inoltre l'area scagliettrice e Silos è dotata delle seguenti attrezzature:

- n° 24 estintori a polvere P12
- n° 2 cassette porta maschere
- n° 4 maschere antigas
- n° 4 filtri antigas



Per la nuova sezione trattamento gas di coda degli impianti recupero zolfo Z2/3/4 in oggetto è prevista la realizzazione di una rete antincendio perimetrale interrata, derivata dalla dorsale DN 14” e dotata di un numero adeguato di idranti soprassuolo autodrenanti (ogni 30 m circa) aventi ciascuno 2 bocche UNI 70 e 1 UNI 125, corredati di cassette con manichette e lance idriche.

In aggiunta, sono previste le seguenti attrezzature antincendio mobili e mezzi di protezione collettiva :

- estintori portatili a polvere tipo P12;
- estintori portatili a CO<sub>2</sub>;
- estintore a polvere carrellato P100;
- postazioni con docce di emergenza e fontanelle lavaocchi;
- rilevatore individuale portatile per H<sub>2</sub>S;

In allegato 1.D.1.10 del presente volume si riporta la planimetria antincendio dell’area di ubicazione della nuova sezione trattamento gas di coda, di prossima realizzazione.

#### **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 sversamenti 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**

Negli impianti in oggetto non sono presenti sistemi di estinzione con gas inerte e/o vapore.



## **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 lavaggio gas DEA1/2/3)
- Recupero zolfo Z2/3/4 e incenerimento gas di coda impianti Z2/3/4 (analizzati nel presente volume)
- Riduzione/neutralizzazione HF (vedi paragrafo 1.E.1.2 – Volume I – Relazione Generale)
- Strippaggio acque acide SWS 1/2/3 (vedi Volume XII – Impianti lavaggio acque acide SWS 1/2/3)
- 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.