

Per
Raffineria di Gela S.p.A.
Stabilimento di Gela (CL)

Allegato C06

**Nuova relazione tecnica dei processi produttivi
dell'impianto da autorizzare**

Rev.1

Contratto FWIENV n° 1-BH-0339A

INDICE

<u>1. PREMESSA</u>	<u>3</u>
<u>2. LE MODIFICHE PROPOSTE</u>	<u>4</u>
2.1. LOCALIZZAZIONE DEGLI INTERVENTI.....	5
2.2. TEMPISTICA DEGLI INTERVENTI	6
<u>3. SINTESI DELLE PRINCIPALI CARATTERISTICHE PROGETTUALI.....</u>	<u>7</u>
3.1. IMPIANTO DI PRODUZIONE IDROGENO.....	7
3.1.1. BASI DI PROGETTO.....	7
3.1.2. DESCRIZIONE DEL PROCESSO.....	9
3.2. PROGETTO IMPIANTO RECUPERO ZOLFO	14
3.2.1. BASI DI PROGETTO.....	14
3.2.2. DESCRIZIONE DEL PROCESSO.....	16
<u>4. PRESTAZIONI AMBIENTALI ATTESE.....</u>	<u>22</u>
4.1. EMISSIONI IN ATMOSFERA	22
4.2. CONSUMI IDRICI	24
4.3. CONSUMI DI MATERIE PRIME ED AUSILIARIE.....	25
4.4. PRODUZIONE DI RIFIUTI.....	26
4.4.1. CONSUMO E PRODUZIONE DI ENERGIA	27
4.5. RUMORE.....	27
<u>5. MISURE DI SICUREZZA</u>	<u>28</u>
5.1. IMPIANTO DI PRODUZIONE IDROGENO.....	28
5.2. IMPIANTO RECUPERO ZOLFO	30

1. PREMESSA

Il decreto attuativo alla legge 152/2006 relativo alle procedure di valutazione ambientale (VIA, VAS, IPPC) emanato in data 18 gennaio 2008 dal Ministero (D.lvo 4/2008), prevede un procedimento unico per la Valutazione di Impatto ambientale e l'Autorizzazione Integrata Ambientale.

In accordo con tali indicazioni, la presente relazione tecnica riprende e sintetizza i contenuti del quadro di riferimento progettuale dello Studio di Impatto Ambientale, di cui costituisce allegato, ai fini dell'acquisizione dell'autorizzazione per la realizzazione degli interventi di adeguamento tecnologico della Raffineria di Gela, sita nell'omonimo comune in Provincia di Caltanissetta.

La presente relazione costituisce un'integrazione alla seguente documentazione per la domanda AIA già presentata al Ministero:

- scheda B18, gennaio 2007, URS;
- scheda Cprimo 6, luglio 2007, URS.

Saranno dunque analizzate nel proseguo della relazione le modifiche proposte e i loro effetti stimati in base alle informazioni ad oggi disponibili, riprendendo e ove necessario integrando il quadro di conoscenze già a disposizione del Ministero. La relazione si articola in un capitolo descrittivo delle modifiche proposte per la Raffineria, un capitolo d'analisi delle prestazioni dei nuovi impianti nel loro complesso ed un'ultima parte relativa alle misure di sicurezza.

Trattandosi di nuovi impianti non sono invece disponibili informazioni in merito alle problematiche di funzionamento registrate durante l'esercizio.

Per approfondimenti di dettaglio rimandiamo ai progetti sviluppati per i singoli impianti ai fini della Valutazione di Impatto ambientale ed allegati al SIA.

2. LE MODIFICHE PROPOSTE

Il progetto consiste nella realizzazione dei seguenti interventi e della loro connessione ai servizi esistenti in raffineria:

- **Nuovo impianto di produzione idrogeno;** il sistema di produzione dell'idrogeno sarà ammodernato con la realizzazione di un nuovo impianto che sostituirà una delle due linee dell'esistente impianto Texaco.
- **Nuovo impianto di recupero zolfo (di seguito SRU2);** il sistema di recupero zolfo di Raffineria sarà potenziato con l'aggiunta di una nuova unità denominata SRU2, che affiancherà l'esistente unità SRU1 e che consentirà di aumentare la capacità di recupero dello zolfo presente nei gas acidi generati dal ciclo produttivo di Raffineria e, conseguentemente, ridurre le emissioni in atmosfera, in particolare per quanto riguarda le emissioni di ossidi di zolfo e di monossido di carbonio. La realizzazione del nuovo impianto SRU2 consentirà di fermare una delle due linee dell'impianto Acido Solforico.

Tutti gli interventi e le misure adottate saranno realizzati all'interno dei confini della Raffineria di Gela (CL).

La realizzazione del progetto consentirà di ottenere un miglioramento delle prestazioni ambientali per l'intero complesso produttivo.

La realizzazione del progetto non comporterà alcuna variazione dell'attuale capacità di lavorazione della Raffineria.

2.1. Localizzazione degli interventi

L'appendice 1 all'Introduzione al Progetto contiene la planimetria di dettaglio dello stabilimento con la localizzazione delle aree destinate alla realizzazione dei nuovi impianti e all'ammodernamento di quelli esistenti. La localizzazione, all'interno dello stabilimento, delle aree di intervento è riportata anche nella seguente Figura 2.1.

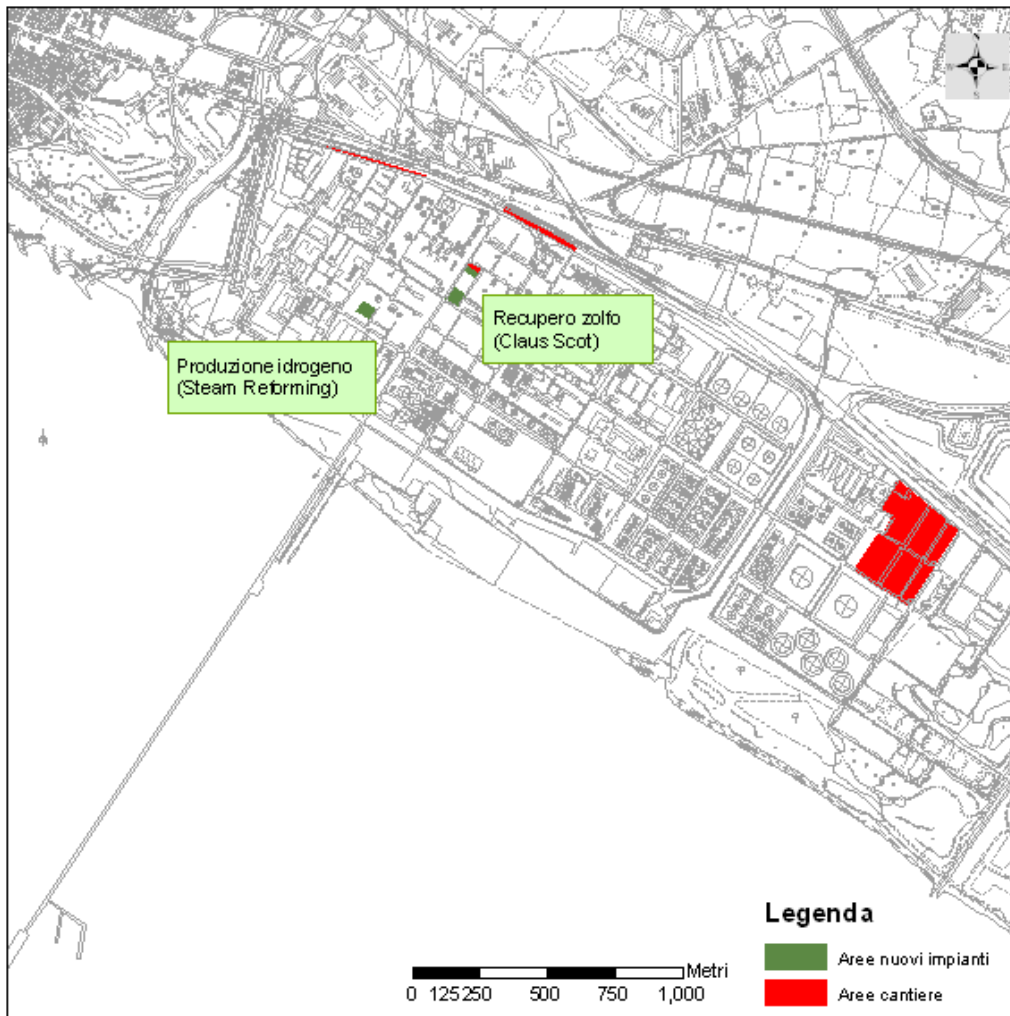


Figura 2.1 – Inserimento degli interventi in Raffineria

2.2. Tempistica degli interventi

Nella seguente Figura 2.2 è rintracciabile il dettaglio del cronogramma di realizzazione degli interventi^{1e2}.

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
		M2	M3	M4	M5	M6	M7	M8	M9	M10	M11	M12	M13	M14	M15
IMPIANTO DI RECUPERO ZOLFO															
IMPIANTO DI PRODUZIONE IDROGENO															

Figura 2.2 – Cronogramma per la realizzazione degli interventi

A seguito della realizzazione e del consolidato esercizio degli impianti Recupero Zolfo e Produzione Idrogeno saranno fermate una delle due linee Acido Solforico e una delle due linee Texaco.

¹ □ Cronogramma di progetto definito assumendo l'effettiva e definitiva fruibilità delle aree di Progetto ai sensi della normativa vigente in materia di bonifica di siti inquinati.

² Sono escluse le attività di commissioning dell'impianto.

3. SINTESI DELLE PRINCIPALI CARATTERISTICHE PROGETTUALI

3.1. Impianto di produzione idrogeno

La localizzazione del nuovo impianto di produzione idrogeno è prevista nell'Isola 5 della Raffineria di Gela, nelle vicinanze dell'impianto di produzione idrogeno attualmente in esercizio.

Per il progetto relativo è prevista la realizzazione di una nuova Sala Tecnica di tipo bunkerizzato, mentre come Sala Controllo sarà utilizzata quella esistente dell'impianto Acido Solforico. La sala tecnica è da considerare come la sala controllo.

Per maggiore dettaglio si rimanda alla parte I del progetto per l'adeguamento tecnologico di Raffineria relativo al nuovo impianto.

Nella seguente è rappresentata la planimetria di impianto inserita nella mappa di Raffineria.

3.1.1. Basi di Progetto

Il nuovo impianto è in grado di assicurare una produzione idrogeno pari a 55.000 Nm³/h, con un titolo almeno pari a 99,5%.

Il nuovo impianto lavorerà la carica di alimentazione costituita da gas di testa della colonna C-105 e da gas di coda della colonna C-505 del Coking 2, previa desolforazione nella nuova unità TGTU e fornirà l'idrogeno da utilizzare per i processi di idrodesolforazione delle esistenti unità DF (desolforazione flussanti), DG (desolforazione gasoli) e Gofiner, la cui attività consiste nella desolforazione dei prodotti che costituiscono il pool gasoli.

La tecnologia Steam Reforming è in grado di operare trattando come carica anche solo gas naturale o solo gas di testa (C-105), rispettivamente con capacità produttiva inferiore o al limite uguale a quella attesa alle normali condizioni operative.

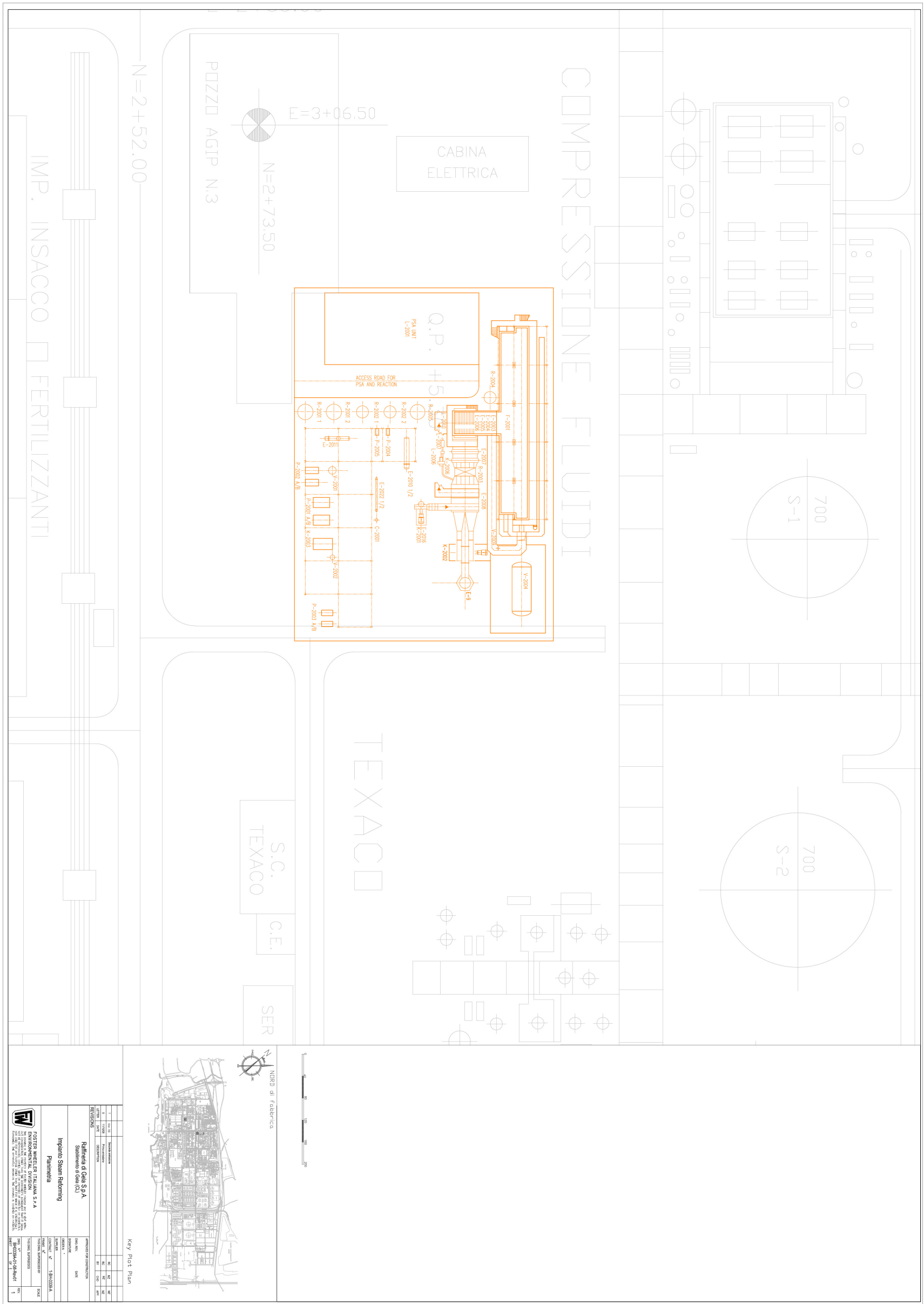


Figura 3.1 – Planimetria dell'impianto di produzione idrogeno inserita nella mappa della Raffineria

3.1.2. Descrizione del processo

Il nuovo impianto Steam Reformer prevede le seguenti fasi di trattamento:

1. Sezione Desolforazione;
2. Sezione Reforming;
3. Sezione CO-Conversion;
4. Sezione Gas Cooling;
5. sezione di Strippaggio delle condense.
6. Sezione PSA.
7. Sezione Generazione Vapore.

Di seguito viene fornita una descrizione delle fasi del processo sopra elencate.

Per l'individuazione dei flussi di processo in ingresso ed in uscita dall'impianto si faccia riferimento allo schema a blocchi in Figura 3.2 e alla Tabella 3.1, riportati di seguito.

Sezione desolforazione

La sezione di desolforazione contiene 4 reattori, due destinati all'idrogenazione e due destinati all'assorbimento di H₂S.

La carica di alimentazione, costituita da gas di testa della colonna C-105 (*flusso n. 2*) e tail gas della colonna C-505 (*flusso n. 1*), viene preriscaldata ed inviata ai reattori di idrogenazione e successivamente agli assorbitori.

Nel primo reattore di idrogenazione ha luogo la saturazione e l'idrogenazione delle monoolefine, nel secondo reattore di idrogenazione ha luogo la saturazione delle monoolefine rimanenti e l'idrogenazione dei composti solforati.

A valle dell'idrogenazione la carica idrogenata entra negli assorbitori, disposti in serie, dove ha luogo la reazione di assorbimento dell'H₂S da parte dell'ossido di zinco ZnO, con generazione di H₂O e ZnS.

Dagli assorbitori la carica viene inviata alla sezione di Reforming.

Sezione Reforming

Nella sezione di reforming (trattamento termico) la carica (*flusso n.1 e n. 2*) è convertita in gas di sintesi, costituito principalmente da H₂, CO, CO₂, N₂, CH₄.

Il trattamento termico a vapore si svolge in due fasi: la prima ha luogo in una sezione di pre-reformer, la seconda in un reformer tubolare. Entrambe avvengono con l'ausilio di un catalizzatore dedicato.

Il trattamento termico a vapore consiste in una reazione endotermica tra i gas di carica ed il vapore acqueo ed è seguito da due reazioni esotermiche con generazione finale di CO₂, H₂ e calore.

Alle sezioni sopra descritte è affiancata una sezione per il recupero del calore dal gas di scarto generato da tali sezioni.

Il gas di scarto che lascia la sezione di convezione del reformer è inviato al camino (*flusso n°14*) mentre il gas di processo, passando attraverso i bollitori, permette la generazione di vapore ad alta pressione.

Sezione CO-conversion

La reazione esotermica che genera CO₂, H₂ e calore, iniziata nella sezione di steam reforming, prosegue nella sezione di conversione denominata Medium Temperature Shift Converter con l'ausilio di due catalizzatori.

Sezione Gas Cooling

All'uscita dalla sezione CO-conversion il gas viene raffreddato e fatto passare attraverso un'unità per la separazione delle condense (Process Condensate Separator) che vengono successivamente convogliate ad uno Stripper.

Sezione Strippaggio delle condense

Questa sezione riceve le condense dal Process Condensate Separator.

Dalle condense tramite controcorrente di vapore vengono strippati metanolo e ammoniaca. Il condensato viene raffreddato e poi inviato ad un Deaeratore.

Sezione PSA

L'unità PSA (Pressure Swing Absorption) serve per la purificazione dell'idrogeno fino a portarne il titolo maggiore del 99,5%.

In questa sezione il gas ad alta pressione viene fatto passare attraverso un adsorbente che trattiene le impurità e lascia passare l'H₂.

Successivamente l'adsorbente viene rigenerato abbassando la pressione e permettendo il rilascio delle impurità.

L'H₂ prodotto dalla sezione PSA (*flusso n. 11*) viene inviato al limite di batteria per l'utilizzo, mentre i gas costituenti le impurità vengono rinviati con il rimanente H₂ alla sezione reforming come combustibile primario per il Reformer tubolare.

Sezione Generazione vapore

Il condensato di processo, il vapore condensato e l'acqua demineralizzata (*flusso n. 4*) vengono inviati al deaeratore.

Il pH è controllato con l'aggiunta di ammine.

Dal deaeratore l'acqua alimento caldaia preriscaldata è inviata allo Steam Drum; a monte dello Steam Drum viene aggiunto fosfato per correggere il pH e per permettere la precipitazione di Ca²⁺ e Mg²⁺.

Le BFW dallo Steam Drum vengono prelevate per produrre vapore da utilizzare nel processo di generazione dell'idrogeno e per utilizzi esterni all'impianto Steam Reformer.

Per garantire la qualità della boiler water viene mantenuto in funzione in continuo il blow down dello Steam Drum (*flusso n°13*).

Il vapore ceduto all'esterno dell'impianto (*flusso n°10 dello schema a blocchi*) viene fornito alla temperatura di 360 °C ed alla pressione di 35 bar g.

Per l'identificazione dei flussi (codificati numericamente) si faccia riferimento alla tabella di seguito riportata.

Tabella 3-1– Riferimenti flussi schema a blocchi

n°	Nome corrente	Portata		Temperatura		Pressione	
		udm	valore	udm	valore	udm	valore
1	Gas di Coda C-505	Nm ³ /h	7.000	°C	40	barg	46
2	Gas di Testa C-105	Nm ³ /h	14.843	°C	40	barg	46
3	Fuel Gas ³	Nm ³ /h	1.200	°C	30	barg	3,5
4	Acqua demineralizzata	kg/h	67.472	°C	20	barg	7
5	Acqua di raffreddamento	m ³ /h	180	°C	13-28	barg	3
6	Aria compressa	Nm ³ /h	500	°C	25	barg	2,8
7	Azoto	Nm ³ /h	50	°C	25	barg	5
8 a	Fosfato trisodico	Kg/h	0,4				
8 b	Morfolina	Kg/h	0,3				
8 c	Soluzione ammoniacale ⁴	Kg/h	23,4				
9	Energia elettrica	MWh/h	1,5				
10	Vapore	kg/h	40.400	°C	360	barg	35
11	Idrogeno	Nm ³ /h	55.100	°C	40	barg	26
12	Acqua di raffreddamento	m ³ /h	180	°C	35 ⁵	barg	3
13	Blow down	kg/h	586	°C	60		
14	Fumi Esausti	Nm ³ /h ⁶	108.000	°C	212		
15	Rifiuti	ton/a	106				

³ Nel presente schema non è indicata la portata di gas di ricircolo dell'off-gas del PSA pari a circa 32'750 Nm³/h; tale portata è invece stata utilizzata nel calcolo dei consumi di energia proposto nelle schede AIA allegate.

⁴ Soluzione al 20% in peso.

⁵ Temperatura massima di ritorno

⁶ Fumi secchi al 3% di O₂

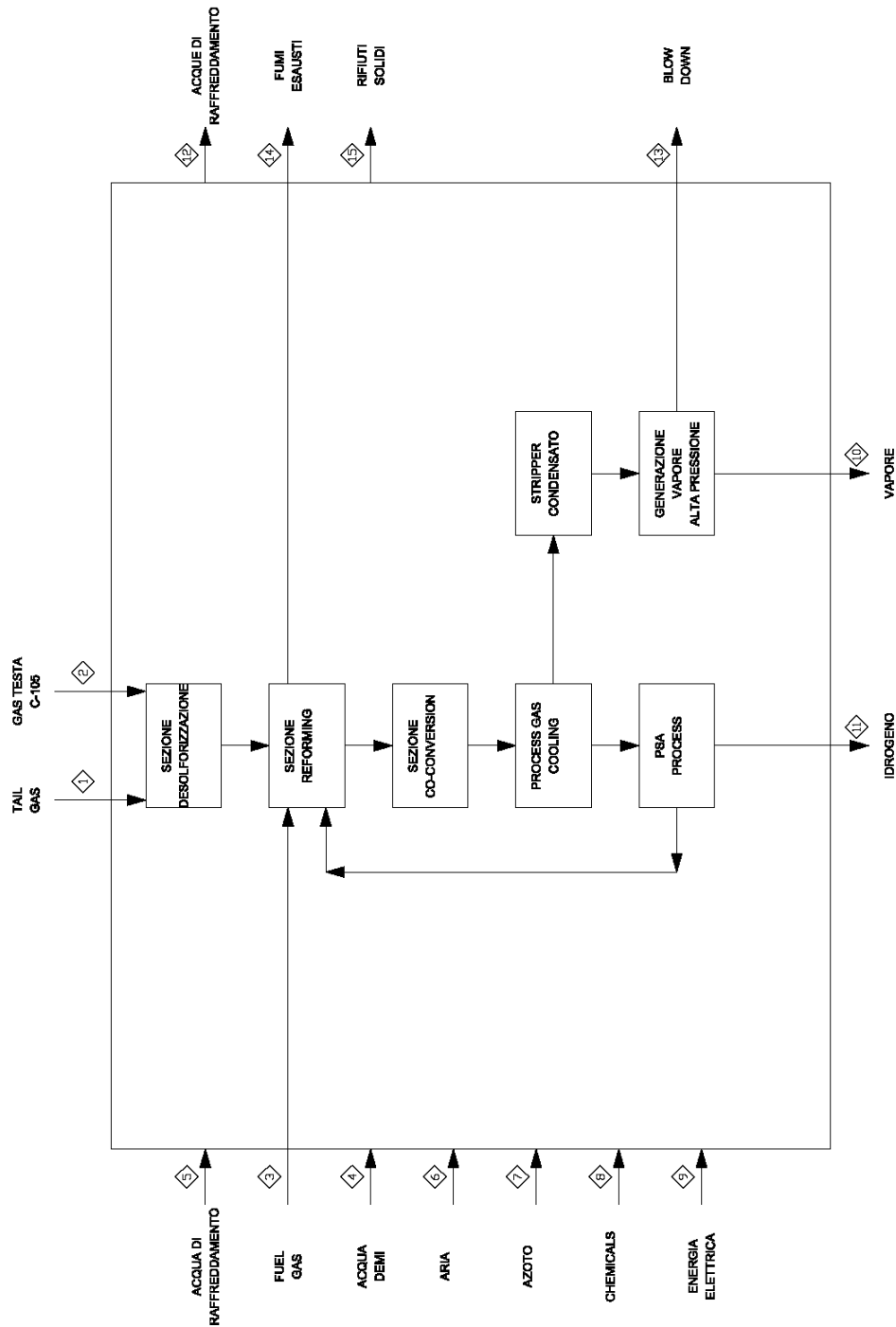


Figura 3.2 – Schema a blocchi dell'impianto di produzione idrogeno

Maggio 2009
 Rev. 4
 13 di 30

Raffineria di Gela S.p.A.
 Stabilimento di Gela (CL)
 Interventi di adeguamento tecnologico
 Domanda di autorizzazione integrata ambientale
 Contratto FWIENV n° 1-BH-0339A

3.2. Progetto impianto recupero zolfo

La collocazione della nuova unità all'interno del perimetro di Raffineria è prevista per la maggior parte nell'area libera a sud dell'impianto di recupero zolfo attualmente in esercizio, con la sola area del post-combustore posta a nord dello stesso. In particolare sarà interessata dall'intervento l'area sud-ovest dell'isola 7. L'esatta ubicazione è visualizzabile nell'Allegato 2 dello Studio di Impatto Ambientale.

Nella parte Nord dell'isola 7 è prevista la realizzazione della nuova sala tecnica, da costruirsi in cemento armato.

Per un maggiore dettaglio si rimanda alla planimetria della nuova unità SRU2, rintracciabile nella sezione C5 del progetto, e all'inserimento fotografico (Allegato 4).

Nella seguente è rappresentata la planimetria di impianto inserita nella mappa di Raffineria.

3.2.1. Basi di Progetto

A fronte dell'inseverimento dei processi di desolforazione e degli obiettivi di sviluppo sostenibile della Raffineria, il nuovo impianto di produzione (SRU2) garantirà una maggior capacità di conversione di H₂S in zolfo liquido e si avvarrà di una tecnologia di ultima generazione per il trattamento dei gas di coda, a servizio anche dell'impianto di recupero zolfo esistente (SRU1).

L'impianto sarà in grado di produrre 160 t/giorno di zolfo, trattando i gas acidi provenienti dalle sezioni di strippaggio delle acque acide (Sour Water Stripper, SWS) e di rigenerazione delle ammine (Amine Acid Gas, AAG).

Un'unità di trattamento dedicata processerà i gas di coda dell'unità esistente e di quella nuova, mentre l'attuale sezione di post-combustione sarà mantenuta in esercizio solo con funzione di riserva.

Gli interventi in oggetto presuppongono la messa fuori esercizio di una delle due linee dell'impianto acido solforico.

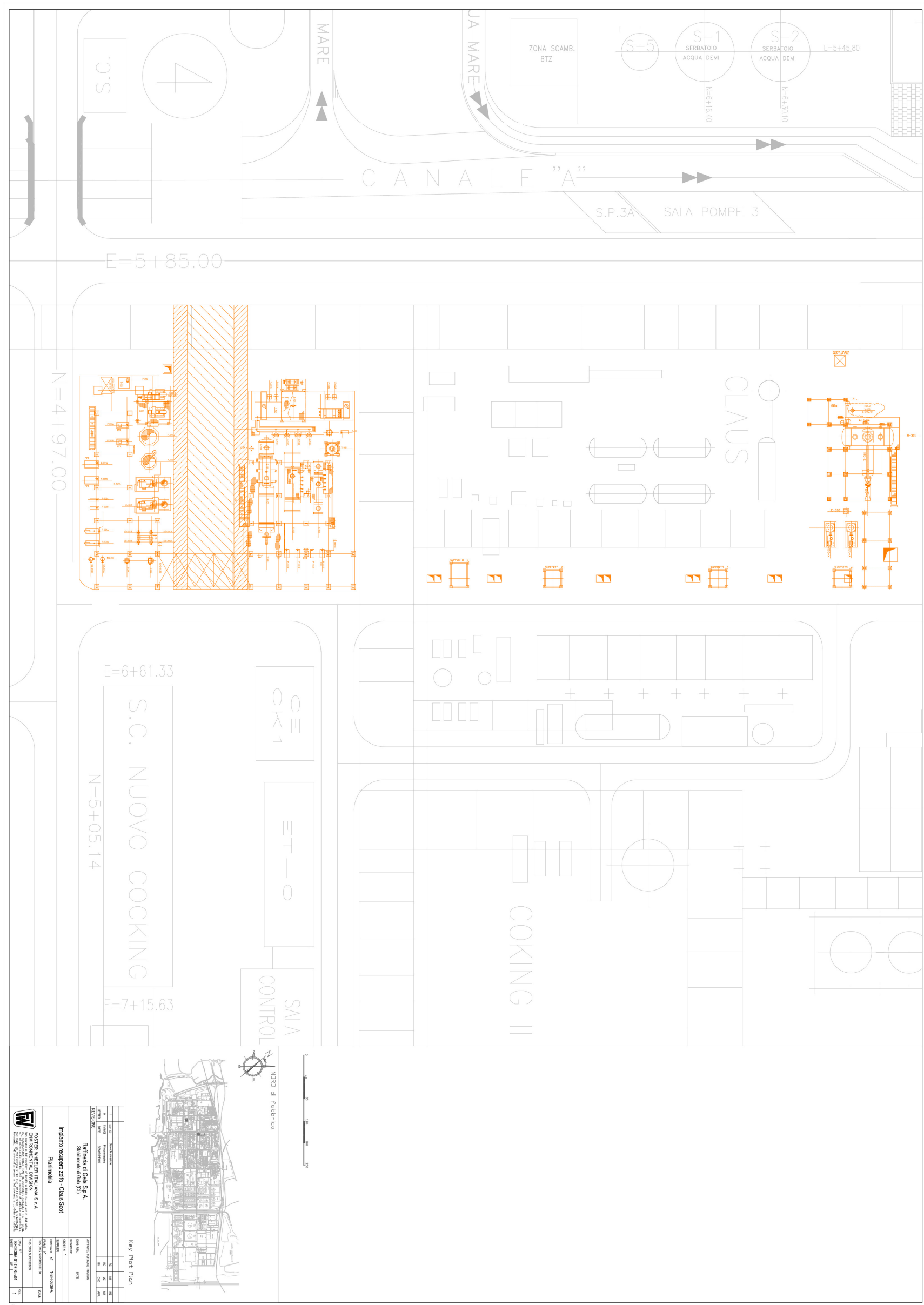


Figura 3.3 – Planimetria dell'impianto di recupero zolfo inserita nella mappa della Raffineria.

3.2.2. Descrizione del processo

Il nuovo impianto prevede le seguenti fasi di trattamento dei gas acidi di Raffineria:

- Unità Claus;
- Unità di trattamento dei gas di coda generati dall'unità Claus (TGT);
- Sistema di generazione vapore;
- Unità di degasazione;
- Unità di post-combustione catalitica.

Di seguito viene fornita una descrizione delle fasi del processo di conversione sopra elencate.

Unità Claus

L'unità Claus è formata da un reattore termico (primo stadio di conversione termica dell'H₂S in zolfo liquido) e da due reattori catalitici (che costituiscono il secondo stadio di conversione catalitica).

Il bruciatore principale, la cui operatività viene garantita dal fuel gas proveniente dalla rete di raffineria (*flusso n. 5*), viene alimentato con una carica di gas acidi (provenienti dal circuito amminico e dal deassorbitore posizionato sulla linea delle acque acide, rispettivamente *flusso n. 1 e n.2*) e con aria di combustione proveniente da un Combustion Air Blower.

I gas di processo originati nel reattore termico vengono inviati ad una sezione di condensazione denominata WHB (waste heat boiler), dove lo zolfo condensa e viene inviato (*flusso n. 16*) ad una vasca di accumulo (Sulphur pit) facente parte dell'Unità di degasazione, mentre i gas (Tail gas) che fuoriescono dalla sezione di condensazione vengono inviati all'unità TGT.

Le condense acide vengono inviate all'unità di trattamento delle acque acide denominata SWS Unit, che degasifica le acque in ingresso e fornisce parte della carica dei gas acidi che vengono trattati dall'Unità Claus.

Un flusso di aria viene indotto attraverso lo zolfo liquido per favorire lo strippaggio del H₂S disciolto e per decomporre i polisolfuri presenti.

Unità di trattamento dei gas di coda generati dall'unità Claus (TGT)

L'unità TGT è costituita da un reattore di riduzione dove avvengono le reazioni di idrogenazione ed idrolisi, che consentono la conversione dello zolfo contenuto nei composti solforati.

La carica dell'unità TGT è costituita da composti solforati contenuti nei gas in uscita dalla sezione di condensazione dell'Unità Claus (SRU2) e dall'impianto Claus esistente (SRU1).

Dopo idrogenazione tali gas sono raffreddati ed inviati ad un assorbitore, dove vengono lavati con una soluzione amminica selettiva, MDEA povera, (*flusso n.3*) proveniente dall'impianto Coking 2 e o dall'Unità di Recupero gas, per rimuovere l'H₂S ancora presente.

I gas che fuoriescono dall'assorbitore possono essere inviati all'unità di post-combustione catalitica. Anche nel caso dell'unità TGT le condense acide vengono inviate all'unità di trattamento delle acque acide denominata SWS Unit, che degasifica le acque in ingresso e fornisce parte della carica dei gas acidi che sono trattati dall'Unità Claus.

La soluzione amminica selettiva, arricchitasi di H₂S (MDEA ricca), viene ricircolata nelle colonne di rigenerazione del Coking 2 o dell'Unità di Recupero gas amminici e recupero gas per la rigenerazione, che permette di separare l'H₂S ottenuto lavando i gas nell'assorbitore ed inviarlo alla sezione Claus per la conversione in zolfo liquido.

Sistema di generazione vapore (BFW)

L'Unità utilizza il calore disponibile nelle unità del nuovo SRU2 per produrre vapore.

L'acqua di alimento caldaia è prelevata dalla rete di Raffineria e pompata ai sistemi di generazione vapore ad alta pressione (HP steam) ed a bassa pressione (LP steam).

Il vapore ad alta pressione è generato nella Caldaia di Recupero per mezzo del calore recuperato dai fumi effluenti dalla unità Claus.

Una frazione del vapore prodotto è utilizzata per il riscaldamento dei vapori effluenti dagli stadi di condensazione della stessa unità al fine di portare la miscela gassosa alle condizioni di temperatura richieste per la conversione catalitica dello zolfo.

Il condensato ed il vapore eccedente sono laminati per produrre vapore a media pressione (MP steam).

Una seconda fonte di vapore a media pressione è costituita dalla laminazione del vapore importato dalla SRU1.

Il condensato a media pressione prodotto per laminazione è utilizzato nel primo stadio di condensazione dello zolfo per la produzione di vapore saturo: tale vapore di bassa pressione viene esportato alla rete di Raffineria (*flusso n.17*).

Il vapore di media pressione prodotto per laminazione è surriscaldato a spese della condensazione del vapore ad alta pressione ed esportato alla rete di Raffineria (*flusso n.18*). Nel secondo stadio di condensazione (stadio finale dell'unità Claus), viene prodotto vapore saturo per evaporazione dell'acqua di alimento caldaia alimentata a bassa pressione, che viene utilizzato all'interno del nuovo impianto.

Unità di degasazione

L'unità di degasazione è utilizzata per estrarre l'H₂S ancora disciolto nello zolfo liquido ottenuto dalle unità di conversione dell'Unità Claus.

Lo zolfo liquido proveniente dall'Unità Claus è immesso nella prima parte della vasca di accumulo zolfo e da questa viene pompato alle torri di strippaggio alloggiato sopra la vasca di accumulo.

La degasazione è effettuata immettendo un flusso di aria calda alla base delle torri di strippaggio, in modo che il gorgogliamento induca, senza l'aggiunta di additivi chimici, il rilascio dell'H₂S ancora disciolto nel volume di zolfo liquido e la decomposizione dei polisolfuri presenti. Lo zolfo sfiorato dalle torri di strippaggio ricade nella vasca di accumulo e da questa viene inviato allo stoccaggio definitivo, mentre l'aria utilizzata per lo strippaggio, ormai ricca di gas di coda, viene inviata alla camera di combustione dell'unità di post-combustione.

Unità di post-combustione catalitica

L'Unità di Post-combustione catalitica, converte in anidride solforosa (SO₂) lo zolfo residuo nel gas in alimentazione, presente sotto forma di idrogeno solforato H₂S.

Il processo avviene in due stadi, una combustione termica e una post combustione catalitica. La combustione termica ha lo scopo di riscaldare i gas dall'assorbitore alla temperatura di circa 350 °C, necessaria per favorire l'ossidazione completa nello stadio catalitico.

La combustione termica è alimentata con combustibile prelevato dalla rete di Raffineria (FG) e con aria combustibile in eccesso, preriscaldata con vapore a bassa pressione autoprodotta e nell'economizzatore .

Nell'ossidazione catalitica lo zolfo è convertito quasi integralmente ad anidride solforosa. I fumi, dopo aver preriscaldato l'aria comburente nell'economizzatore, sono inviati al camino esistente (*flusso n. 10*), attualmente asservito al post-combustore termico B2, che tratta i gas di coda dell'impianto SRU1 esistente. Il post-combustore B2 non verrà normalmente utilizzato, in quanto i gas di coda dall'SRU1 verranno trattati nelle nuove unità di trattamento gas, ma resterà in servizio nello stato di riserva calda (hot stand-by).

Per l'individuazione dei flussi (codificati numericamente) di processo in ingresso ed in uscita dal nuovo impianto SRU2 si faccia riferimento alla Tabella 3.2 e alla relativa Figura 3.4 che contiene lo schema a blocchi dell'impianto di recupero zolfo.

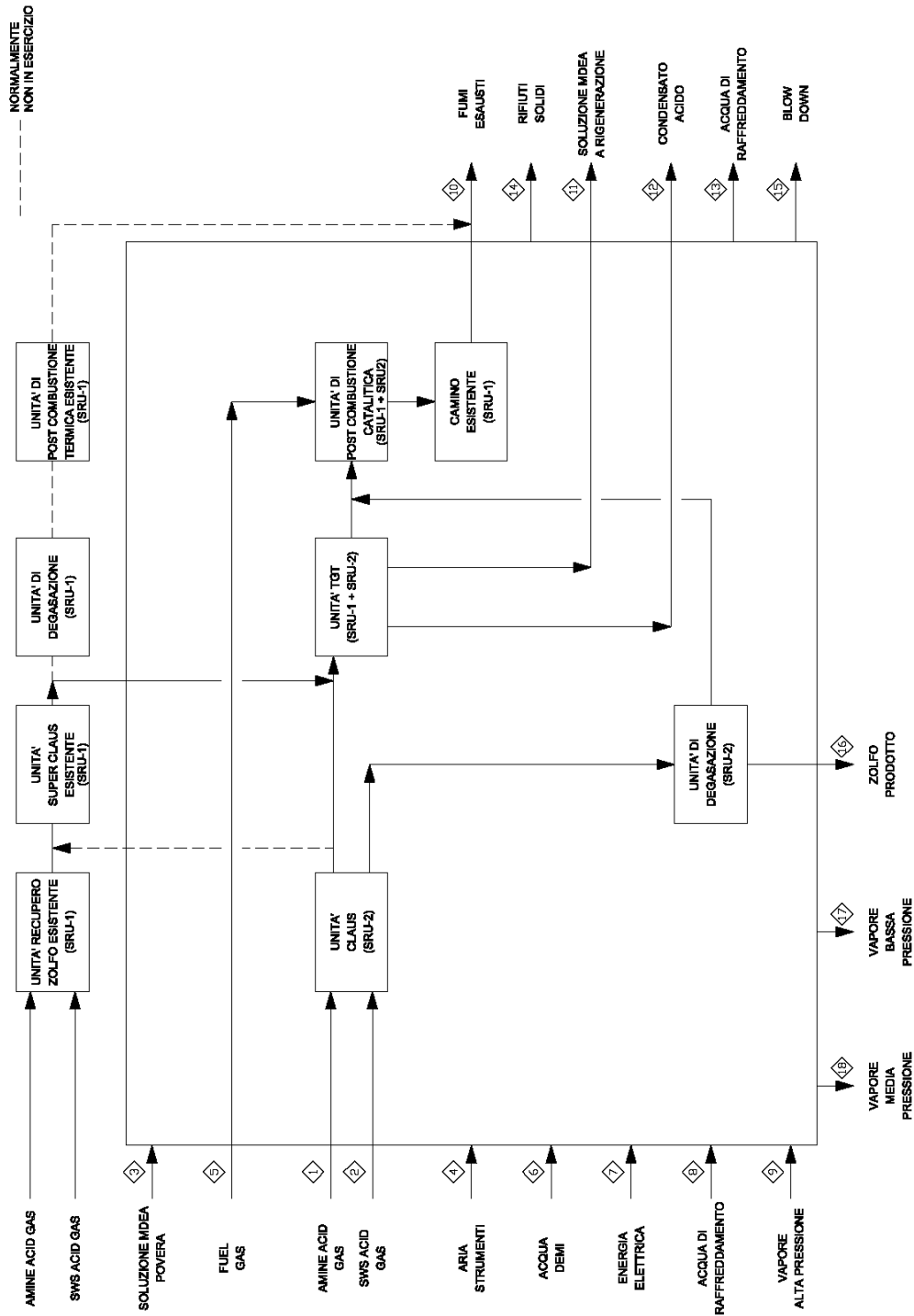


Figura 3.4 – Schema a blocchi dell'impianto di recupero zolfo

Tabella 3.2 – Riferimenti flussi schema a blocchi

SCHEMA A BLOCCHI - BILANCIO DI MASSA							
N°	NOME CORRENTE	PORTATA		TEMPERATURA		PRESSIONE	
		UDM	VALORE	UDM	VALORE	UDM	VALORE
1	Amine acid gas	Kg/h	7.716	°C	45	bar g	0,70
2	SWS acid gas	Kg/h	2.557	°C	107	bar g	0,70
3	Soluzione MDEA ⁷ povera ⁸	Kg/h	65.693	°C	45	bar g	12
4	Aria strumenti	Nm ³ /h	60	°C	25-40	bar g	2,8-5,3
5	Fuel gas	Kg/h	331,5	°C	30	bar g	3,5
6	Acqua demi	Kg/h	20.000	°C	30	bar g	6
7	Energia Elettrica	KWh/h	850				
8	Acqua di raffreddamento	m ³ /h	242	°C	28		⁹
9	Vapore alta pressione	Kg/h	12.000	°C	244	bar g	35
10	Fumi esausti	Nm ³ /h ¹⁰	37.000	°C	340		
11	Soluzione MDEA ricca	Kg/h	66.500	°C	48	bar g	6
12	Condensato acido	Kg/h	10.454	°C	80	bar g	3,5
13	Acqua di raffreddamento	m ³ /h	242	°C	35 ¹¹		
14	Rifiuti Solidi	ton/a	11				
15	Blow down di caldaia	m ³ /h	0,5	°C	N.d.	Kg/cm ² g	0,3
16	Zolfo prodotto	Kg/h	6.670	°C	145	bar g	3
17	Vapore a bassa pressione	Kg/h	4.200	°C	161	bar g	5
18	Vapore a media pressione	Kg/h	26.000	°C	265	bar g	18

⁷ Soluzione al 40% in peso.

⁸ La MDEA non viene consumata, ma restituita arricchita per poi passare a un processo di lavaggio in cui viene recuperata. A fronte della realizzazione del nuovo impianto di recupero zolfo dunque si prevede un consumo di MDEA aggiuntivo annuo limitato, pari a 20 ton/anno, e un risparmio di circa 15 ton/anno dovuto alla fermata di una delle due linee del Texaco. Il bilancio complessivo di Raffineria di MDEA varia dunque in modo limitato.

⁹ Acqua mare disponibile dal canale interno, rilanciata da stazioni di pompaggio di secondo sollevamento tramite pompe di prevalenza variabile tra i 18 mt ed i 38 mt.

¹⁰ Fumi secchi al 3% di O₂.

¹¹ Temperatura massima.

4. PRESTAZIONI AMBIENTALI ATTESE

Le emissioni e i consumi di risorse associati alla realizzazione dei progetti sono altresì legati alla nuova configurazione della Raffineria e in particolare:

- alla fermata di una delle due linee dell'impianto Texaco;
- alla fermata di una delle due linee dell'impianto Acido Solforico;

4.1. Emissioni in atmosfera

A valle della realizzazione, del consolidato esercizio dei nuovi impianti, e relativa fermata di una delle due linee degli impianti Texaco e Acido Solforico, emerge, per gli inquinanti in Tabella 4.1, un miglioramento del quadro emissivo.

Tabella 4.1 – Bilancio emissivo ANTE/POST OPERAM.

Sorgenti emissive (ton/anno)	SO ₂	NO _x	PTS	PM ₁₀	CO	NH ₃	H ₂ S
ANTE OPERAM Totale Raffineria	15.576	3.281	1.178	246	2.981	262	52
Produzione idrogeno	+24	+7	+4	+1	-79	-12	0
Recupero zolfo	-748	-30	-9	-2	-568	-22	-4
POST OPERAM Totale Raffineria	14.852	3.258	1.173	245	2.334	228	48
Variazione	-724	-23	-5	-1	-647	-34	-4
Variazione percentuale	-5%	-1%	0%	0%	-22%	-13%	-8%

Gli interventi sui settori Produzione idrogeno e Recupero zolfo consentiranno di abbattere:

- 724 t/anno di SO₂ (riduzione pari a circa il 5% dell'emissione attuale),
- 23 t/anno di NO_x (riduzione pari a circa l'1% dell'emissione attuale),
- 5 t/anno di PTS (riduzione trascurabile rispetto al computo totale),
- 1 t/anno di PM₁₀ (riduzione trascurabile rispetto al computo totale),
- 647 t/anno di CO (riduzione pari a circa il 22% dell'emissione attuale),
- 34 t/anno di H₂S (riduzione pari a circa il 13% dell'emissione attuale),
- 4 t/anno di NH₃ (riduzione pari a circa l'8% dell'emissione attuale).

Per quanto riguarda le emissioni di gas climalteranti si mostra, di seguito, il bilancio ante/post operam delle emissioni di CO₂, riferiti ai settori produttivi interessati dall'adeguamento tecnologico (Tabella 4.2).

Tabella 4.2 – Bilancio ANTE/POST operam delle emissioni di CO₂

Impianti	Settore produttivo	Modifiche attese bilancio CO ₂ Raffineria		
		CO ₂ (kt/anno)		
		ANTE	POST	VARIAZIONI
Claus (SRU1)	Recupero Zolfo	4	0	20
Acido Solforico		0	0	
Claus (SRU1+SRU2)		0	24	
Texaco	Produzione Idrogeno	490	254	172
Steam Reforming		0	408	
Totale				
		3,429	3,621	192

La variazione delle emissioni di CO₂ rispetto ai cicli produttivi che vengono modificati dagli interventi (produzione idrogeno e recupero zolfo, interventi gestionali) è pari a circa 192 kton/anno. È atteso un lieve incremento rispetto alla massima capacità produttiva di Raffineria pari a circa il 4%.

Si ricorda che, qualora la quantità di CO₂ emessa fosse maggiore rispetto a quanto autorizzato al complesso produttivo nell'istante dell'avvio dei nuovi impianti, la possibilità di emettere la quota eccedente potrà essere "acquistata" dalla Proponente sul dedicato mercato delle emissioni.

Nelle Tabella seguente 4.3 si mostra il bilancio emissivo di CO₂ rispetto alla produzione di idrogeno, negli scenari ante e post operam.

Si riscontra, in tal senso, un aumento dell'efficienza complessiva, in quanto il passaggio ad una tecnologia più innovativa rispetto a quella dell'impianto Texaco, permette di ridurre la quantità di CO₂ emessa per unità di idrogeno prodotta.

Tabella 4.3 – Efficienza della produzione di idrogeno da Texaco e dal nuovo impianto produttivo rispetto alle emissioni di CO₂ (confronto ANTE/POST operam)

	Emissioni di CO ₂ per unità di idrogeno prodotto (ktonCO ₂ /milioni di NM ³)	
	ANTE	POST
Produzione Idrogeno (*)	1.02	0.92
Variazione (%)		-10%

Nel caso dell'impianto di recupero zolfo, analoghe considerazioni sono difficilmente ripercorribili.

La realizzazione del nuovo impianto fornisce, nel post operam, un servizio aggiuntivo rispetto allo scenario ante operam, introducendo una tecnologia in grado di trattare anche i gas di coda dell'impianto di recupero zolfo già esistente, che e permette un consistente abbattimento di tutti i principali inquinanti atmosferici, a fronte di un incremento dell'energia necessaria e di emissioni di CO₂ per unità di zolfo recuperato.

4.2. Consumi idrici

Il bilancio complessivo tra gli scenari ante e post operam per i prelievi idrici è riportato nella Tabella 4.4.

Tabella 4.4 – Bilancio dei prelievi e degli scarichi idrici secondo gli scenari ante e post operam.

Portate (m3/anno)	Prelievi	Scarichi
ANTE OPERAM Totale Raffineria	11.667.824	12.419.982
Produzione idrogeno	+ 87.607	+5.133
Recupero zolfo	- 163.658	+4.380
POST OPERAM Variazione %	- 0,65%	≈ 0%

Il bilancio, evidenzia:

- riduzione dei prelievi totali pari circa 75'000 m³/anno, tenendo conto della fermata delle linee acido solforico e Texaco;
- nessuna variazione dei prelievi di acqua mare;
- nessuna variazione degli attuali scarichi idrici delle acque di processo, visto il basso contributo dovuto alla realizzazione dei nuovi impianti.

4.3. Consumi di materie prime ed ausiliarie

Il bilancio complessivo tra gli scenari ante e post operam per il consumo di materie prime ed ausiliarie riportato in Tabella 4.5 e 4.6.

Non sono attese variazioni della capacità di lavorazione e di stoccaggio della Raffineria.

A seguito della fermata di una delle due linee rispettivamente degli impianti acido solforico e Texaco l'incremento dei consumi di chemicals è pressoché trascurabile.

Tabella 4.5 – Bilancio dei consumi di materie prime secondo gli scenari ante e post operam

Materie prime (t/anno)	Scenario ANTE/POST Operam
Greggio	3.694.924
Semilavorati	2.443.089 ¹²
POST OPERAM Variazione %	0%

¹² Di cui al topping 1655076 ton/anno di semilavorati.

Tabella 4.6 – Principali variazioni attese per il consumo di chemicals

Materie Ausiliarie (t/anno)	Scenario ANTE OPERAM	Scenario POST OPERAM
Alcalinizzante e fosfato trisodico	32	38.5
Ammoniaca	4564	3677.5
Deossigenanti	18	18
Soda	9194	8647
MDEA	46	51
Soluzione Catalizzatrice	80	40
Totale sostanze chimiche impiegate in Raffineria ¹³ (kt/anno)	103.9	102.64
POST OPERAM Variazione %	--	≈ 0%

4.4. Produzione di rifiuti

Il bilancio complessivo dato dalla realizzazione dei nuovi impianti, raffigurato nello scenario ante e post operam, è rintracciabile nella Tabella 4.7; il bilancio non tiene cautelativamente conto dell'arresto delle linee acido solforico e Texaco.

Tabella 4.7 – Bilancio della produzione di rifiuti pericolosi e non pericolosi secondo gli scenari ante e post operam

Rifiuti (t/anno)	Pericolosi	Non pericolosi
ANTE OPERAM Totale Raffineria	≈ 13.000	≈ 34.000
Produzione idrogeno	+45	+61
Recupero zolfo	+7	+4
POST OPERAM Variazione %	≈ 0 %	≈ 0 %

¹³ Escluso greggi e semilavorati. Per le soluzioni, il calcolo è stato effettuato considerando il contributo percentuale in peso dei chemicals contenuti nei totali di soluzione impiegata riportati nelle tabelle AIA.

4.4.1. Consumo e produzione di energia

A seguito dell'esercizio dei nuovi impianti vi sarà una produzione di energia termica pari a 471.500 MW_th/anno a fronte di un consumo di 871.600 MW_th/anno. Non sono attese variazioni significative sul consumo e produzione di energia dell'intero complesso produttivo. Non è prevista produzione di energia elettrica.

4.5. Rumore

Allo scopo di ridurre il livello di rumore e contenere in modo significativo la rumorosità del complesso sia all'interno sia all'esterno del perimetro del nuovo impianto, saranno adottate specifiche di fornitura e progetto che, in fase di realizzazione, si tradurranno in accorgimenti costruttivi e misure di mitigazione, quale l'insonorizzazione delle sorgenti più rumorose (le pompe, i compressori, i forni, etc.). I limiti normativi ai confini dello stabilimento sono rigorosamente rispettati, anche attraverso l'adozione dei suddetti accorgimenti.

Per ciascuna sorgente acustica è previsto, inoltre, che sia rispettata la seguente condizione: il livello acustico ad un metro di distanza dalla sorgente di rumore sarà sempre contenuto entro gli 85 dB(A) e un livello di 70 dB(A) ai limiti dello stabilimento.

5. Misure di sicurezza

5.1. Impianto di produzione idrogeno

La progettazione dell'impianto prevede una serie di soluzioni atte a garantire la sicurezza degli operatori, delle apparecchiature e dell'ambiente circostante in caso di pericolo o di errore accidentale.

Le apparecchiature di impianto sono progettate con margini adeguati rispetto alle norme di sicurezza vigenti e il personale sarà adeguatamente istruito.

In particolare, le protezioni comuni a tutto l'impianto già previste in fase di progetto sono le seguenti:

- sistema di isolamento della sezione di reazione e depressurizzazione;
- sistema di protezione antincendio tramite cannoni monitori a copertura del nuovo impianto secondo quanto previsto dagli standard di raffineria;
- valvola di isolamento a monte PSA.

Inoltre, per le diverse sezioni di impianto, le misure comuni saranno integrate con ulteriori misure di mitigazioni del rischio, da implementare durante l'ingegneria di dettaglio. Si tratta, per esempio, dei seguenti accorgimenti:

- inserimento di valvole di isolamento (resistenti al fuoco) all'ingresso dell'unità sulle cariche normalmente alimentate all'impianto (carica da C-105 e tail gas da cocking 2);
- valvole di isolamento di emergenza aggiuntive a monte del reattore di steam reformer e dello shift converter;
- installazione di protezione passiva al fuoco (fireproofing) delle strutture di supporto delle apparecchiature principali (vessel, reattori, etc.).

La realizzazione del nuovo impianto comporterà l'utilizzo di limitate quantità di sostanze pericolose, peraltro già presenti all'interno dello stabilimento.

Le caratteristiche delle sostanze pericolose in oggetto sono riassunte nella seguente Tabella 5.1.

Tabella 5.1– Caratteristiche di pericolosità delle sostanze presenti nell'impianto Steam Reforming

Sostanza	Classe di rischio	Fasi Di Rischio
Morfolina	C (Corrosivo)	R 10 Infiammabile R 20 21 22 Nocivo per inalazione, contatto pelle e ingestione R 34 Provoca ustioni
Fosfato trisodico	C (Corrosivo)	R35 Provoca gravi ustioni
DMDS	T (Tossico)	R26 Tossico per inalazione R36 37 38Irritante per gli occhi, la pelle e il sistema respiratorio
Soluzione ammoniacale (20% NH3)	C (Corrosivo)	R 34 Provoca ustioni

Le sostanze pericolose saranno stoccate in serbatoi all'interno di bacini di contenimento dedicati, con pavimentazione impermeabile.

Si ricorda che la Raffineria è dotata di un sistema antincendio ad alimentazione autonoma, costituita dalle seguenti strutture:

- Rete idrica antincendio che si snoda in modo capillare in tutta la Raffineria ed è supportata da una riserva d'acqua dolce, garantita per una durata di circa 6 ore alla capacità di progetto;
- Sistema di pompe con prelievo diretto dalla presa acqua mare, per incendi di elevata entità e durata; la rete acqua antincendio esistente è sviluppata con tipica struttura a maglia, che assicura l'alimentazione continua dei sistemi anche in caso di rotture.

La Raffineria, inoltre, è dotata di:

- una rete di distribuzione di liquido schiumogeno a copertura dell'area stoccaggi;
- di alcuni settori dell'area di processo.

Le sale controllo e le sale tecniche sono dotate, infine, di attrezzature di protezione ad hoc.

Il nuovo impianto sarà raccordato al sistema di prevenzione dal rischio incendio esistente, tramite la realizzazione degli opportuni allacciamenti e sarà altresì dotato della strumentazione ed equipaggiati con le medesime attrezzature delle quali sono dotati gli impianti esistenti.

In accordo al grado di dettaglio disponibile dell'ingegneria, l'analisi degli eventi incidentali più significativi unitamente alla verifica dei possibili impatti attesi da eventi incidentali di Raffineria che possono influenzare l'area del nuovo impianto di produzione idrogeno evidenzia livelli di rischio accettabile (si rimanda per ulteriori dettagli all'Allegato 3, contenente l'Analisi del Rischio).

5.2. Impianto recupero zolfo

Per le misure di sicurezza valgono le valutazioni effettuate per l'impianto di produzione idrogeno.

Il progetto preliminare prevede l'installazione di un sistema di rilevazione gas tossico (H₂S), con allarme locale ed in sala; inoltre, su entrambe le linee di alimentazione del gas acido al nuovo impianto Claus (gas acido da Sour Water Stripper e da impianto Ammina) sarà installato un sistema di isolamento automatico che permetta di minimizzare i tempi di rilascio del gas e, di conseguenza, le aree coinvolte, a valle della segnalazione di rilascio all'interno dell'impianto.

In accordo al grado di dettaglio disponibile dell'ingegneria, l'analisi degli eventi incidentali più significativi unitamente alla verifica dei possibili impatti attesi da eventi incidentali di Raffineria che possono influenzare l'area del nuovo impianto di recupero zolfo evidenzia livelli di rischio accettabile (si rimanda per ulteriori dettagli all'Allegato 3, contenente l'Analisi del Rischio).