



**Progetto Preliminare**  
Impianti SRU3, SWS3 e OGA2

*Preparato per:*  
Raffineria di Milazzo S.C.p.A.  
*il* Novembre 2011

43986943



## INDICE

Sezione	N° di Pag.
<b>1. SCOPO E MOTIVAZIONE DEL PROGETTO .....</b>	<b>3</b>
<b>2. DESCRIZIONE DELL’ADEGUAMENTO TECNOLOGICO.....</b>	<b>4</b>
<b>2.1. Nuovo impianto di Recupero Zolfo (SRU3) .....</b>	<b>4</b>
2.1.1. Descrizione del processo .....	5
<b>2.2. Nuovo impianto di Sour Water Stripper 3 (SWS 3).....</b>	<b>18</b>
<b>2.3. Nuovo impianto di Rigenerazione Ammine 2 (OGA2) .....</b>	<b>20</b>
<b>2.4. Interconnecting .....</b>	<b>22</b>
2.4.1. Interconnessione linee di processo.....	22
2.4.2. Interconnessione con i servizi di Raffineria.....	22
2.4.3. Distribuzione di energia elettrica .....	23
2.4.4. Sistema di controllo e sicurezza.....	23
2.4.5. Sistema antincendio .....	23
<b>2.5. Aspetti relativi alla sicurezza .....</b>	<b>24</b>
<b>2.6. Valutazione comparativa del progetto con le Migliori Tecniche Disponibili.....</b>	<b>24</b>
2.6.1. Nuovo impianto di Recupero Zolfo (SRU3).....	24
<b>2.7. Fase di Cantiere.....</b>	<b>26</b>
<b>3. DESCRIZIONE RAFFINERIA POST OPERAM E CONFRONTO CON ASSETTO ANTE OPERAM.....</b>	<b>30</b>
<b>3.1. Consumo di materie prime.....</b>	<b>30</b>
<b>3.2. Bilancio di energia .....</b>	<b>31</b>
<b>3.3. Interferenze con l’Ambiente .....</b>	<b>32</b>
3.3.1. Ambiente idrico.....	32
3.3.2. Emissioni in Atmosfera.....	33
3.3.3. Rumore.....	34
3.3.4. Rifiuti .....	35

### Tabelle

Tabella 2-1: Rifiuti prodotti durante le attività di cantiere .....	28
Tabella 3-1: Confronto consumo materie prime Configurazione Attuale e Futura alla MCP .....	30
Tabella 3-2: Confronto zolfo prodotto da Impianti di Recupero Zolfo Configurazione Attuale e Futura alla MCP .....	30
Tabella 3-3: Confronto acque acide trattate da Impianti di Sour Water Stripping Configurazione Attuale e Futura alla MCP .....	31
Tabella 3-4: Confronto ammine ricche trattate da Impianti di Rigenerazione Configurazione Attuale e Futura alla MCP .....	31
Tabella 3-5: Materie prime nuove unità .....	31
Tabella 3-6: Consumi e produzioni energetiche delle nuove unità SRU3, SWS3 e OGA2 .....	32
Tabella 3-7: Consumi idrici delle nuove unità.....	33
Tabella 3-8: Elenco delle nuove sorgenti sonore .....	34
Tabella 3-9: Confronto produzione di rifiuti Configurazione Attuale e Futura della Raffineria alla MCP.....	36

## INDICE

<b>Sezione</b>	<b>N° di Pag.</b>
<b>Figure</b>	
Figura 2-1: Distribuzione indicativa della domanda di manodopera per la fase di cantiere.....	26

### **Allegati**

- Allegato 1 – Planimetria generale della Raffineria
- Allegato 2 – Planimetria generale dei nuovi impianti
- Allegato 3 – Planimetria con elevazione delle nuove unità
- Allegato 4 – Planimetria detettori fuoco e gas delle nuove unità
- Allegato 5 – Planimetria sistema antincendio delle nuove unità
- Allegato 6 - Estensione e localizzazione sbancamenti/scavi

## 1. SCOPO E MOTIVAZIONE DEL PROGETTO

Il presente *Progetto Preliminare* si riferisce alla realizzazione di una nuova unità Unità Recupero Zolfo (Recupero Zolfo 3 – SRU3) e delle relative unità ancillari di Rigenerazione Ammine e Sour Water Stripping (rispettivamente Rigenerazione Ammine 2 – OGA2 e Sour Water Stripper 3 – SWS3) da ubicarsi presso la Raffineria di Milazzo, sita nel comune omonimo della provincia di Messina, Regione Sicilia.

**Il proponente del progetto è Raffineria di Milazzo S.C.p.A. (nel seguito la “Raffineria” o “RAM”), joint venture paritaria fra Eni S.p.A e Kuwait Petroleum Italia S.p.A..**

Il progetto che RAM intende realizzare è finalizzato al potenziamento del sistema di trattamento delle correnti di processo ricche di composti solforati attualmente costituito dalle unità Recupero Zolfo 1 e 2 (SRU1 e SRU2) e dai relativi ancillari (Rigenerazione Ammine 1 - OGA1 e Sour Water Stripper 1 e 2 - SWS1 e SWS2). Le nuove unità in progetto SRU3, OGA2 e SWS3 intendono infatti rispondere alle attuali esigenze di RAM di incrementare la flessibilità e la continuità dei sistemi di trattamento consentendo di gestire sia gli up-set delle unità esistenti, che i periodi di turnaround delle stesse nel pieno rispetto della prescrizione del Decreto Autorizzativo della Configurazione Attuale della Raffineria (Decreto VIA DVA DEC-2011-0000255 del 16/05/2011 relativo alla “Realizzazione di un impianto (HMU3) per la produzione di idrogeno da gas naturale attraverso il processo di steam reforming nella esistente Raffineria di Milazzo (ME)”) che prevede di garantire con continuità una resa complessiva degli impianti di recupero zolfo  $\geq 99\%$ .

Il progetto inoltre si inquadra e costituisce completamento naturale dell'insieme degli interventi che la Raffineria ha da tempo intrapreso per l'adeguamento alla Direttiva AutOil.

Tale intervento non è pertanto legato ad esigenze di aumento di capacità di lavorazione della Raffineria, che rimarrà inalterata rispetto a quella già autorizzata, ma si inquadra nell'ambito delle modifiche finalizzate al mantenimento di elevati standard di protezione ambientale. Gli impianti che si intendono costruire saranno realizzati in pieno allineamento con le Migliori Tecnologie Disponibili di settore.

L'impegno di RAM, infatti, non è rivolto soltanto alle esigenze di produzione, ma, in linea con le politiche societarie, anche a garantire la sicurezza e la salute nelle proprie attività, a salvaguardare l'ambiente e ad assicurare un buon rapporto con il territorio.

Ne deriva, come dettagliatamente trattato nel presente documento, una sostanziale invariabilità dell'impatto complessivo della Raffineria sull'ambiente.

L'Allegato 1 riporta una planimetria generale della Raffineria. L'Allegato 2 mostra la planimetria generale dei nuovi impianti. La planimetria con l'elevazione delle unità è riportata in Allegato 3.

## 2. DESCRIZIONE DELL'ADEGUAMENTO TECNOLOGICO

RAM intende realizzare un intervento finalizzato alla costruzione di tre nuove unità rispettivamente denominate SRU3 (Recupero Zolfo 3), SWS3 (Sour Water Stripper 3) e OGA2 (Rigenerazione Ammine 2) per potenziare il sistema esistente attualmente costituito dalle unità Recupero Zolfo 1 e 2 (SRU1 e SRU2), Rigenerazione Ammine (OGA1) e Sour Water Stripper 1 e 2 (SWS1 e SWS2). Le nuove unità SRU3, OGA2 e SWS3 intendono rispondere alle attuali esigenze della Raffineria di incrementare la flessibilità e la continuità di trattamento delle correnti di processo ricche di composti solforati consentendo di gestire sia gli up-set delle unità di trattamento esistenti che i periodi di turnaround delle stesse.

Le unità saranno installate in un'area interna al perimetro della Raffineria, attualmente occupata da tre serbatoi di stoccaggio (26 – slop white, 28 – acque sodiche e 30 – acqua demi per centrale termica) che sono attualmente in fase di smantellamento.

### 2.1. Nuovo impianto di Recupero Zolfo (SRU3)

L'Impianto di Recupero Zolfo (SRU3), Unità 095, è costituito dalle seguenti sezioni:

- Sezione Claus;
- Sezione di Trattamento Gas di Coda;
- Sezione Ossidazione Catalitica;
- Sezione di Degasaggio dello Zolfo;
- Sezione di distribuzione vapore e di acqua di alimento caldaia.

Lo scopo dell'impianto è quello di convertire i composti dello zolfo presenti nelle cariche di gas acido in zolfo elementare liquido.

Le correnti acide da trattare provengono dalle unità di Rigenerazione dell'Ammina di Raffineria e dalle unità di Strippaggio Acqua Acida (SWS1, SWS2 e SWS3).

Tutti i composti solforati non convertiti vengono ossidati a SO<sub>2</sub> prima che il gas di coda venga rilasciato in atmosfera attraverso il camino E10 cui confluiscono le emissioni delle unità esistenti SRU1 e SRU2 (a questo proposito si veda quanto già indicato nel documento Studio Preliminare Ambientale Impianti SRU3, SWS3 e OGA2 della presente verifica di Assoggettabilità Ambientale al paragrafo 3.6.2.1. "Emissioni convogliate").

La sezione Claus ha una capacità di progetto, operando con aria ambiente, pari a 100 t/g di zolfo liquido prodotto. La capacità minima della sezione Claus è pari a 26 t/g di zolfo liquido prodotto.

La sezione Trattamento Gas di Coda ha le capacità di progetto e minima in linea con le capacità di progetto e minima della sezione Claus.

La sezione di Ossidazione Catalitica è in grado di trattare i gas provenienti dalla colonna di assorbimento amminico della sezione Trattamento Gas di Coda e i gas provenienti dalla sezione Claus, nel caso in cui la sezione Trattamento Gas di Coda non sia in marcia.

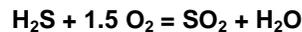
### 2.1.1. Descrizione del processo

L'impianto SRU3 è basato sul processo Claus e il suo scopo principale è convertire l'H<sub>2</sub>S in zolfo elementare in fase liquida. L'alimentazione della sezione Claus consiste in gas acido dai limiti di batteria d'impianto.

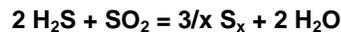
La sezione consiste in un primo stadio termico (Reattore Termico) seguito da due stadi catalitici.

Approssimativamente un terzo dell'H<sub>2</sub>S contenuto nel gas acido alimentato è bruciato con aria e convertito in SO<sub>2</sub> nel Reattore Termico, al fine di ottenere il richiesto rapporto molare tra H<sub>2</sub>S e SO<sub>2</sub> nella camera di combustione.

La reazione in gioco è la seguente:



La reazione di Claus procede nel convertitore catalitico, dove i rimanenti due terzi di H<sub>2</sub>S e SO<sub>2</sub> reagiscono a dare zolfo elementare, secondo la reazione:



Lo zolfo prodotto è condensato e recuperato in una vasca di raccolta tramite delle guardie idrauliche dedicate. Dalla vasca di raccolta lo zolfo è inviato alla sezione di degasaggio.

Scopo della Sezione di Degasaggio dello Zolfo è di rimuovere l'H<sub>2</sub>S disciolto nello zolfo prodotto degasandolo, poiché l'H<sub>2</sub>S può creare miscele gassose tossiche ed esplosive durante la manipolazione dello zolfo liquido. La sezione di Degasaggio riduce il contenuto di H<sub>2</sub>S nello zolfo liquido a valori inferiori a 10 ppm in peso.

Il gas proveniente dal Degasaggio è inviato alla sezione di Ossidazione Catalitica per mezzo di eiettori che utilizzano come fluido motore vapore a bassa pressione.

I gas di coda prodotti nella sezione Claus sono alimentati alla Sezione di Trattamento del Gas di Coda. Tale sezione, situata a valle della sezione Claus, incrementa l'efficienza del

recupero dello zolfo, definita come  $\frac{S_{FEED} - S_{OUT,ASSORBITORE}}{S_{FEED}} \times 100$  fino al 99.5%, riferito allo zolfo totale entrante nel SRU3.

La Sezione di Trattamento del Gas di Coda comprende le seguenti sezioni:

- una Sezione di Idrogenazione dove tutti i composti dello zolfo sono ridotti ad H<sub>2</sub>S per mezzo di reazioni, su appositi catalizzatori, con agenti riducenti già presenti nei gas di coda del Claus;
- una Sezione di rimozione dell'acqua dove la maggior parte del vapore d'acqua presente nel gas di processo è condensato;
- una Sezione di Assorbimento con Ammina dove l'H<sub>2</sub>S presente nel gas di coda è assorbito da una soluzione di MDEA.

Il gas trattato, uscente dalla testa dell'assorbitore, è alimentato all'Ossidatore Catalitico.

Scopo della sezione di Ossidazione Catalitica è convertire l'H<sub>2</sub>S residuo e tutti i composti dello zolfo, ancora presenti nel gas di coda, in SO<sub>2</sub>; il gas, infine, viene scaricato in atmosfera tramite il camino denominato E10.

L'ossidazione del gas di coda è conseguita in un reattore catalitico dedicato.

Prima di raggiungere il letto catalitico, il gas viene scaldato in una camera di combustione alimentata a gas combustibile.

Gli sfiati dei gas acidi e gli sfiati idrocarburici d'impianto sono raccolti in un collettore interno dedicato e inviati nel sistema di torcia di Raffineria. Il collettore è tracciato con vapore ed è realizzato con pendenza verso i limiti di batteria.

#### **2.1.1.1. Descrizione della Sezione Claus**

##### Gas Acido da Ammina e Gas Acido da SWS alimentati dai Limiti di Batteria

Il processo Claus riceve:

- Gas Acido Amminico (AAG) dal collettore di Raffineria;
- Gas Acido da unità di Strippaggio Acqua Acida (SWS) dal collettore di Raffineria.

##### Gas Acido da Ammina (AAG) in alimentazione al Claus

Il Gas Acido da Ammina (AAG) è alimentato ad un separatore dedicato completo di abbattitore di gocce ad alta efficienza in grado di separare la condensa acida e qualunque altro liquido trascinato dall'unità a monte.

I trascinamenti di liquido sono molto pericolosi per il corretto funzionamento degli apparecchi posti a valle in quanto potrebbero causare il danneggiamento del materiale refrattario e la disattivazione del catalizzatore.

L'apparato di separazione è completato da un sistema di drenaggio automatico per evitare l'accumulo di liquido all'interno dell'apparecchio.

La condensa acida, raccolta nel separatore, viene scaricata nel Montaliquidi Condense Acide e da qui trasferito ai limiti di batteria attraverso pompe di rilancio dedicate.

Per evitare la condensazione di liquido nelle linee a valle del separatore, è stato previsto un sistema di tracciatura con vapore bassa pressione.

La pressione del gas di alimentazione è regolata da un controllore allo scopo di mantenere il collettore al livello appropriato di pressione.

In caso di sovrapressioni, la portata di gas in eccesso è scaricata nel collettore di fiaccola.

Le condizioni del Gas Acido di Ammina ai limiti di batteria sono approssimativamente: 0.85 barg e 49°C.

#### Gas Acido da SWS in alimentazione al Claus

Analogamente a quanto avviene per il gas acido di ammina, il Gas Acido da SWS è alimentato ad un separatore dedicato.

In modo analogo all'AAG, è possibile scaricare la portata in eccesso di Gas Acido da SWS nel collettore di fiaccola.

La linea a monte e a valle del separatore è mantenuta calda con tracciatura/incamicatura a vapore, con il duplice scopo di evitare la formazione di sali e di condensa acida.

Come per l'AAG, la condensa acida è scaricata dal separatore nel Montaliquidi Condense Acide e da qui trasferito ai limiti di batteria attraverso pompe di rilancio dedicate.

Le condizioni del Gas Acido SWS ai limiti di batteria sono approssimativamente: 0.85 barg e 87°C.

#### Aria di Combustione in alimentazione al Claus

L'aria richiesta per la combustione del gas acido è compressa nelle Soffianti dell'Aria di Combustione. Tali macchine sono equipaggiate con protezioni ausiliarie quali il sistema di monitoraggio delle vibrazioni, il dispositivo di antipompaggio e il sistema di lubrificazione.

Una parte dell'aria compressa è impiegata nella sezione di degasaggio per strappare l'H<sub>2</sub>S dallo zolfo prodotto.

Una connessione, normalmente non operativa, è prevista per l'ossidazione controllata nella sezione di Trattamento del Gas di Coda durante la procedura di arresto programmato.

#### Bruciatore del Reattore Termico

Il bruciatore del Reattore Termico e il Reattore Termico sono i dispositivi più importanti nell'SRU ed il loro corretto funzionamento è fondamentale per assicurare una marcia regolare.

La combustione dei gas acidi avviene in condizioni altamente controllate, in modo da assicurare la corretta alimentazione di aria e quindi ottenere un funzionamento ottimale.

La quantità di aria principale richiesta per la combustione è calcolata misurando ciascuna portata di gas acido e moltiplicando ciascuna portata per un opportuno fattore, in modo da determinare esattamente l'aria richiesta (richiesta di aria).

Tutte le richieste di aria così ottenute vengono sommate e la risultante richiesta di aria totale è il nuovo set point del controllore principale di portata d'aria.

Ogni piccola variazione nella composizione dei gas acidi è corretta dall'analizzatore in linea di  $H_2S/SO_2$  (AC) posto in uscita del Separatore Finale che monitora il corretto rapporto  $H_2S/SO_2$ . Il segnale generato dall'analizzatore  $H_2S/SO_2$  è inviato al controllore di portata posto sulla linea di aria fine che, agendo sulla valvola FV sull'aria fine, permette una regolazione precisa della quantità di aria.

L'aria di combustione inviata al bruciatore, regolata come sopra indicato, è sufficiente per assicurare la completa ossidazione degli idrocarburi e dell'ammoniaca presenti nel gas acido alimentato ed è sufficiente per bruciare approssimativamente un terzo dell' $H_2S$  a  $SO_2$ . In questo modo si massimizza l'efficienza globale di recupero dello zolfo.

L'eventuale arricchimento con ossigeno viene debitamente conteggiato, valutandone l'incidenza in termini di aria equivalente e regolando opportunamente l'aria di combustione.

In caso di bypass della sezione di Trattamento del Gas di Coda, quando è richiesta una massimizzazione del recupero di zolfo, il rapporto ottimale  $H_2S/SO_2$  è 2:1, rapporto tipico per un impianto Claus.

In presenza della sezione di Trattamento del Gas di Coda (nelle normali condizioni operative), il rapporto si stabilisce nel campo 4:1 / 10:1 in modo da ottimizzare il funzionamento della sezione di Trattamento del Gas di Coda stessa.

Il bruciatore è provvisto di una lancia per il gas combustibile e di dispositivi ausiliari necessari per la combustione del gas combustibile di Raffineria nelle fasi di riscaldamento dell'impianto.

Sulla linea del gas combustibile sono presenti una valvola di controllo e delle valvole di blocco. La portata d'aria necessaria per una buona combustione è assicurata da un opportuno rapporto aria/gas combustibile, analogamente a quanto descritto per il funzionamento con gas acido.

Il bruciatore del Reattore Termico è provvisto di alcuni dispositivi ausiliari quali due rilevatori di fiamma, un pilota e due spie visive, previsti per assicurarne un corretto funzionamento.

Infine è stata prevista una linea permanente di vapore bassa pressione per moderare la temperatura di fiamma nel caso di marcia stechiometrica con gas combustibile.

#### Reattore Termico

Allo scopo di ottenere una completa conversione dell' $\text{NH}_3$  presente nel Gas Acido da SWS è importante assicurare una temperatura sufficientemente elevata in camera di combustione ed un adeguato tempo di residenza nel Reattore Termico.

Il Reattore Termico è composto da una camera a due zone ed è in grado di operare a differenti temperature.

Nella prima zona vengono bruciati tutto il Gas Acido da SWS e la maggior parte dell'AAG insieme alla quantità totale di aria necessaria per la combustione, regolata dal sistema di controllo. La quantità di aria inviata in prima zona è maggiore della quantità richiesta per le sole reazioni di Claus.

Nella seconda zona il gas caldo e l'aria in eccesso provenienti dalla prima zona sono miscelati all'AAG rimanente.

La temperatura risultante dalla combustione dei gas acidi in prima zona è quindi superiore a quanto ci si aspetti dalle sole reazioni Claus e per questo motivo la decomposizione dell' $\text{NH}_3$  avviene agevolmente.

A seguito dell'iniezione della frazione residua di AAG in seconda zona, la temperatura si abbassa e si ha la chiusura del bilancio termico e materiale.

La formazione di ammoniaca alle condizioni operative della seconda zona è poco significativa e, in generale, il contenuto di  $\text{NH}_3$  nei gas combusti è praticamente nullo.

La separazione dei due flussi è dettata dalle temperature presenti all'interno del Reattore Termico. Anche se non necessario al fine di raggiungere le temperature desiderate, un piccolo flusso viene inviato in seconda zona, allo scopo di assicurare che la linea sia sempre flussata.

La camera di reazione è rivestita internamente da refrattario per proteggere il metallo di cui è costituito il mantello dalle elevate temperature ed è equipaggiata con due pirometri ottici e due speciali termocoppie in grado di misurare in modo continuo la temperatura in entrambe le zone della camera.

I prodotti di combustione uscenti dal reattore termico sono raffreddati a circa  $356^\circ\text{C}$  in una caldaia di recupero di calore a singolo passaggio, dove il gas di processo fluisce attraverso i tubi producendo, lato mantello, vapore saturo a media pressione.

La caldaia è equipaggiata con uno Steam Drum separato.

Lo spurgo (continuo/discontinuo) dalla caldaia viene raffreddato nel Blowdown Cooler per mezzo di acqua di raffreddamento, prima di essere inviata in fogna.

Il vapore a media pressione è prodotto sotto controllo di pressione e la portata è misurata in continuo.

Lo Steam Drum è alimentato in controllo di livello con acqua di alimento caldaia a media pressione che viene preriscaldata nel Condensatore Finale.

Il vapore a media pressione prodotto è surriscaldato nello Steam Superheater dopodiché una minima parte è impiegata per gli utilizzatori interni di vapore a media pressione mentre la gran parte è inviata ai limiti di batteria.

È prevista una linea di scarico dello zolfo nel punto più basso della caldaia e la corrispondente guardia idraulica per recuperare l'eventuale zolfo liquido che si forma nei tubi durante condizioni di marcia inusuali, per esempio in caso di marcia a carico ridotto.

In normali condizioni operative non si prevede nessuna corrente di zolfo liquido.

1°/2° Condensatore dello Zolfo (1° passaggio), Preriscaldatore Gas e Reattore Catalitico

Il gas di processo lascia la caldaia a recupero a una temperatura di circa 356°C per essere ulteriormente raffreddato fino a circa 169°C nel primo passaggio del 1°/2° Condensatore dello Zolfo.

Nel condensatore, lato mantello, viene prodotto vapore media pressione distribuito nel collettore come vapore saturo a bassa pressione per uso interno e in gran parte inviato ai limiti di batteria.

Per la produzione di vapore viene utilizzata acqua di alimento caldaia a bassa pressione alimentata in controllo di livello all'interno del condensatore.

Lo zolfo prodotto nel Reattore Termico viene condensato nei tubi del condensatore e scaricato per gravità nella Vasca Zolfo, sezione zolfo non degasato, attraverso la guardia idraulica dedicata.

Il gas di processo lascia il primo condensatore per entrare nel 1° stadio di reazione catalitica dopo essere stato preriscaldato nel 1° Riscaldatore Gas.

Un abbattitore di gocce è previsto in uscita del gas dal Condensatore per rimuovere eventuali particelle di zolfo liquido trascinate.

Il gas di processo è riscaldato nel 1° Riscaldatore Gas fino a 230°C, utilizzando vapore saturo ad alta pressione in controllo di temperatura prima di essere inviato al 1° Reattore Catalitico.

Qui la reazione di Claus tra H<sub>2</sub>S e SO<sub>2</sub> viene spinta fino al raggiungimento dell'equilibrio.

Il vapore ad alta pressione utilizzato proviene dai limiti di batteria come vapore surriscaldato; è poi desurriscaldato nell'HP Desuperheater ed utilizzato nel 1°, 2° Riscaldatore Gas (sezione Claus) e Riscaldatore Gas di Processo (sezione Trattamento Gas di Coda).

Il vapore condensato dal 1° Riscaldatore Gas è inviato nell'HP Flash Drum Claus. Da quest'ultimo, il condensato è recuperato dall'MP Flash Drum da cui si ottiene vapore a media pressione a 13 barg.

Il condensato nell'MP Flash Drum è recuperato nel 1°/2° Condensatore dello Zolfo per produrre vapore bassa pressione.

1°/2° Condensatore dello Zolfo (2° passaggio), Preriscaldatore Gas e Reattore Catalitico

Il gas di processo che lascia il 1° Reattore Catalitico è inviato al secondo passaggio del 1°/2° Condensatore dello Zolfo.

Lo zolfo prodotto dalla reazione di Claus nel 1° Reattore Catalitico è condensato nei tubi del 1°/2° Condensatore dello Zolfo e scaricato per gravità nella vasca zolfo, sezione zolfo non degasato, attraverso la guardia idraulica dedicata.

È previsto un abbattitore di gocce in uscita del gas dal Condensatore dello Zolfo per rimuovere eventuali particelle di zolfo liquido trascinate.

Il gas di processo, raffreddato fino a una temperatura di circa 164°C, è alimentato nel 2° Riscaldatore Gas per essere riscaldato fino a 205°C utilizzando vapore alta pressione saturo la cui portata è controllata in temperatura sulla corrente in ingresso al 2° reattore.

Il gas di processo entra nel 2° Reattore Catalitico dove la reazione Claus tra H<sub>2</sub>S e SO<sub>2</sub> procede fino al raggiungimento dell'equilibrio nelle condizioni di uscita.

La temperatura di equilibrio è approssimativamente di 221°C.

Il vapore condensato dal 1° Riscaldatore Gas è inviato nell'HP Flash Drum Claus. Da qui il condensato è recuperato dall'MP Flash Drum da cui si ottiene vapore a media pressione a 13 barg.

Il condensato dall'MP Flash Drum è recuperato nel 1°/2° Condensatore dello Zolfo per produrre vapore bassa pressione.

Condensatore Finale

Il gas di processo uscente dal 2° Reattore Catalitico a 221°C è raffreddato fino a una temperatura di 140°C nel Condensatore Finale a singolo passaggio, al fine di condensare lo zolfo prodotto nel 2° Reattore Catalitico.

Lo zolfo è quindi scaricato per gravità nella vasca zolfo, sezione zolfo non degasato, attraverso la guardia idraulica dedicata.

Il calore recuperato dal raffreddamento del gas di processo è usato per preriscaldare l'acqua di alimento caldaia prima di essere inviata alla caldaia a recupero.

In tutte le condizioni operative, è necessario assicurare una temperatura lato tubi del Condensatore Finale superiore al punto di solidificazione dello zolfo.

Separatore Finale e Gas di Coda dell'SRU

È previsto un Separatore Finale sulla linea del gas di processo proveniente dal Condensatore Finale dello zolfo.

Il separatore è equipaggiato con un abbattitore di gocce al fine di rimuovere eventuali particelle di zolfo liquido trascinate dal gas.

Lo zolfo liquido è recuperato per gravità nella vasca di raccolta dello zolfo attraverso la guardia idraulica dedicata.

I gas di coda della Sezione Claus provenienti dal Separatore Finale possono essere inviati alla sezione Trattamento Gas di Coda per ottenere l'efficienza di recupero richiesta oppure direttamente alla sezione di Ossidazione Catalitica nel caso in cui la sezione Trattamento Gas di Coda sia fuori servizio (bypass) o in caso di sovrappressione rilevata in uscita dal separatore finale.

L'intera portata dei gas di coda può essere inviata alla sezione Trattamento Gas di Coda oppure all'Ossidatore Catalitico.

Un misuratore differenziale di pressione è previsto a cavallo della valvola posta sulla linea dei gas di coda, allo scopo di assicurare un regolare funzionamento dell'unità durante le operazioni di allineamento.

#### **2.1.1.2. Descrizione della Sezione di Degasaggio e Stoccaggio dello Zolfo**

##### Vasca Zolfo

Lo zolfo elementare in fase liquida, condensato nella caldaia a recupero, nei tre Condensatori dello Zolfo e recuperato dal Separatore Finale, è trasferito nella Vasca Zolfo attraverso guardie idrauliche dedicate. Queste ultime sono completamente incamiciate con vapore e dimensionate in modo da evitare fenomeni di svuotamento con fughe di gas di processo in tutte le condizioni operative, anche in quelle più gravose.

Ciascuna guardia idraulica ha una propria valvola manuale, incamiciata con vapore, in grado di isolarla dagli apparecchi a monte durante le periodiche manutenzioni programmate e durante lo svolgimento delle operazioni di essiccamento del refrattario (Dry-out).

In nessun altro caso tali valvole devono essere chiuse.

E' prevista una guardia idraulica di riserva in grado di rimpiazzare una qualunque delle guardie idrauliche normalmente in funzione, in caso di manutenzione o malfunzionamento.

L'utilizzo della guardia idraulica di riserva è gestito tramite valvole a tre vie incamiciate con vapore, poste su ciascuna linea di scarico dello zolfo liquido.

La Vasca Zolfo è divisa in due differenti sezioni, una in cui lo zolfo non è stato ancora degasato ed una destinata a contenere lo zolfo degasato.

Dalla sezione 'non degasato' lo zolfo liquido è inviato, tramite pompe a una Torretta di Degasaggio sotto controllo di livello.

La sezione zolfo degasato è equipaggiata anch'essa con due pompe che inviano lo zolfo liquido degasato ai limiti di batteria.

La Vasca Zolfo e la Torretta di Degasaggio operano sotto leggera depressione (-5/-10 mm H<sub>2</sub>O gauge) generata da eiettori operanti con vapore a bassa pressione come fluido motore.

La quantità di aria aspirata all'interno delle Vasche, attraverso l'eiettori, è sufficiente ad evitare ogni rischio di esplosione.

#### Sezione di Degasaggio dello Zolfo

La presenza di H<sub>2</sub>S nello zolfo liquido, in parte disciolto e parzialmente presente nella forma di polisolfuri (H<sub>2</sub>S<sub>x</sub>), può presentare problemi dal punto di vista ambientale e di sicurezza.

Lo zolfo liquido condensato ha un contenuto medio di H<sub>2</sub>S di 250-300 ppm in peso.

In fase di trasporto e stoccaggio dello zolfo, l'H<sub>2</sub>S disciolto può essere rilasciato e si può avere un superamento del limite inferiore di esplosività con la conseguente formazione di miscele esplosive.

Questo limite si aggira tra il 3,7% in volume di H<sub>2</sub>S a 130°C ed il 4,3% a temperatura ambiente.

Il processo di degasaggio dello zolfo è applicato per eliminare H<sub>2</sub>S/H<sub>2</sub>S<sub>x</sub> dallo zolfo liquido fino a valori inferiori ai 10 ppm in peso, sufficienti a scongiurare il superamento del limite inferiore di esplosività.

Per ottenere questa specifica, una parte dell'aria di combustione è fatta gorgogliare nello zolfo liquido per decomporre i polisolfuri e per rilasciare l'H<sub>2</sub>S fisicamente disciolto, senza l'aggiunta di agenti chimici.

Il degasaggio avviene in una torretta di degasaggio, la quale è suddivisa in due zone contenenti dei piatti forati dove viene fatta gorgogliare l'aria.

Lo zolfo liquido viene spruzzato nella sezione di degasaggio insieme ad una miscela di aria e vapore e viene forzato ad attraversare i piatti forati completamente immersi nello zolfo liquido.

Le bolle d'aria attraversano lo zolfo, riducendo la pressione parziale dell'H<sub>2</sub>S e inducendo una ricircolazione dello zolfo attraverso le due zone, favorito dal gradiente di densità generato.

Con questa agitazione vigorosa si ottiene un ottimo contatto tra l'aria e lo zolfo liquido, con la conseguente accelerazione dei fenomeni di decomposizione dei polisolfuri a H<sub>2</sub>S e S, di dissoluzione dell'H<sub>2</sub>S disciolto e dell'ossidazione di una parte di H<sub>2</sub>S a zolfo.

Gli eiettori dei gas di scarico, posti in cima alla sezione di degasaggio, rimuovono l'aria di stripping insieme all' $H_2S$  estratto e ad una quantità di aria in eccesso utilizzata per ventilare il volume libero (non occupato dallo zolfo liquido) nella Vasca Zolfo e per mantenere la concentrazione di  $H_2S$  sotto i limiti di esplosività.

Questo gas è poi scaricato nell'Ossidatore Catalitico dove l' $H_2S$  residuo è ossidato a  $SO_2$  prima di essere scaricato in atmosfera tramite il camino.

### **2.1.1.3. Descrizione della Sezione di Trattamento del Gas di Coda**

La Sezione di Trattamento dei Gas di Coda è progettata per rimuovere i composti dello zolfo ( $H_2S$ ,  $SO_2$ , COS,  $CS_2$ , zolfo elementare in fase vapore) dai gas di coda della Sezione Claus.

Questo risultato si ottiene con una riduzione catalitica dei composti dello zolfo a dare  $H_2S$ , con l'assorbimento dell' $H_2S$  in una colonna di assorbimento con ammina, e con la successiva rigenerazione dell'ammina stessa. Il gas acido concentrato ottenuto dalla rigenerazione del solvente utilizzato per rimuoverlo dai gas di coda, viene poi riciclato a monte delle Sezioni Claus attraverso il collettore di Raffineria.

Il processo ha le seguenti caratteristiche:

- Trattamento dei gas di coda attraverso la sezione di riduzione, dove è prevista una completa riduzione dei composti dello zolfo ad  $H_2S$  e la riduzione del CO;
- Processo di rimozione dell'acqua mediante lavaggio nella colonna di quench;
- Assorbimento dell' $H_2S$  in una soluzione amminica.
- Ossidazione catalitica dell' $H_2S$  residuo.

L'incremento del rapporto  $H_2S/SO_2$  provoca una notevole riduzione della quantità di  $SO_2$  nei gas di coda.

Il contenuto di  $SO_2$  nel gas di coda dipende da quanto aumenta il rapporto  $H_2S/SO_2$  nei gas di coda della sezione Claus.

L' $SO_2$  residuo nei gas di coda, nelle normali condizioni operative, è così basso che l'idrogeno già presente nei gas di coda del Claus risulta essere in eccesso per la riduzione dell' $SO_2$  nel reattore catalitico.

Nello stadio di riduzione, lo zolfo ancora in fase vapore è ridotto ad  $H_2S$  e si ha l'idrolisi del COS e del  $CS_2$ .

#### Idrogenazione

I gas di coda provenienti dal condensatore finale della sezione Claus, vengono preriscaldati a temperature adatte ad attivare le reazioni di idrogenazione e di idrolisi che avvengono nel Reattore di Riduzione.

La reazione di idrogenazione avviene su un catalizzatore Co-Mo a bassa temperatura sul quale, alle condizioni operative, tutti i composti dello zolfo sono ridotti ad H<sub>2</sub>S.

Il calore del gas di processo che lascia il reattore di idrogenazione è recuperato dal raffreddamento del gas di processo in una caldaia a recupero ed è usato per produrre vapore a bassa pressione.

#### Rimozione dell'Acqua

Il gas di processo che lascia la caldaia a recupero è alimentato alla colonna di quench.

Nella colonna di quench la maggior parte dell'acqua presente dal gas di processo è condensata, raffreddando il gas di processo a 40°C in testa alla colonna e facendo circolare l'acqua mediante pompe di circolazione.

L'abbassamento della temperatura e l'incremento della pressione parziale di H<sub>2</sub>S nel gas di processo (che risulta concentrato con l'eliminazione dell'acqua) migliorano l'assorbimento dell'H<sub>2</sub>S nella successiva sezione di Assorbimento con Ammina.

Un ulteriore vantaggio dovuto all'avvenuta condensazione di acqua è la riduzione della portata di gas.

Il livello di acqua nella parte bassa della colonna è controllato inviando l'eccesso di acqua acida condensato ai limiti di batteria verso l'unità di strippaggio dell'acqua acida (SWS).

Una porzione dell'acqua acida ricircolata nella parte bassa della colonna attraversa dei Filtri per rimuovere eventuali particelle solide presenti nel liquido.

Il pH dell'acqua nella sezione di fondo è continuamente monitorato da un pH-metro dedicato.

Nel caso in cui il pH raggiunga valori bassi, è prevista l'iniezione di una soluzione basica.

Allo scopo di assicurare che l'idrogenazione di SO<sub>2</sub> nel reattore avvenga in eccesso di idrogeno, deve essere previsto un analizzatore per verificare in continuo il contenuto residuo di H<sub>2</sub> nel gas di processo inviato al lavaggio amminico.

#### Assorbimento dell'H<sub>2</sub>S

Il gas di processo lascia la Colonna di quench a circa 40°C e viene inviato alla Colonna di Assorbimento per rimuovere l'H<sub>2</sub>S mediante assorbimento.

È possibile in questo modo raggiungere l'efficienza di recupero dello zolfo richiesta.

La colonna di assorbimento è una colonna a piatti.

Il gas di processo è alimentato sul fondo dei piatti, in controcorrente rispetto alla soluzione di MDEA povera al 40% in peso.

Il fluido assorbente è una soluzione di ammina selettiva, in grado di rimuovere praticamente tutto l'H<sub>2</sub>S e una minima quantità della CO<sub>2</sub> contenuta nel gas alimentato.

La colonna di assorbimento è dotata di un abbattitore di gocce al fine di prevenire il trascinamento di MDEA da parte del gas in uscita diretto verso l'Ossidatore Catalitico.

La soluzione di ammina ricca è inviata ai limiti di batteria in controllo di livello per mezzo delle Pompe Ammina Ricca.

#### **2.1.1.4. Descrizione della Sezione di Ossidazione Catalitica**

Il gas trattato che lascia la colonna di assorbimento è inviato all'Ossidatore Catalitico per bruciare l'H<sub>2</sub>S residuo al fine di rientrare entro i limiti richiesti per l'emissione in atmosfera dei gas prodotti.

In caso di fuori servizio della sezione Trattamento Gas di Coda, i gas di coda provenienti dalla sezione Claus possono essere inviati direttamente all'Ossidatore Catalitico.

La temperatura richiesta in ingresso ossidatore dipende dalla scelta del catalizzatore ossia se si tratta di un catalizzatore a bassa o alta temperatura.

I gas di coda sono riscaldati per mezzo del Bruciatore Ossidatore Catalitico, alimentato con gas combustibile per innalzare la temperatura del gas di processo.

La portata di gas combustibile è regolata in cascata dal controllore di temperatura dei gas in ingresso al Reattore Catalitico.

Il Bruciatore Ossidatore Catalitico è corredato di diversi strumenti accessori per controllarne il funzionamento, ossia rilevatori di fiamma, un bruciatore pilota e spie visive.

Sono inoltre previste valvole di intercettazione per il gas combustibile in caso di fermata di emergenza.

L'aria di combustione viene fornita dai Ventilatori Aria di Combustione, uno in operazione e l'altro di riserva.

La Camera di Combustione Ossidatore Catalitico può essere idealmente suddivisa in due zone:

- zona di combustione del gas combustibile;
- zona di miscelazione del gas di coda.

Nella prima zona il gas combustibile di supporto è bruciato con aria di combustione a dare CO<sub>2</sub> e H<sub>2</sub>O.

Si opera con un leggero eccesso di aria in modo da ottenere una temperatura di fiamma ottimale.

La combustione substechiometrica deve essere evitata in questo caso poiché porta alla formazione di carbone e, quindi ad un potenziale intasamento del catalizzatore a valle con conseguente incremento delle perdite di carico.

La corrente dei gas di coda ed il gas proveniente dalla Vasca Zolfo sono miscelati nella seconda zona con i gas caldi provenienti dalla prima zona e l'aria richiesta per la combustione completa dei composti dello zolfo (minimo 50% in eccesso sul totale dei combustibili presenti nel gas di coda) per ottenere la temperatura di ingresso desiderata al reattore.

Da notare che, data l'elevata temperatura nella zona di miscelazione, circa il 60% dell' $H_2S$  e dei vapori di zolfo sono ossidati già prima di entrare nel reattore catalitico.

La miscela composta dal gas parzialmente ossidato e dai gas di coda è poi inviata al Reattore Catalitico.

Il letto catalitico è molto selettivo nei confronti dei composti dello zolfo e per mantenere alta la selettività è importante mantenere la temperatura dell'Ossidatore Catalitico ad un valore non superiore ai 400°C.

A temperature superiori il catalizzatore perde di selettività e altri composti presenti nel gas di coda, come l'idrogeno, possono essere ossidati.

Questo porta ad un indesiderabile incremento della temperatura nel reattore.

È importante avere sempre un ambiente ossidante altrimenti può avvenire la trasformazione dei solfati in solfiti con un conseguente sviluppo di grandi quantità di calore quando si riprendono le condizioni operative normali.

Le reazioni di ossidazione catalitica sono esotermiche.

L'incremento di temperatura attraverso il letto dipende dalla composizione del gas in alimentazione e dall'eccesso d'aria e può variare di 3-4°C nel caso di alimentazione con i gas di coda provenienti dalla sezione di trattamento e di oltre 50°C nel caso di bypass della sezione stessa, cioè con alimentazione dell'Ossidatore Catalitico direttamente con i gas di coda del Claus.

Un analizzatore di ossigeno è installato sul condotto verso il camino per ottimizzare il funzionamento dell'Ossidatore Catalitico, operando sulla valvola di controllo dell'aria secondaria.

I fumi in uscita dal Reattore Catalitico sono raffreddati in uno scambiatore riscaldando il vapore a media pressione che proviene dal Waste Heat Boiler.

#### **2.1.1.5. Servizi**

##### *Vapore e Acqua Alimento Caldaia*

La Degasatrice Acqua Demineralizzata viene alimentata con acqua demineralizzata e con le condense a bassa pressione dal limite di batteria.

Dopo il degasaggio, una porzione dell'acqua di alimento caldaia è inviata come acqua ad alta pressione da pompe dedicate all'HP Desuperheater per surriscaldare il vapore surriscaldato ad alta pressione dai limiti di batteria.

Il vapore ad alta pressione desurriscaldato è utilizzato dal 1° e 2° Riscaldatore Gas e dal Riscaldatore Gas di Processo.

Un'altra porzione dell'acqua di alimento caldaia è inviata come acqua a media pressione al 1°/2° Condensatore Zolfo e alla caldaia a recupero, producendo vapore a bassa pressione.

L'acqua di alimento caldaia a media pressione è inviata inoltre alla caldaia a recupero nella sezione Claus, dopo essere stata preriscaldata, producendo vapore a media pressione.

Il vapore a bassa e media pressione prodotto è utilizzato sia per usi interni all'unità SRU3 che per esporto ai limiti di batteria.

Un package di iniezione di fostati e oxygen scavenger è previsto per il controllo del pH e dell'ossigeno residuo nell'acqua di alimento caldaia.

#### Fiaccola

Gli sfiati dei gas acidi e gli sfiati idrocarburici sono raccolti in un collettore interno dedicato e inviati nel sistema di torcia di Raffineria.

Il collettore è tracciato con vapore ed è realizzato con pendenza verso i limiti di batteria.

## **2.2. Nuovo impianto di Sour Water Stripper 3 (SWS 3)**

L'alimentazione all'unità SWS3 è composta dalle acque acide effluenti dai seguenti impianti:

- Unità 121 - Desolforazione [HDS 1];
- Unità 400 - Desolforazione gasolio 2 [HDS2];
- Unità 091 e 093 – Impianti di trattamento gas di coda [SCOT1 e SCOT2];
- Unità 200 - Desolforazione benzine [HDT];
- Sistema di Torcia;
- Nuova sezione Trattamento Gas di Coda Unità SRU3.

Le sopraelencate correnti sono alimentate all'unità SWS3 per mezzo di due collettori dedicati che, all'interno dei limiti di batteria dell'unità, si uniscono in un'unica linea diretta all'accumulatore di carica dell'unità stessa.

Tale accumulatore, fornito di appositi setti e dighe, garantisce un hold-up della carica e la separazione per gravità dell'olio contenuto nelle acque acide.

La pressione nell'accumulatore di carica e' controllata tramite opportuni controllori i quali agiscono su valvole di azoto di polmonazione che inviano i gas ricchi di H<sub>2</sub>S, eventualmente separati nel recipiente, al sistema di blow-down acido.

L'acqua acida contenuta nell'accumulatore viene inviata, tramite pompe di carica, alla colonna di stripping.

Gli idrocarburi separati nell'accumulatore sono inviati a piena portata allo slop.

Prima di essere alimentata allo stripper, tramite una linea da 6", la carica viene preriscaldata lato tubi in uno scambiatore fino alla temperatura di 105 °C circa. Il fluido riscaldante, lato mantello, è l'acqua trattata proveniente dal fondo colonna di stripping.

Lo stripper acque acide consiste in una colonna con 46 piatti suddivisi in tre sezioni: il primo tronco, dal piatto di fondo (no. 1) a quello di alimentazione (no.37), il secondo tronco, dal piatto no. 38 al piatto camino e la restante sezione (piatti no. 41-46) dedicata al pumparound. I piatti della prima e terza sezione, date le elevate portate di liquido, sono a due passaggi mentre nella sezione intermedia i piatti sono ad un solo passaggio.

Il vapore di stripping è garantito dai due ribollitori a termosifone orizzontali connessi con il fondo colonna. La portata di vapore ai ribollitori è regolata in funzione della portata di acqua acida alimentata in colonna per via di rapportatori che danno il set point ai controllori di portata sul vapore.

L'acqua contenuta nel piatto camino del pumparound viene inviata al refrigerante ad aria che porta la temperatura della corrente a 55 °C. La corrente di pumparound è poi ricircolata in testa colonna sotto controllo di portata.

Il piatto camino è provvisto anche di una connessione per il prelievo degli idrocarburi eventualmente accumulati che vengono inviati all'accumulatore di carica.

I gas di testa colonna (H<sub>2</sub>S ed NH<sub>3</sub> saturi di vapor d'acqua) vengono inviati normalmente alle unità di recupero zolfo SRU, tramite l'apposita linea da 8". La pressione in colonna è mantenuta tramite opportuni controllori.

Le acque trattate sono successivamente raffreddate fino a una temperatura di 40 – 45 °C.

La portata di acqua strippata è regolata da una valvola sotto controllo di livello in fondo colonna e inviata ai limiti di batteria. A monte della valvola sono previsti una serie di stacchi per inviare l'acqua strippata a varie utenze. E' prevista la possibilità di mettere l'impianto in riciclo inviando l'acqua direttamente all'accumulatore di carica.

Per favorire lo stripping dell'ammoniaca e' stata prevista la possibilità di iniettare una soluzione di soda ai piatti n. 4, 8, 12 e 16. La soda viene prelevata da un apposito serbatoio e viene alimentata tramite le pompe dosatrici, la cui portata e' regolata manualmente, con la predisposizione per un futuro controllo in automatico. Le pompe dosatrici vengono attivate e fermate in automatico in base al pH rilevato sulle acque strippate.

La soluzione di soda alla voluta concentrazione si prepara in un serbatoio di stoccaggio soda dedicato in cui affluiscono sia la soluzione di soda dai limiti di batteria (al 45 % wt) che le connessioni per l'acqua demineralizzata di processo per la sua diluizione.

Le acque trattate possono essere inviate ai desalter o direttamente all'impianto di trattamento scarichi idrici di Raffineria (TAS).

### **2.3. Nuovo impianto di Rigenerazione Ammine 2 (OGA2)**

L'alimentazione all'unità OGA2 è composta dall'ammina ricca proveniente dalle seguenti unità:

- Unità 091 e 093 – Impianti di trattamento gas di coda [SCOT1 e SCOT2];
- Nuova sezione Trattamento Gas di Coda Unità SRU3.

Le correnti di ammina ricca in ingresso all'unità OGA2 confluiscono nell'accumulatore di carica. Tale accumulatore garantisce un hold-up della carica maggiore di 10 minuti ed è dotato di una torretta di lavaggio a corpi di riempimento a cui è alimentata in continuo una corrente di ammina rigenerata. Lo scopo di tale installazione è abbattere il più possibile i gas acidi presenti negli off-gas che si possono generare all'interno dell'accumulatore.

La pressione nell'accumulatore di carica e' controllata tramite controllori i quali agiscono sulle valvole di azoto di polmonazione che inviano i gas ricchi di H<sub>2</sub>S, eventualmente separati nel recipiente, al sistema di blow-down acido.

L'ammina ricca contenuta nell'accumulatore viene inviata alla colonna di rigenerazione.

Prima di essere alimentata al rigeneratore, la carica passa in due scambiatori paralleli a piastre che operano in parallelo dove è riscaldata fino alla temperatura di 107 °C circa. Il fluido riscaldante è l'ammina povera trattata proveniente dal fondo colonna di rigenerazione.

Il rigeneratore 094-C-001 consiste in una colonna di 22 piatti suddivisi in due sezioni: il primo tronco, dal piatto di fondo (no. 1) a quello di alimentazione (no.19) e il secondo tronco, dal piatto no. 20 al piatto no. 22.

I piatti della prima sezione, date le portate più elevate, sono a due passaggi mentre nella sezione di testa piatti sono ad un solo passaggio.

Il calore alla colonna è fornito dai due ribollitori a termosifone orizzontale connessi con il fondo colonna. La portata di vapore a bassa pressione ai ribollitori è regolata in funzione della portata di ammina ricca alimentata in colonna per via di rapportatori che forniscono il set point ai controllori di portata sul vapore.

Al fine di ridurre il più possibile i fenomeni di degradazione della ammina è necessario evitare il raggiungimento di temperature troppo elevate nei ribollitori.

Di conseguenza, il vapore alimentato ai ribollitori è saturato grazie ai desurriscaldatori che, iniettando acqua demineralizzata, portano il vapore surriscaldato in arrivo dai limiti di batteria alle condizioni di saturazione.

I gas di testa uscenti dalla colonna sono inviati al condensatore parziale ad aria e raffreddati ad una temperatura di 50°C. La corrente bifasica in uscita dal condensatore è inviata all'accumulatore di riflusso verticale che separa le fasi vapore e liquida. La fase gas separata viene normalmente inviata alle unità di recupero zolfo. La fase liquida viene reinviata alla colonna tramite le pompe di riflusso.

A monte delle pompe di circolazione ammina povera è iniettata una corrente di acqua demineralizzata al fine di mantenere costante il titolo della soluzione di ammina, reintegrando la quantità di acqua presente nei gas uscenti dall'unità. Nel caso sia necessario concentrare la soluzione di ammina circolante o spurgare parte delle acqua acide presenti nel circuito di riflusso, a valle delle pompe di riflusso è previsto uno stacco per inviare le acqua acide agli appositi impianti di trattamento.

L'ammina rigenerata, dopo un primo raffreddamento negli scambiatori a piastre, viene rilanciata verso il refrigerante ad aria dell'ammina rigenerata. Gli occasionali inserimenti di ammina fresca di reintegro si possono effettuare immediatamente a monte delle pompe di circolazione ammina povera, dove è previsto anche un ulteriore punto di iniezione di acqua demineralizzata.

Dopo refrigerante ad aria, la temperatura della corrente di ammina viene ulteriormente abbassata dallo scambiatore ad acqua. La temperatura finale, di circa 45°C nel caso di design, è controllata agendo sui motori del refrigerante ad aria.

La soluzione di ammina può contenere sali sospesi, idrocarburi pesanti e prodotti derivanti dalla degradazione della MDEA che possono portare a corrosione, perdita di prodotto e schiume. Di conseguenza, è necessaria una sezione di filtrazione composta da: filtro a cartuccia, per trattenere i solidi sospesi, filtro a carboni attivi, per trattenere i prodotti di degradazione della MDEA e filtro meccanico finale, per trattenere gli eventuali trascinamenti di carbone. Ogni filtro è equipaggiato con un indicatore di pressione differenziale e relativo allarme.

La corrente di MDEA filtrata viene poi inviata alle varie utenze a seconda dei casi operativi.

L'eventuale presenza di idrocarburi pesanti e di solidi sospesi può provocare schiume soprattutto nella colonna di rigenerazione. Conseguentemente, oltre alla sezione di filtrazione, è consigliabile l'iniezione a spot di un agente anti-schiuma. Nell'unità è quindi previsto un package di inserzione di agente anti-schiumogeno; i punti di iniezione sono subito a valle dei tre filtri e dell'accumulatore di riflusso.

L'unità è dotata di una rete chiusa di raccolta dei drenaggi derivanti dalla apparecchiature in contatto con la soluzione amminica. I vari dreni sono inviati ad una vasca di accumulo. La soluzione contenuta in tale vasca viene inviata al serbatoio dell'unità OGA.

## 2.4. Interconnecting

La realizzazione delle nuove unità SRU3, OGA2 e SWS3 implicherà alcuni interventi di adeguamento necessari all'integrazione delle unità alla Raffineria esistente per i seguenti servizi:

- interconnessione di linee di processo;
- interconnessione con il sistema di distribuzione servizi di Raffineria;
- distribuzione energia elettrica;
- sistema di controllo e sicurezza;
- sistema antincendio.

### 2.4.1. Interconnessione linee di processo

L'Unità di Recupero Zolfo 3, con una capacità massima di 100 t/g di zolfo liquido, riceve gas acido ad alto contenuto di H<sub>2</sub>S, proveniente dalle Unità di Rigenerazione Ammina di Raffineria (OGA) e dalle Unità di Sour Water Stripping (SWS) e produce una corrente di zolfo liquido inviata ai serbatoi di stoccaggio esistenti.

L'Unità di Rigenerazione Ammina 2, con una capacità di circa 120 t/h, riceve correnti di ammina ad alto contenuto di H<sub>2</sub>S provenienti dalle unità di Recupero Zolfo e dalle Unità di Conversione e restituisce una corrente di ammina rigenerata alle stesse Unità.

L'Unità di Sour Water Stripper 3, con una capacità di circa 80 t/h, riceve acque acide effluenti ad alto contenuto di H<sub>2</sub>S e NH<sub>3</sub> provenienti dalle Unità di processo e restituisce una corrente di acqua trattata inviata ai serbatoi di stoccaggio.

Le correnti di processo, sopra descritte, saranno collegate alle unità esistenti attraverso due nuovi pipe-rack ausiliari, realizzati ad est ed a ovest dell'area d'installazione, e tramite due attraversamenti del Viale Principale a sud dell'area di installazione.

Il fluido di processo scaricato dalle valvole di sicurezza delle nuove unità sarà convogliato nella rete esistente di blow-down quindi inviato all'esistente sistema di torce di Raffineria.

L'acqua meteorica ricadente sull'area, dove saranno realizzati le nuove unità, sarà convogliata nella rete fognaria esistente della Raffineria.

### 2.4.2. Interconnessione con i servizi di Raffineria

L'interconnecting tra le nuove unità SRU3, OGA2 e SWS3 ed i servizi di Raffineria sarà progettato tenendo conto dei seguenti fattori:

- disponibilità delle utilities;

- minimizzazione dei percorsi tubazioni;
- necessità di effettuare operazioni per il sezionamento degli impianti del complesso;
- flessibilità di lavorazione della Raffineria.

Le nuove linee delle utilities da/a i collettori principali di Raffineria saranno collegate tramite gli stessi pipe-racks ausiliari sopra descritti.

#### **2.4.3. Distribuzione di energia elettrica**

La messa in marcia delle nuove unità comporterà una richiesta aggiuntiva di energia elettrica pari a circa 1,2 MW.

E' prevista la realizzazione di una sottostazione elettrica, all'interno del fabbricato esistente exCTE, che servirà le nuove unità e che sarà collegata con la sottostazione esistente SS1. Per la relativa ubicazione si veda l'Allegato 2.

Il fabbisogno energetico aggiuntivo sarà fornito dalla rete ENEL.

#### **2.4.4. Sistema di controllo e sicurezza**

I pannelli di controllo e sicurezza delle nuove unità saranno installati in una sala quadri, ricavata all'interno del fabbricato esistente exCTE.

La nuova sala quadri sarà collegata alla sala controllo centralizzata della Raffineria da cui le nuove unità saranno monitorate e controllate.

#### **2.4.5. Sistema antincendio**

Le nuove unità saranno dotate di un sistema antincendio costituito da idranti e monitori ad acqua ed estintori a polvere. L'acqua antincendio sarà fornita dalla rete esistente di Raffineria.

Gli idranti e i monitori saranno installati intorno all'area di processo e saranno utilizzati per il raffreddamento delle superfici delle apparecchiature ubicate ad altezze elevate o per apparecchiature contenenti liquidi infiammabili.

Gli estintori a polvere saranno distribuiti in particolari punti all'interno dell'area di processo dove si potrebbero verificare condizioni di pericolo localizzate.

Si vedano l'Allegato 4 (Planimetria detettori fuoco e gas delle nuove unità) e l'Allegato 5 (Planimetria sistema antincendio delle nuove unità) per dettagli.

## 2.5. Aspetti relativi alla sicurezza

Per il progetto sarà effettuata una dettagliata analisi di rischio nel relativo Rapporto Preliminare di Sicurezza (fase di Nulla Osta di Fattibilità), da presentare ai sensi del D.Lgs. n. 334 del 17/08/99 (D.Lgs. 334/99) e s.m.i..

Si fa presente che durante lo sviluppo dell'ingegneria di dettaglio saranno implementati tutti gli accorgimenti tecnicamente validi per ridurre sia le frequenze attese (essenzialmente mediante miglioramenti dei sistemi di controllo, allarme e blocco) che le conseguenze pericolose (mediante sistemi di depressurizzazione, rilevamento incendio e gas, sistemi di protezione attiva e passiva dal fuoco).

Per analisi più approfondite si rimanda, tuttavia, al Rapporto Preliminare di Sicurezza che sarà elaborato ai fini dell'ottenimento del NOF, secondo quanto previsto dall'art. 9 del D.Lgs. 334/99 e s.m.i..

## 2.6. Valutazione comparativa del progetto con le Migliori Tecniche Disponibili

Il confronto con le Migliori Tecniche Disponibili (MTD) viene effettuato con riferimento alle seguenti Linee Guida:

- "Linee guida per l'identificazione delle Migliori Tecniche Disponibili, Categoria IPPC 1.2: Raffinerie di petrolio e di gas" pubblicato sul supplemento ordinario della Gazzetta Ufficiale, n. 125 del 31/05/07;
- "Reference Document on Best Available Techniques for Mineral Oil and Gas Refineries (BREF)" emesso dall'ufficio IPPC della UE sito in Siviglia nel Febbraio 2003.

### 2.6.1. Nuovo impianto di Recupero Zolfo (SRU3)

Sono considerate MTD per gli impianti di Recupero Zolfo:

- Assicurare un'efficienza di recupero del 99.5% – 99.9% per gli impianti nuovi e superiore al 99% per gli impianti esistenti. Monitorare l'efficienza di recupero;
- Massimizzare il fattore di utilizzo dell'impianto al 95-96%;
- Recuperare nell'impianto anche il gas di testa contenente H<sub>2</sub>S proveniente dall'unità SWS. Verificare le condizioni di progettazione ed i parametri operativi per evitare che l'ammoniaca contenuta in detto gas sia completamente bruciata, per evitare sporcamenti e perdita di efficienza del catalizzatore;
- Mantenere un rapporto ottimale H<sub>2</sub>S/SO<sub>2</sub> mediante un sistema di monitoraggio di processo;

- Controllare la temperatura del reattore termico di ossidazione dei gas acidi in ingresso, per distruggere correttamente l'ammoniaca;
- Assicurare la distruzione termica, con un'efficienza minima del 98% delle tracce di H<sub>2</sub>S non convertito.

La nuova unità di recupero zolfo risulta allineata alle MTD in quanto:

- garantisce un'efficienza di recupero dello zolfo fino al 99,5% riferito allo zolfo totale entrante nel SRU3.
- il fattore di utilizzazione della nuova unità, calcolato come rapporto tra il periodo di effettivo servizio dell'unità e il periodo di servizio previsto (a meno delle fermate programmate per manutenzione o per previsto mancato servizio) sarà allineato con quanto indicato dalle Linee Guida.
- i gas acidi prodotti dalle unità di strippaggio acque acide (SWS) vengono prevalentemente inviati per il trattamento alle unità di recupero zolfo, unità che sono state progettate per poter essere in grado di trattare i gas acidi ammoniacali.
- parte dell'alimentazione della nuova unità sarà costituito dai gas acidi provenienti dalle unità di Sour Water Stripping della Raffineria, inclusa la nuova unità SWS3.
- la combustione dei gas acidi avviene in condizioni altamente controllate, in modo da assicurare la corretta alimentazione di aria e quindi ottenere un funzionamento ottimale. La quantità di aria principale richiesta per la combustione è calcolata misurando ciascuna portata di gas acido e moltiplicando ciascuna portata per un opportuno fattore, in modo da determinare esattamente l'aria richiesta. Tutte le richieste di aria così ottenute vengono sommate e la risultante richiesta di aria totale è il nuovo set point del controllore principale di portata d'aria. Ogni piccola variazione nella composizione dei gas acidi è corretta dall'analizzatore in linea di H<sub>2</sub>S/SO<sub>2</sub> che ne monitora il corretto rapporto. Il segnale generato dall'analizzatore è inviato al controllore di portata posto sulla linea di aria fine che, agendo su una specifica valvola, permette una regolazione precisa della quantità di aria.
- L'aria di combustione inviata al bruciatore, regolata come sopra indicato, è sufficiente per assicurare la completa ossidazione degli idrocarburi e dell'ammoniaca presenti nel gas acido alimentato.
- I gas di coda trattati dalla sezione Trattamento Gas di Coda a servizio della sezione Claus sono inviati ad un inceneritore catalitico che ossida le eventuali tracce di H<sub>2</sub>S presenti nei gas di coda. Tale inceneritore è progettato per garantire un contenuto di H<sub>2</sub>S massimo nei fumi di 5 mg/Nm<sup>3</sup>.

## 2.7. Fase di Cantiere

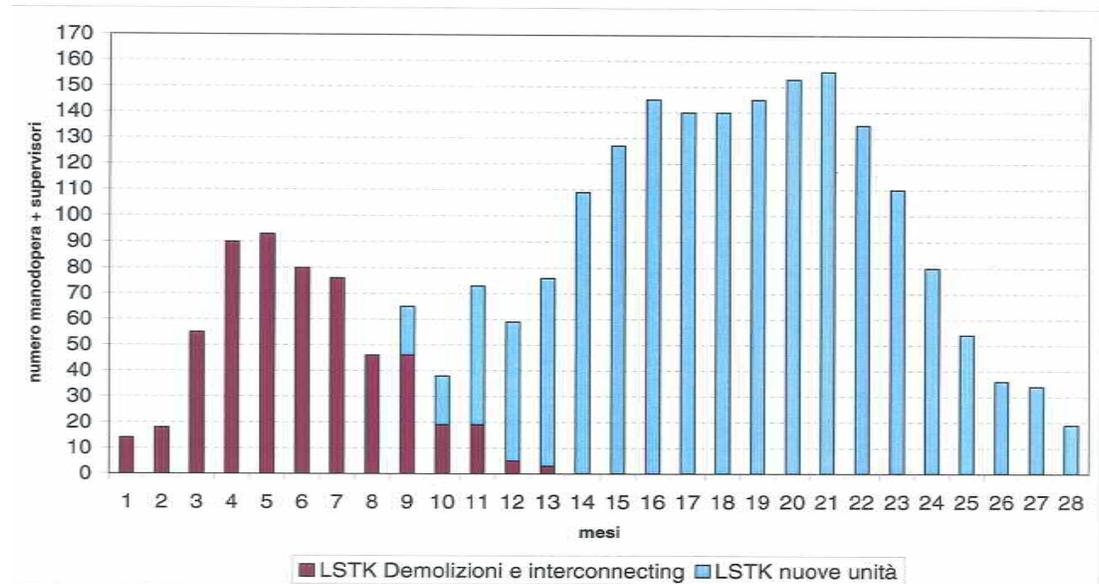
La durata complessiva del cantiere per la realizzazione dei nuovi impianti è stata stimata pari a:

- a) circa 13 mesi per le attività di realizzazione delle opere di adeguamento necessarie per l'integrazione delle nuove unità alla Raffineria esistente, quali:
  - demolizione serbatoi esistenti nell'area destinata alle nuove unità
  - interconnessione con le unità di processo esistenti e i servizi di Raffineria
  - interconnessione con i sistemi di distribuzione energia elettrica e controllo/sicurezza
  - interconnessione con il sistema antincendio.
- b) circa 20 mesi per la realizzazione delle nuove unità.
- c) la fase di realizzazione delle opere di adeguamento è stimata iniziare circa 8 mesi prima della fase di costruzione delle nuove unità.

### Manodopera

La distribuzione indicativa della domanda di manodopera durante le due fasi di cantiere è schematizzata nella seguente Figura.

**Figura 2-1: Distribuzione indicativa della domanda di manodopera per la fase di cantiere**



L'area complessiva interessata dalle attività per la realizzazione delle nuove unità e delle opere di integrazione sono rispettivamente pari a circa:

- Opere di integrazione: circa 1.600 m<sup>2</sup> (esclusa ristrutturazione fabbricato ex CTE).
- Nuove unità: circa 6.000 m<sup>2</sup>.

Una rappresentazione dell'estensione e della localizzazione di sbancamenti e scavi è riportata in Allegato 6.

Per la realizzazione delle nuove unità sono previste le seguenti attività di sbancamento e demolizione:

- Demolizione serbatoi esistenti 26, 28 e 30, delle tubazioni e strutture metalliche accessorie presenti nelle aree dei serbatoi e dei relativi muri di contenimento;
- Rimozione e rilocalizzazione linee esistenti alimentazione Unità FCC, antincendio e schiumogeno e relative sleepers di appoggio lungo il lato nord del viale principale;
- Scavo fino ad una quota relativa di circa - 2.00 m, sottostante il piano del viale principale per la realizzazione delle linee di interconnessione (su pipe rack);
- Scavo fino ad una quota relativa di circa - 0.70 m, sottostante il piano del viale principale limitatamente all'area interessata alla ristrutturazione del pipe-rack esistente;
- Scavo fino ad una quota relativa di circa - 1.30 m, da quota stradale limitatamente all'area interessata ai collegamenti elettrici interrati lungo la Strada B, Strada 6 e Strada C;
- Sbancamento fino ad una quota relativa di circa - 2.00 m, sottostante il piano del viale principale limitatamente all'area interessata alla realizzazione delle nuove unità SRU3, OGA2 e SWS3.
- Sbancamento fino ad una quota relativa di circa - 1.00 m, da quota stradale limitatamente all'area interessata alla realizzazione del nuovo cavidotto elettro-strumentale tra l'area interessata alla realizzazione delle nuove unità SRU3, OGA2 e SWS3 e la nuova sottostazione / sala tecnica realizzate all'interno del fabbricato exCTE.
- Interventi di Rimozione e Demolizione nel fabbricato exCTE.

Le attività di cantiere prevedono, tra le diverse fasi operative, lo scavo di terreni e, eventualmente, se confermato da indagine geognostica, l'esecuzione di pali per la costruzione di fondazioni.

Le opere di fondazione saranno costituite da plinti e platee in calcestruzzo armato (eventualmente su pali) per il sostegno delle strutture di processo, pipe-rack tubazioni e apparecchiature installate a terra.

Le opere in elevazione saranno sostanzialmente costituite dalle strutture in carpenteria metallica per il sostegno delle apparecchiature in quota e delle relative tubazioni di processo e servizi.

La nuova sottostazione elettrica e sala tecnica di strumentazione, per l'installazione delle apparecchiature elettriche e di controllo delle nuove unità SRU3, OGA2 e SWS3, saranno ricavate all'interno del fabbricato exCTE attraverso la ristrutturazione parziale dello stesso.

Durante le varie attività di cantiere verranno prodotte diverse tipologie di rifiuti sintetizzate nella Tabella riportata di seguito. I quantitativi riportati rappresentano una stima indicativa ricavata dall'esperienza.

**Tabella 2-1: Rifiuti prodotti durante le attività di cantiere**

Descrizione del rifiuto	Quantità
Terra e rocce di risulta per nuove unità	9.000 m <sup>3</sup>
Terra e rocce di risulta da demolizioni per opere accessorie	1.600 m <sup>3</sup>
Lamiere metalliche provenienti dalla demolizione serbatoi	360 t
Spezzoni di tubazioni provenienti dalla demolizione linee FCC e linee in area serbatoi	80 t
Inerti di costruzione edile per opere accessorie	500 m <sup>3</sup>

Tutte le attività di gestione e smaltimento rifiuti saranno condotte in accordo alla vigente normativa in materia ambientale (D.Lgs. 152/2006) e alle autorizzazioni in essere presso la Raffineria.

Il traffico indotto dalle attività di cantiere è stimato come indicato in seguito:

- Opere accessorie:
  - Uscita lamiere metalliche e spezzoni di tubazioni provenienti da demolizioni: mediamente 8 mezzi al mese per circa 4 mesi;
  - Uscita terra e inerti provenienti da scavi e demolizioni: mediamente 15 mezzi al mese per circa 7 mesi;

- Ingresso calcestruzzo: mediamente 10 mezzi al mese per circa 8 mesi;
- Ingresso materiali di montaggio: mediamente 4 mezzi al mese per circa 7 mesi.
- Nuove Unità:
  - Uscita terra proveniente da scavi: mediamente 140 mezzi al mese per circa 3 mesi;
  - Ingresso terra per rinterri: mediamente 70 mezzi al mese per circa 3 mesi;
  - Ingresso calcestruzzo: mediamente 35 mezzi al mese per circa 10 mesi;
  - Ingresso materiali di montaggio: mediamente 12 mezzi al mese per circa 14 mesi.

### 3. DESCRIZIONE RAFFINERIA POST OPERAM E CONFRONTO CON ASSETTO ANTE OPERAM

#### 3.1. Consumo di materie prime

Come illustrato nella Tabella di seguito riportata, a seguito dell'inserimento dei nuovi impianti non si prevedono variazioni nel flusso di materie prime in ingresso alla Raffineria rispetto alla Configurazione Attuale alla Massima Capacità Produttiva (MCP).

**Tabella 3-1: Confronto consumo materie prime Configurazione Attuale e Futura alla MCP**

Descrizione	U.d.M.	Configurazione Attuale (MCP)	Configurazione Futura (MCP)
Grezzi	t	9.389.000	9.389.000
Semilavorati	t	1.181.700	1.181.700
Additivi	t	10.674	10.674
Idrogeno	t	44.000	44.000
<b>TOTALE</b>	<b>t</b>	<b>10.625.374</b>	<b>10.625.374</b>

Non si prevedono inoltre variazioni nelle correnti di processo ricche di composti solforati processate dai seguenti gruppi di unità:

- Impianti di Recupero Zolfo (SRU1, SRU2, nuova unità SRU3);
- Impianti Sour Water Stripper (SWS1, SWS2, nuova unità SWS3);
- Impianti di Rigenerazione Ammine (OGA1, nuova unità OGA2).

Si vedano a tal proposito le Tabelle sotto riportate.

**Tabella 3-2: Confronto zolfo prodotto da Impianti di Recupero Zolfo Configurazione Attuale e Futura alla MCP**

Configurazione Raffineria	Descrizione Impianti	Quantità (t/g)
Attuale	SRU1 e SRU2	412
Futura	SRU1, SRU2 e SRU3	412

**Tabella 3-3: Confronto acque acide trattate da Impianti di Sour Water Stripping  
Configurazione Attuale e Futura alla MCP**

Configurazione Raffineria	Descrizione Impianti	Quantità (t/g)
Attuale	SWS1 e SWS2	3.840
Futura	SWS1, SWS2 e SWS3	3.840

**Tabella 3-4: Confronto ammine ricche trattate da Impianti di Rigenerazione  
Configurazione Attuale e Futura alla MCP**

Configurazione Raffineria	Descrizione Impianti	Quantità (t/g)
Attuale	OGA1	4.200
Futura	OGA1 e OGA2	4.200

Per quanto riguarda altri materiali utilizzati nei nuovi impianti, si prevede unicamente l'apporto di modeste quantità di catalizzatori e di carboni attivi. Per maggiori dettagli in merito si rimanda alla seguente Tabella.

**Tabella 3-5: Materie prime nuove unità**

Unità	Fase di utilizzo	Materiale	Volume (m <sup>3</sup> )	Densità (kg/m <sup>3</sup> )	Durata (anni)
OGA 2	Filtri a carbone attivo	Carboni attivi	25	450	1
SRU 3	1° Reattore Catalitico	Allumina	15	875	5
SRU 3	2° Reattore Catalitico	Allumina	15	875	5
SRU 3	Reattore di Riduzione	Cobalto-Molibdeno	11	640	5
SRU 3	Reattore Catalitico (sezione Trattamento Gas di Coda)	Rame-Bismuto su Allumina	8	750	5
SRU 3	Reattori	Materiale inerte a supporto del catalizzatore	8	1.350	5

L'inserimento dei nuovi impianti non produrrà nessuna variazione neppure nella quantità e nella tipologia dei prodotti finiti rispetto a quanto previsto per la Configurazione Attuale della Raffineria alla MCP.

### 3.2. Bilancio di energia

I consumi e le produzioni complessivi relativi agli assetti di marcia minimi e massimi delle nuove unità sono riassunti nella seguente tabella riepilogativa. In particolare i valori

relativi alle produzioni sono precedute dal segno “+” mentre quelli relativi ai consumi dal segno “-”.

**Tabella 3-6: Consumi e produzioni energetiche delle nuove unità SRU3, SWS3 e OGA2**

Assetti Marcia	Vapore Alta Pressione (AP)	Vapore Media Pressione (MP)	Vapore Bassa Pressione (BP)	Metano	Energia Elettrica MW
	t/h	t/h	t/h	t/h	
Minimo	- 0,59	3,7	- 36,40	- 0,04	1,05
Massimo	- 2	13,58	- 32,75	- 0,10	1,20

Per quanto concerne il parametro vapore, per entrambi gli assetti di marcia massimo e minimo, i dati illustrati non sono da intendersi aggiuntivi rispetto a quelli della configurazione attuale della Raffineria alla MCP, ma già compresi in essa.

Come già infatti ribadito nei precedenti paragrafi, le nuove unità SRU3, OGA2 e SWS3 entreranno in funzione in parallelo alle unità esistenti, trattando però una quantità complessiva di correnti di processo ricche di composti solforati invariata rispetto alla Configurazione Attuale alla MCP.

I consumi/produzioni di vapore risultano essere direttamente proporzionali alla marcia degli impianti e pertanto ai flussi di processo da essi trattati. In un’ottica di bilancio complessivo di Raffineria, rimanendo questi ultimi invariati rispetto alla configurazione attuale, anche il bilancio di vapore non subirà alcuna variazione nella configurazione futura.

Discorso analogo si applica per i consumi di metano.

Non è esiste invece una proporzionalità diretta tra consumo di energia elettrica e flusso trattato dall’impianto. Pertanto i consumi di energia elettrica illustrati in tabella sono da considerarsi conservativamente aggiuntivi rispetto alla configurazione attuale. Tale contributo risulta però trascurabile rispetto ai consumi complessivi della Raffineria (al massimo attorno al 1,5%) che rimarrà pertanto sostanzialmente invariato rispetto alla MCP.

### **3.3. Interferenze con l’Ambiente**

#### **3.3.1. Ambiente idrico**

##### **3.3.1.1. Approvvigionamento idrico**

I consumi e le produzioni complessivi relativi agli assetti di marcia minimi e massimi delle nuove unità sono riassunti nella seguente Tabella riepilogativa. In particolare i valori relativi alle produzioni sono precedute dal segno “+” mentre quelli relativi ai consumi dal segno “-”.

**Tabella 3-7: Consumi idrici delle nuove unità**

Assetti Marcia	Condensa Bassa Pressione (B)P	Acqua alimento caldaia Media Pressione (MP)	Acqua Demineralizzata	Acqua di Raffreddamento
	t/h	t/h	t/h	m <sup>3</sup> /h
Minimo	36,34	96,00	- 100,28	- 386,7
Massimo	37,14	83,75	- 100,39	- 454,6

Una volta a regime, il consumo di acqua demineralizzata dei nuovi impianti verrà compensato dalle condense recuperate dai medesimi, come evidenziato dai dati riportati nella Tabella, e dalle altre unità esistenti della Raffineria.

Per quanto riguarda le acque di raffreddamento, il discorso è del tutto analogo. La Raffineria è infatti dotata di un circuito di raffreddamento chiuso che verrà esteso anche alle nuove unità. I dati di consumo indicati in tabella si intendono applicabili alla sola fase di riempimento di tale circuito. Una volta a regime, le nuove unità consumeranno unicamente acqua di reintegro per un totale di 5 m<sup>3</sup>/h. Tale contributo aggiuntivo verrà compensato da un incremento del recupero delle acque trattate presso l'impianto TAS.

La realizzazione delle nuove unità non comporterà pertanto alcun incremento di prelievi idrici rispetto alla Configurazione Attuale della Raffineria alla MCP.

### 3.3.1.2. Scarichi idrici

Gli effluenti idrici prodotti dalle nuove unità saranno costituiti essenzialmente dalle acque meteoriche ricadenti sulle aree di impianto e dai possibili blow down liquidi di linee ed apparecchiature. Le acque meteoriche e i blow down liquidi verranno inviati all'impianto TAS per essere sottoposti a trattamento, quindi riciclati nel circuito di raffreddamento della Raffineria.

La realizzazione delle nuove unità non comporterà alcun incremento di reflui idrici scaricati a mare rispetto alla Configurazione Attuale della Raffineria alla MCP.

### 3.3.2. Emissioni in Atmosfera

#### Emissioni convogliate

I nuovi impianti OGA2 e SWS3 non produrranno emissioni in atmosfera di tipo convogliato.

Le emissioni del nuovo impianto SRU3 verranno inviate al camino denominato E10, che convoglia i contributi emissivi degli impianti SRU1 e SRU2.

L'impianto SRU3 verrà messo in esercizio in parallelo alle unità di recupero zolfo esistenti SRU1, SRU2, ma le correnti di processo ricche di H<sub>2</sub>S trattate dall'insieme degli impianti SRU1, SRU2 e SRU3 (Configurazione Futura) rimarranno invariate rispetto a quanto attualmente trattato agli impianti SRU1 e SRU2 (Configurazione Attuale), sia da un punto di vista quantitativo che qualitativo. Di conseguenza, anche il quantitativo di combustibile

alimentato complessivamente ai forni di processo del gruppo SRU1, SRU2 e SRU3 non subirà variazioni rispetto a quanto alimentato attualmente al gruppo SRU1 e SRU2, essendo tale parametro direttamente proporzionale al carico degli impianti. Da un punto di vista qualitativo subirà anzi un miglioramento in quanto la quota parte alimentata all'unità SRU3 sarà costituita da metano invece che da fuel gas, combustibile utilizzato nelle unità esistenti SRU1 e SRU2.

L'efficienza complessiva di conversione del gruppo SRU1, SRU2 e SRU3 rimarrà sostanzialmente invariata rispetto a quella attuale del gruppo SRU1 e SRU2 nel caso di assetto di marcia minimo del nuovo impianto SRU3 (26 t/g), mentre incrementerà nel suo assetto di marcia massimo (100 t/g). Si sottolinea infatti che mentre l'efficienza complessiva di conversione degli impianti esistenti SRU1 e SRU2 risulta pari al 99%, tale parametro è pari al 99,5 % per il nuovo impianto SRU3.

Alla luce di tutte le considerazioni precedentemente illustrate, si può ragionevolmente sostenere che anche nelle condizioni di esercizio meno favorevoli da un punto di vista ambientale, l'entrata in esercizio del nuovo impianto SRU3 non comporterà alcun incremento delle emissioni complessive della Raffineria rispetto alla configurazione attuale alla MCP.

#### **Emissioni Diffuse**

Per quanto riguarda le emissioni diffuse (derivanti da flange, pompe, valvole, ecc.) non sono previste variazioni apprezzabili rispetto allo stato attuale. Il progetto LDAR per il monitoraggio e la riduzione delle emissioni diffuse dei nuovi impianti verranno comunque estese anche ai nuovi impianti, così come previsto dalle autorizzazioni esistenti.

### **3.3.3. Rumore**

Tutte le apparecchiature installate presso i nuovi impianti avranno caratteristiche tali da garantire, compatibilmente con gli attuali limiti della tecnologia, il minimo livello di pressione sonora nell'ambiente.

Le apparecchiature installate saranno caratterizzate da un livello continuo di pressione sonora inferiore a 85 dB(A) ad una distanza di un metro dall'apparecchiatura stessa, come si evince dalla seguente Tabella 3-8:

**Tabella 3-8: Elenco delle nuove sorgenti sonore**

Servizio	Pressione a 1 m dBA	Altezza da terra m
<b>Impianto SRU3</b>		
BRUCIATORE REATTORE TERMICO	85	3,6
BRUCIATORE OSSIDATORE CATALITICO	85	2,3
PUMPAROUND COOLER	85	19,1
SOFFIANTE ARIA DI COMBUSTIONE	85	terra
EIETTORE GAS DEGASAGGIO	85	7,5
POMPA CIRCOLAZIONE ACQUA	85	terra

Servizio	Pressione a 1 m	
	dBA	Altezza da terra m
POMPA AMMINA RICCA	85	terra
POMPA ZOLFO NON DEGASSATO	85	terra
POMPA ZOLFO DEGASSATO	85	terra
POMPA BFW MP	85	terra
POMPA CONDENSE ACIDE	85	terra
POMPA BFW HP	85	terra
PACKAGE INIEZIONE SODA	85	terra
PACKAGE INIEZIONE FOSFATI	85	terra
VENTILATORE DI RICICLO	85	terra
VENTILATORE ARIA DI COMBUSTIONE	85	terra
<b>Impianto OGA2</b>		
CONDENSATORE RIGENERATORE	85	19.1
REFRIGERANTE AMMINA RIGENERATA	85	19.1
POMPA CARICA RIGENERATORE	85	terra
POMPA CIRCOLAZIONE AMMINA POVERA	85	terra
POMPA RIFLUSSO RIGENERATORE	85	terra
POMPA RILANCIO SCARICHI	85	terra
PACKAGE SISTEMA ANTISCHIUMA	85	terra
<b>Impianto SWS3</b>		
REFRIGERANTE PUMPAROUND	85	19.1
POMPA IDROCARBURI	85	terra
POMPA CARICA STRIPPER	85	terra
POMPA CIRCOLAZIONE POMPAROUND	85	terra
POMPA RILANCIO ACQUE TEMPERATE	85	terra
POMPA SOLUZIONE SODA	85	terra

La progettazione delle apparecchiature e la loro disposizione impiantistica, oltre ad assicurare il rispetto dei limiti di esposizione al rumore del personale operante nell'area di produzione, garantirà il livello di rumore al perimetro esterno della Raffineria.

### 3.3.4. Rifiuti

I principali rifiuti solidi addizionali prodotti dalle nuove unità sono costituiti dai catalizzatori esausti, da carboni attivi e dai rifiuti prodotti dall'attività di manutenzione di tipologia e qualità comparabile a quelli attualmente prodotti dalla Raffineria. L'adeguamento prevede l'utilizzo di catalizzatori tradizionali, che dal punto di vista chimico-fisico sono del tutto identici a quelli che vengono utilizzati in analoghi processi e che saranno smaltiti secondo le normative vigenti in materia di trattamento, smaltimento e gestione rifiuti.

Per le principali caratteristiche dei catalizzatori utilizzati nel processo, la durata dei loro cicli ed i quantitativi, si rimanda al paragrafo 3.1.

La rigenerazione dei catalizzatori delle nuove unità verrà effettuata fuori sito da società specializzate del settore. La produzione di catalizzatori esausti e carboni attivi esausti è stata stimata in circa 21 t/a.

La stima qualitativa e quantitativa dei rifiuti prodotti durante la manutenzione è praticamente impossibile in quanto legata a molteplici fattori (regime di produzione, grado di pulizia delle apparecchiature e dei serbatoi, esigenze tecnologiche) variabili nel tempo.

Nella Tabella 3-9 è riportato il confronto tra la produzione di rifiuti prevista per la configurazione futura di Raffineria e i dati attuali.

**Tabella 3-9: Confronto produzione di rifiuti Configurazione Attuale e Futura della Raffineria alla MCP.**

Inquinanti	U.d.M.	Configurazione Attuale (MCP)	Configurazione Futura (MCP)
Rifiuti pericolosi e non pericolosi	t	12.532	12.553

## **Allegati**

# **Allegato 1 - Planimetria generale della Raffineria**

## **Allegato 2 - Planimetria generale dei nuovi impianti**

## **Allegato 3 - Planimetria con elevazione delle nuove unità**

## **Allegato 4 – Planimetria detettori fuoco e gas delle nuove unità**

## **Allegato 5 – Planimetria sistema antincendio delle nuove unità**

## **Allegato 6 – Estensione e localizzazione sbancamenti/scavi**