



**Progetto Preliminare
finalizzato alla realizzazione
dello Studio di Impatto
Ambientale
“Progetto Serenissima”**

Raffineria di Venezia

Preparato per:

Eni S.p.A. - Divisione R&M

Ottobre 2007

INDICE

Sezione	N° di Pag.
INTRODUZIONE	1
1. SCOPO DEL PROGETTO	2
1.1. Il Proponente	4
1.1.1. Eni S.p.A. Corporate	4
1.1.2. La Divisione R&M	4
1.2. La Politica Ambientale	6
1.2.1. Eni SpA Corporate	6
1.2.2. La Divisione R&M	7
1.2.3. La Raffineria	8
2. UBICAZIONE	9
3. DESCRIZIONE DELLA RAFFINERIA ANTE OPERAM	10
3.1. Descrizione generale del ciclo di lavorazione	11
3.2. Servizi Ausiliari	19
3.2.1. Sistema di produzione di energia elettrica e vapore	21
3.3. Movimentazione Materiali e Parco Stoccaggi	23
3.4. Bilancio di massa ed energia	25
3.4.1. Bilancio di materia	25
3.4.2. Bilancio di Energia	27
3.5. Uso di Risorse	29
3.5.1. Acqua	29
3.5.2. Materie prime ed ausiliari	30
3.5.3. Combustibili	30
3.6. Interferenze con l’Ambiente	30
3.6.1. Emissioni in Atmosfera	30
3.6.2. Emissioni diffuse	33
3.6.3. Effluenti Liquidi	34
3.6.4. Rifiuti	36
3.6.5. Rumore	37
3.6.6. Suolo	37
3.6.7. Certificazione ambientale	37
4. DESCRIZIONE DELLE NUOVE UNITÀ PRODUTTIVE	39
4.1. Impianto Vacuum	42
4.1.1. Descrizione principali fasi di processo	42
4.1.2. Sistemi Ausiliari	45
4.1.3. Specifiche della Carica d’impianto	46
4.1.4. Specifiche dei Prodotti d’impianto	46
4.1.5. Apparecchiature Principali	48
4.1.6. Bilanci di materia ed energia	50

INDICE

Sezione	N° di Pag.
4.2. Impianto Hydrocracker	57
4.2.1. Descrizione delle principali fasi di processo	57
4.2.2. Sistemi Complementari all'unità Hydrocracker	68
4.2.3. Specifiche della Carica d'impianto	68
4.2.4. Specifiche dei Prodotti d'impianto	70
4.2.5. Apparecchiature Principali	71
4.2.6. Bilanci di materia ed energia	75
4.3. Impianto Steam Reformer	76
4.3.1. Descrizione delle principali fasi di processo	77
4.3.2. Specifiche della Carica d'impianto	81
4.3.3. Specifiche dei Prodotti d'impianto	82
4.3.4. Apparecchiature Principali	83
4.3.5. Bilanci di materia ed energia	85
4.4. Impianto di Recupero Zolfo	86
4.4.1. Descrizioni delle Principali Fasi di Processo	86
4.4.2. Specifiche della Carica d'impianto	88
4.4.3. Specifiche dei Prodotti d'impianto	88
4.4.4. Apparecchiature Principali	88
4.4.5. Bilanci di materia ed energia	90
4.5. Unità Rigenerazione dell'ammina	91
4.5.1. Descrizioni delle Principali Fasi di Processo	91
4.5.2. Specifiche della Carica d'impianto	93
4.5.3. Apparecchiature Principali	94
4.5.4. Bilanci di materia ed energia	94
4.6. Sour Water Stripper	98
4.6.1. Descrizioni delle Principali Fasi di Processo	98
4.6.2. Specifiche della Carica d'impianto	99
4.6.3. Specifiche dei Prodotti d'impianto	100
4.6.4. Apparecchiature Principali	101
4.6.5. Bilanci di materia ed energia	101
4.7. Sistemi di utilities	104
4.7.1. Impianto di trattamento acque 2 (ITA 2)	104
4.7.2. Impianto aria strumenti	106
4.7.3. Impianto acqua di raffreddamento	106
4.7.4. Closed drain idrocarburico	106
4.7.5. Flare KO drum	107
4.8. Impianto di Cogenerazione	108
4.8.1. Turbina a gas	108
4.8.2. Caldaia a recupero	110
4.8.3. Sistema elettrico	111
4.8.4. Sistema automazione e controllo	117
4.8.5. Bilanci di materia ed energia	118
4.9. Torcia	120
4.10. Serbatoi	121
4.11. Dispositivi di misura, controllo, regolazione e protezione	123
4.12. Interconnecting	125
4.12.1. Interconnecting interno alle Nuove Unità	125
4.12.2. Interconnecting con la Raffineria esistente	125
4.13. Aspetti relativi alla sicurezza	127
4.13.1. Adempimenti D.Lgs. 334/99	127

INDICE

Sezione	N° di Pag.
4.13.2. Criteri di Progettazione Impianti Elettrici	132
4.13.3. Progettazione dei Sistemi di Scarico della Pressione.....	133
4.13.4. Norme di Progettazione dei Recipienti di Processo, delle Tubazioni e dei Serbatoi.....	133
4.13.5. Criteri di Protezione da Sostanze Corrosive	134
4.13.6. Sistema antincendio	135
4.13.8. Classificazione delle Aree con Pericolo di Esplosione.....	136
4.13.9. Sistemi di Rilevazione Fire & Gas.....	136
4.13.10. Criteri per i Rivestimenti Protettivi Antifuoco – Fire Proofing	139
4.14. Valutazione Comparativa del Progetto con le Migliori Tecniche Disponibili	140
4.14.1. Vacuum	140
4.14.2. Hydrocraker.....	142
4.14.3. Impianto Recupero Zolfo.....	144
4.14.4. Impianto Produzione Idrogeno	145
4.14.5. Serbatoi di Stoccaggio	146
4.15. Fase di Cantiere	147
4.15.1. Attività di sbancamento e demolizione.....	148
4.15.2. Operazioni di Smantellamento dei Serbatoi Esistenti	149
4.15.3. Attività di Costruzione	150
4.15.4. Produzione di rifiuti.....	151
5. DESCRIZIONE RAFFINERIA POST OPERAM E CONFRONTO CON ASSETTO ANTE OPERAM.....	153
5.1. Bilanci Materiali ed Energetici	153
5.1.1. Bilancio di materia	153
5.1.2. Produzione dei Energia Elettrica e Vapore	154
5.1.3. Consumi di Energia Elettrica e Combustibili	156
5.2. Uso di Risorse	158
5.2.1. Acqua	158
5.2.2. Suolo e Sottosuolo	159
5.3. Interferenze con l’Ambiente	161
5.3.1. Emissioni in Atmosfera.....	161
5.3.2. Scarichi idrici	165
5.3.3. Rumore.....	169
5.3.4. Rifiuti	169
5.3.5. Traffico	170
5.4. Serbatoi e Stoccaggi	171
5.5. Rappresentazione sintetica della Raffineria allo stato attuale e in seguito alla realizzazione del progetto	174

INDICE DELLE TABELLE

Tabella 3-1: Principali Impianti Ausiliari di Raffineria	19
Tabella 3-2: Caratteristiche delle Turbine installate nell'impianto COGE	23
Tabella 3-3: Caratteristiche delle Caldaie installate nell'impianto COGE	23
Tabella 3-4: Produzione e Consumi Medi Annuali dell'impianto COGE	23
Tabella 3-5: Quadro riassuntivo dei serbatoi.....	25
Tabella 3-6: Materie Prime in lavorazione in Raffineria. Periodo 2004-2006.....	26
Tabella 3-7: Prodotti in uscita dalla Raffineria. Periodo 2004-2006	27
Tabella 3-8: Caratteristiche dei forni di Raffineria	28
Tabella 3-9: Bilancio Energetico. Anni 2004-2006	28
Tabella 3-10: Consumo combustibili. Anni 2004-2006.....	29
Tabella 3-11: Prelievi Idrici della Raffineria. Anni 2004-2006	30
Tabella 3-12: Elenco camini di emissione di tipo convogliato	31
Tabella 3-13: Emissioni Convogliate in Atmosfera. Anno 2005	32
Tabella 3-14: Emissioni Convogliate in Atmosfera. Anno 2006	32
Tabella 3-15: Qualità emissioni impianto COGE.....	33
Tabella 3-16: Scenario Emissioni Diffuse COV (Periodo 2004 – 2006).....	34
Tabella 3-17: Bilancio Quantitativo degli Scarichi Idrici (Periodo 2004 – 2006)	35
Tabella 3-18: Qualità degli Scarichi Idrici (Dati Medi Annuali. Periodo 2004 – 2006).....	35
Tabella 3-19: Quantità degli Scarichi Idrici (Dati Medi Annuali. Periodo 2004 – 2006)	36
Tabella 3-20: Tipologie e Quantità di Rifiuti Prodotti dalla Raffineria (Periodo 2004 – 2006).....	37
Tabella 4-1: Specifiche della carica di impianto Vacuum.....	46
Tabella 4-2: Portate e rese prodotti impianto Vacuum.....	46
Tabella 4-3: Caratteristiche prodotti Vacuum.....	47
Tabella 4-4: Caratteristiche prodotti Vacuum.....	47
Tabella 4-5: Caratteristiche del gas di coda.....	48
Tabella 4-6: Caratteristiche acqua acida.....	48
Tabella 4-7: Caratteristiche Slop Oil.....	48
Tabella 4-8: Apparecchiature nuova unità Vacuum	48
Tabella 4-9: Bilanci di material ed energia	51
Tabella 4-10: Specifiche della carica di impianto Hydrocracker.....	68
Tabella 4-11: Caratteristiche dell'H ₂ di make-up	69
Tabella 4-12: Specifiche dei prodotti di impianto Hydrocracker	70
Tabella 4-13: Apparecchiature nuova unità Hydrocracker	71
Tabella 4-14: Caratteristiche dei catalizzatori dell'impianto Hydrocracker.....	75
Tabella 4-15: Apparecchiature nuova unità Hydrocracker	83
Tabella 4-16: Caratteristiche dei catalizzatori dell'impianto Steam Reformer.....	85
Tabella 4-17: Specifiche di impianto.	88
Tabella 4-18: Apparecchiature nuova Unità di Recupero Zolfo	88
Tabella 4-19: Specifica della carica dell'impianto di Rigenerazione Ammina.....	93
Tabella 4-20: Apparecchiature principali della nuova unità di recupero ammina.....	94
Tabella 4-21: Bilanci di materia ed energia.....	95
Tabella 4-22: Specifica della carica dell'impianto SWS	100
Tabella 4-23: Specifica delle correnti in uscita dall'impianto SWS.	100
Tabella 4-24: Apparecchiature principali del nuovo impianto Sour Water Stripper.....	101
Tabella 4-25: Bilanci di material ed energia	102
Tabella 4-26: Prestazioni previste dell'impianto	111
Tabella 4-27: Caratteristiche delle unità costitutive del nuovo sistema cogenerativo.....	119
Tabella 4-28: Fabbisogni idrici del nuovo sistema cogenerativo.....	119
Tabella 4-29: Descrizione dei nuovi serbatoi	121
Tabella 4-30: Descrizione degli eventi incidentali	128

Tabella 4-31: Descrizione degli scenari incidentali.	130
Tabella 4-32: Da BREF: Consumi attesi per impianti Vacuum	141
Tabella 4-33: Raffineria di Venezia: Consumi Vacuum da basi di progetto.....	141
Tabella 4-34: Da BREF: Consumi attesi per impianti di Hydrocracking	142
Tabella 4-35: Raffineria di Venezia: Consumi Hydrocracking da basi di progetto.....	143
Tabella 4-36: Da BREF : Consumi attesi per impianti di Steam Reforming.....	146
Tabella 4-37: Raffineria di Venezia: Consumi Steam Reforming da basi di progetto	146
Tabella 4-38: Mezzi utilizzati durante la fase di cantiere.....	148
Tabella 4-39: Rifiuti prodotti durante le attività di cantiere	151
Tabella 5-1: Previsione Materie Prime in Ingresso in Raffineria alla Massima Capacità di Lavorazione Autorizzata	153
Tabella 5-2: Previsione Prodotti Finiti in Uscita dalla Raffineria alla Massima Capacità di Lavorazione autorizzata	154
Tabella 5-3: Produzione Media Annuale di Energia Elettrica e Vapore	155
Tabella 5-4: Potenza Elettrica Assorbita dai nuovi impianti	156
Tabella 5-5: Elenco dei Forni Installati nelle nuove unità e nella nuova Turbogas	156
Tabella 5-6: Bilancio idrico e di vapore per i nuovi impianti	158
Tabella 5-7: Consumi di acqua di raffreddamento per i nuovi impianti.	159
Tabella 5-8: Consumi idrici per la configurazione futura di Raffineria e confronto con la configurazione attuale	159
Tabella 5-9: Flussi emissivi della COGE esistente per la configurazione futura e confronto con dati attuali	162
Tabella 5-10: Flussi emissivi del nuovo gruppo cogenerativo previsti per la configurazione futura	162
Tabella 5-11: Flussi emissivi dei nuovi impianti	163
Tabella 5-12: Caratteristiche del Flusso Emissivo Medio Annuale – Scenario Futuro.	164
Tabella 5-13: Confronto flussi emissivi configurazione attuale e futura di Raffineria.....	164
Tabella 5-14: Confronto flussi emissivi configurazione attuale e futura di Raffineria.....	165
Tabella 5-15: Effluenti idrici inviati a trattamento e a scarico	165
Tabella 5-16: Confronto bilancio idrico configurazione attuale e futura	167
Tabella 5-17: Confronto qualità scarichi prevista per la configurazione futura e la configurazione attuale	168
Tabella 5-18: Rifiuti prodotti dai nuovi impianti.....	170
Tabella 5-19: Confronto produzione di rifiuti configurazione attuale e futura.....	170
Tabella 5-20: Confronto traffico tra configurazione impiantistica attuale e futura	171
Tabella 5-21: Descrizione dei serbatoi da smantellare	172
Tabella 5-22: Modifiche delle destinazioni d'uso per i serbatoi esistenti	173
Tabella 5-23: Parco serbatoi della configurazione futura di Raffineria e confronto con configurazione attuale	174
Tabella 5-24: Confronto dei parametri significativi della Raffineria allo stato attuale ed in seguito alla realizzazione del progetto	174

INDICE DELLE FIGURE

Figura 2-1: Ubicazione della Raffineria di Venezia (area in verde).....	9
Figura 3-1: Planimetria della Raffineria	11
Figura 3-2: Schema a blocchi del ciclo produttivo.....	13
Figura 3-3: Schema dell'impianto COGE	22
Figura 4-1: Schema a blocchi del nuovo ciclo produttivo	40
Figura 4-2: Schema Semplificato delle Fasi di Lavorazione del Progetto del nuovo impianto Vacuum.....	43
Figura 4-3: Schema Semplificato delle Fasi di Lavorazione del Progetto del nuovo Hydrocracker	58
Figura 4-4: Percorso del nuovo gasdotto	77
Figura 4-5: Schema dell'Impianto di Recupero Zolfo	90
Figura 4-6: Schema impianto di pre-trattamento acqua grezza	104
Figura 4-7: Schema impianto di pre-trattamento acqua grezza	105
Figura 4-8: Ubicazione dei nuovi serbatoi	122
Figura 4-9: Schema rete distribuzione dati PLC - Campo, DCS - Campo e PLC - DCS	124
Figura 4-10: Ubicazione aree di realizzazione dei nuovi impianti e dei nuovi serbatoi.....	149
Figura 5-1: Schema del bilancio idrico medio di Raffineria nella configurazione futura (Quantità in m ³ /h).....	167

ALLEGATI

- Allegato 1 – Schema a blocchi di Raffineria con le nuove unità;
- Allegato 2 – Planimetria della configurazione futura della Raffineria;
- Allegato 3 – Layout e prospetto dell’impianto Vacuum;
- Allegato 4 – Process Flow Diagrams dell’impianto Vacuum;
- Allegato 5 – Layout e prospetto dell’impianto Hydrocracker;
- Allegato 6 - Process Flow Diagrams dell’impianto Hydrocracker;
- Allegato 7 – Layout e prospetto dell’impianto Steam Reformer;
- Allegato 8 - Process Flow Diagrams dell’impianto Steam Reformer;
- Allegato 9 - Layout e prospetto dell’impianto di Recupero Zolfo;
- Allegato 10 - Process Flow Diagrams dell’impianto di Recupero Zolfo;
- Allegato 11 – Layout e prospetto Turbogas;
- Allegato 12 - Process Flow Diagrams Turbogas;
- Allegato 13 – Layout e prospetto impianti ausiliari;
- Allegato 14 - Process Flow Diagrams impianti ausiliari.

INTRODUZIONE

Questo documento costituisce il Progetto Preliminare o di Massima dell'intervento di sviluppo della Raffineria ENI R&M di Venezia individuato come “Progetto Serenissima”.

Questo progetto è finalizzato alla predisposizione dello Studio di Impatto Ambientale, di cui costituisce parte integrante, ed è stato predisposto sulla base di dati e informazioni progettuali forniti a questo scopo da Eni R&M.

1. SCOPO DEL PROGETTO

Come è noto i paesi dell'Unione Europea hanno intrapreso da tempo una serie di azioni per tutelare la salute della popolazione e dell'ambiente minacciata da un continuo peggioramento della qualità dell'aria specialmente negli ambienti urbani, fortemente interessati dal traffico veicolare e dalle emissioni ad esso collegate.

E' in quest'ottica che si inserisce il sopra ricordato quadro legislativo (Direttiva 98/70/CE e DPCM 434 del 23/11/2000 e Direttiva 2003/17/CE e Legge n.306 del 31/10/2003) che prevede dal 2005 benzine e gasoli per autotrazione destinati al mercato Europeo con un contenuto di zolfo totale non superiore ai 50 ppm in peso e, dal 2009, a 10 ppm.

La riduzione del tenore di zolfo nelle benzine e nei gasoli ha infatti benefici effetti sull'ambiente, non solo in quanto permette una riduzione diretta delle emissioni di anidride solforosa in atmosfera, ma anche una maggior durata dell'efficacia delle marmitte catalitiche, con conseguente riduzione delle emissioni in atmosfera di ossidi di azoto e, soprattutto, del PM10.

La motivazione del progetto nasce quindi dalla volontà di *Eni R&M* di procedere ad una riqualificazione produttiva degli impianti che consentirà di incrementare la produzione di distillati di elevata qualità in termini di basso tenore di zolfo ed aromatici rispetto ai quantitativi attualmente prodotti dalla Raffineria.

La realizzazione dei progetti qui descritti conferma una precisa politica di sviluppo societario sempre più orientata alla produzione di carburanti per autotrazione nei Paesi europei e attenta a contribuire al miglioramento complessivo della qualità dell'aria nelle aree urbane, favorendo lo sviluppo economico del territorio, assicurando l'adeguatezza delle fonti energetiche ed il rispetto della normativa vigente.

E' quindi in questo contesto che *Eni R&M* intende valorizzare l'area di Porto Marghera attraverso la realizzazione di significativi investimenti con indubbi effetti positivi ambientali ed occupazionali, salvaguardando un impianto strategico assicurandone la sostenibilità nel medio e nel lungo periodo. Per la Raffineria è previsto un percorso di sviluppo sostenibile per il sito con interventi sul ciclo di lavorazione volti a incrementare la qualità dei prodotti e a migliorare significativamente l'impatto ambientale con particolare riferimento alle emissioni in atmosfera.

Le modifiche previste ai cicli produttivi mirano ad aumentare l'auto produzione di distillati medi e leggeri, prevalentemente kerosene e gasolio, a parità di capacità di decreto di lavorazione, andando a soddisfare le esigenze dell'area di posizionamento della Raffineria in cui risulta elevata la domanda di tali prodotti.

Attualmente, per far fronte alle richieste del mercato, risulta necessario importare in Raffineria via nave prodotto semilavorato (gasolio) o finito (kerosene pro jet fuel) per completarne la lavorazione e quindi distribuirlo localmente. Con i nuovi impianti di processo previsti nel Progetto Serenissima, kerosene e gasolio verranno interamente autoprodotti dalla Raffineria.

Il progetto prevede un incremento della capacità di conversione equivalente della Raffineria che passa dall'attuale 22% al futuro 42% circa, con la possibilità di convertire prodotti pesanti, quali olio combustibile, in prodotti leggeri a bassissimo impatto ambientale.

In tale ottica, il Progetto Serenissima prevede la realizzazione di un'unità di conversione catalitica Hydrocracker e di un'unità di distillazione sotto vuoto (Vacuum) che sostituirà l'attuale Vacuum flash dell'unità di distillazione DP3.

Con la realizzazione del progetto saranno inoltre installate le seguenti sezioni ausiliare:

- nuovo impianto Steam Reformer per produzione dell'idrogeno necessario al sistema;
- nuovo impianto di cogenerazione per produzione di vapore ed energia elettrica necessari al sistema;
- impianti ancillari (lavaggi amminici e Sour Water Stripper);
- nuovo impianto di Recupero Zolfo Claus con Unità di Trattamento Gas di Coda ad alta efficienza (TGTU);
- sistemi di utilities (acqua cooling, aria, azoto, acqua demi, recupero condense, distribuzione energia elettrica);
- nuova torcia e sistema di blow down;
- nuovi serbatoi.

La realizzazione del nuovo impianto di cogenerazione permetterà di soddisfare in maniera energeticamente ottimizzata le richieste di vapore ed energia elettrica degli impianti inclusi nel Progetto Serenissima.

Attualmente il fabbisogno di vapore viene coperto dalla produzione della caldaia a recupero denominata B01 associata alla turbogas esistente e da una caldaia tradizionale a fuoco diretto denominata B02.

Nell'ambito di sviluppo del Progetto Serenissima, quest'ultima caldaia, spenta e mantenuta in sito come “riserva fredda”, verrà sostituita dal nuovo sistema cogenerativo alimentato a metano e fuel gas.

La realizzazione degli impianti previsti verrà effettuata in contenuti spazi all'interno del perimetro della Raffineria.

Gli interventi previsti dal Progetto Serenissima avverranno mediante l'adozione delle migliori tecnologie disponibili al fine di ottimizzare la produttività minimizzando gli impatti sull'ambiente e sulla popolazione. Le nuove produzioni previste garantiranno la distribuzione sul territorio di prodotti petroliferi di elevata qualità in termine di basso

tenore di zolfo ed aromatici collocandosi ampiamente entro le disposizioni della Comunità Europea.

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

Per questo la Raffineria si è dotata di efficaci strumenti gestionali, quali il Sistema di Gestione della Sicurezza ed il Sistema di Gestione Ambientale che ha ottenuto la Certificazione Internazionale ISO 14001 nel 1999 e la registrazione EMAS nel 2003 (prima Raffineria in Italia). Nel 2006 ha conseguito il rinnovo triennale EMAS (prima Raffineria in Italia) ed ha confermato la certificazione anche per il 2007.

1.1. Il Proponente

Il proponente del progetto è Eni SpA, Divisione Refining & Marketing (*Eni R&M*).

1.1.1. Eni S.p.A. Corporate

Eni è una compagnia energetica internazionale, ben inserita nel ristretto gruppo di operatori globali del petrolio e del metano. Opera nella ricerca e produzione di idrocarburi, nell'approvvigionamento, commercializzazione e trasporto di metano, nella raffinazione e commercializzazione di prodotti petroliferi, nella petrolchimica, nell'ingegneria e nei servizi per l'industria petrolifera e petrolchimica. E' presente in più di 70 paesi con un organico di oltre 71 mila dipendenti.

1.1.2. La Divisione R&M

Con la Divisione R&M, l'Eni opera nella raffinazione e commercializzazione dei prodotti petroliferi, principalmente in Italia, Europa e America Latina, e nell'attività di distribuzione in cui è leader, in Italia, con il marchio Agip.

Nel settore Refining & Marketing è in atto un processo di miglioramento del sistema di raffinazione volto a mantenere la posizione di top performer in Italia in termini di efficienza, flessibilità e qualità dei prodotti. Nelle attività di commercializzazione, è proseguito il processo di riposizionamento strategico della rete di distribuzione in Italia con l'obiettivo di cogliere i mutamenti in atto nei comportamenti dei consumatori e attrarne nuovi flussi, offrendo prodotti premium price che anticipano i requisiti europei di qualità.

Il trasporto di petrolio alle raffinerie avviene tramite oleodotti e, per tragitti più lunghi, attraverso navi petroliere. Gli oleodotti, interrati o adagiati sui fondali marini, comprendono un complesso di condotte, stazioni di pompaggio, di controllo e di sicurezza. Le caratteristiche costruttive degli oleodotti, le protezioni delle tubazioni, i dispositivi di sicurezza per l'interruzione del flusso ed i sistemi di controllo garantiscono elevati livelli di prevenzione contro le fuoriuscite di prodotto.

Le moderne petroliere sono navi cisterne a compartimenti separati e a doppio scafo: un'intercapedine di circa 2 metri riveste completamente lo scafo evitando la fuoriuscita in

mare del carico in caso di collisione. Per ridurre l'impatto ambientale di queste navi, sono stati introdotti nuovi sistemi di ripulitura delle cisterne che permettono di raccogliere i residui petroliferi per trattarli poi in impianti a terra, anziché scaricarli in mare. Una volta giunto alla Raffineria, il petrolio greggio è introdotto in un forno e portato alla temperatura di circa 400°C che cambia il suo stato fisico da liquido in vapore.

I vapori di petrolio vengono quindi iniettati nella colonna di frazionamento, o torre di raffinazione.

Nella torre di raffinazione i gas, passando attraverso una serie di piatti forati, salgono verso l'alto, raffreddandosi. Alle diverse temperature si condensano, ritornando allo stato liquido. Ricadendo si depositano sui piatti, dando così luogo alla separazione delle diverse frazioni di idrocarburi.

Nel punto più basso della colonna si condensano oli combustibili, lubrificanti, paraffine, cere e bitumi, tra i 350 e i 250 °C si condensa il gasolio, utilizzato come combustibile per motori diesel e per il riscaldamento domestico.

Tra 250 e 160 °C il kerosene, un combustibile oleoso usato come propellente per aerei a reazione e impianti di riscaldamento. Tra i 160 e i 70 °C condensa la nafta, una sostanza liquida usata come combustibile e, come materia prima, per produrre materie plastiche, farmaci, pesticidi, fertilizzanti. Le benzine condensano tra i 70 e i 20 °C. Sono usate, principalmente, come carburante per automobili ed aerei. A 20 °C, rimangono gassosi metano, etano, propano e butano.

In particolare, butano e propano, formano il combustibile denominato GPL.

In una Raffineria, oltre alla distillazione frazionata, si svolgono altri processi, per ricavare ulteriori quantità di prodotti pregiati o per migliorare la qualità dei prodotti ed adeguarli alle richieste del mercato.

Ad esempio, in impianti, denominati di “Cracking”, è possibile “spezzare” le catene idrocarburiche più lunghe. Questo procedimento permette di trasformare prodotti poco pregiati in benzine e gasoli. Attraverso il “Reforming catalitico”, viene aumentato il numero di ottani nelle benzine, con la “Desolforazione” si riduce quasi totalmente il contenuto di zolfo nei gasoli.

Il sistema di raffinazione dell'Eni in Italia è costituito da cinque Raffinerie di proprietà e dalla quota di partecipazione del 50% (il rimanente 50 è detenuto dalla Kupit S.p.A.) nella Raffineria di Milazzo in Sicilia.

Le raffinerie interamente possedute dall'Eni hanno una capacità bilanciata di 26,7 milioni di tonnellate (710 mila barili giorno) e un indice complessivo di conversione del 57%. Nel 2006 le lavorazioni complessive delle raffinerie di proprietà sono state di 27,17 milioni di tonnellate (conto proprio più conto terzi) con il conseguimento del pieno utilizzo della capacità.

Tutte le fasi del ciclo operativo sono assistite dall'attività di ricerca scientifica, orientata a sviluppare le migliori rese in prodotti pregiati e di alta qualità ed ottenere risultati sempre

più mirati all'efficacia ed all'efficienza della protezione ambientale, premessa fondamentale per uno sviluppo equilibrato e sostenibile, il cui perseguimento riveste da sempre per *Eni R&M* valore prioritario.

L'Eni è leader in Italia nello stoccaggio e nel trasporto di prodotti petroliferi disponendo di una struttura logistica integrata composta da un sistema di 12 depositi a gestione diretta distribuiti sul territorio nazionale e di una rete di oleodotti, di proprietà e in gestione, dello sviluppo complessivo di 3.210 chilometri.

La struttura logistica utilizza una flotta di navi cisterna a noleggio per il trasporto via mare di petrolio e di prodotti e di un parco di autocisterne, essenzialmente di terzi, per la distribuzione secondaria dei prodotti sul mercato rete ed extrarete.

1.2. La Politica Ambientale

1.2.1. Eni SpA Corporate

Nell'ambito delle proprie attività, l'Eni SpA Corporate e le Società da essa controllate perseguono l'obiettivo di garantire la sicurezza e la salute dei dipendenti, delle popolazioni, dei contrattisti e dei clienti, la salvaguardia dell'ambiente e la tutela dell'incolumità pubblica attraverso i seguenti principi:

- gestione delle attività industriali e commerciali nel pieno rispetto della normativa vigente e secondo specifiche politiche e procedure operative di settore;
- adozione dei principi, degli standard e delle soluzioni che costituiscono le “best practices” internazionali di business per la tutela della salute, della sicurezza, dell'ambiente e dell'incolumità pubblica;
- adeguamento della gestione operativa a criteri avanzati di salvaguardia ambientale e di efficienza energetica e perseguimento del miglioramento delle condizioni di salute e sicurezza secondo contenuti e modalità concordati anche con le organizzazioni sindacali;
- verifica costante della gestione mediante audit di settore;
- finalizzazione della ricerca e dell'innovazione tecnologica alla promozione di prodotti e processi sempre più compatibili con l'ambiente e caratterizzati da una sempre maggiore attenzione alla sicurezza e alla salute dei clienti e dei dipendenti;
- formazione del personale e scambio di esperienze e conoscenze, considerati strumenti fondamentali per il raggiungimento degli obiettivi di salute, sicurezza e ambiente, in un'ottica di miglioramento continuo della prevenzione e protezione; partecipazione dei dipendenti, nell'ambito delle loro mansioni, al processo di salvaguardia e tutela della salute, della sicurezza e dell'ambiente, nei confronti di sé stessi, dei colleghi e della comunità;

- informazione periodica ai dipendenti, alle organizzazioni sindacali, alle Autorità e al pubblico sui risultati conseguiti sul fronte della tutela ambientale, della salute e della sicurezza;
- contributo attivo, nelle sedi scientifico-tecniche e nelle associazioni di imprese, alla promozione di sviluppi scientifici e tecnologici volti alla protezione ambientale e alla salvaguardia delle risorse;
- collaborazione, quando richiesto, con le Autorità competenti per l'elaborazione di norme tecniche e linee guida in materia di salute, sicurezza e ambiente;
- revisione continua dei principi sopra riportati e controlli periodici sulla loro applicazione.

1.2.2. La Divisione R&M

L'impegno per la protezione dell'ambiente della Divisione *R&M* è volto a minimizzare l'impatto delle proprie attività e a ottimizzare la gestione delle emissioni in aria, acqua e suolo. Grande importanza è data al contenimento dell'inquinamento del suolo dovuto a perdite accidentali di prodotti della rete di distribuzione di carburanti; è anche in corso un'intensa attività di bonifica dei siti industriali.

L'attività di auditing è fondamentale nel sistema di gestione HSE della Divisione *R&M*, in quanto permette di elevare gli standard qualitativi di sicurezza nelle raffinerie e negli stabilimenti.

Tutte le operazioni di stoccaggio e di movimentazione dei combustibili sono eseguite nel rispetto di rigorosi standard di sicurezza e con l'ausilio di dispositivi atti a limitare il rischio di incidenti. È stato avviato il programma poliennale, già in fase di esecuzione, per la realizzazione dei doppi fondi su tutti i serbatoi atmosferici contenenti idrocarburi nelle raffinerie e nei depositi. In modo analogo tutti i serbatoi della rete, in linea con le più severe legislazioni europee, saranno sostituiti con altri a doppia parete e con sistemi di rilevazione perdite nell'intercapedine. L'attività formativa ricopre grande importanza nell'applicazione dei sistemi di gestione HSE e nel miglioramento dei comportamenti dei lavoratori in situazioni anche di emergenza.

In linea con l'evoluzione del sistema energetico, l'Eni ha definito una Agenda di sostenibilità con l'obiettivo di individuare obiettivi concreti e specifici per ogni singolo settore di attività. Tali sfide rappresentano gli impegni strategici, gestionali e tecnologici nel campo HSE nel breve, medio e lungo periodo.

Per il settore *R&M* essi vengono di seguito sintetizzati:

- sviluppare carburanti e combustibili puliti;
- limitare l'impiego del petrolio agli usi finali obbligati;
- ridurre le emissioni di gas serra;

- accrescere il livello di prevenzione di oil spill nei trasporti e nella distribuzione e la capacità di risposta alle emergenze.

Il Programma di Certificazione ISO 14001, attuato dall'Eni sui propri siti industriali e logistici, consente di assicurare il rigoroso rispetto delle norme e un costante impegno a tutela dell'ambiente.

1.2.3. La Raffineria

In linea con le politiche e le linee-guida societarie, nell'ambito del proprio Sistema di Gestione Ambientale e Sistema di Gestione della Sicurezza, la Raffineria di Venezia ha definito e diffuso specifici principi strategici attraverso il documento “Politica di Sicurezza, Salute, Ambiente e Prevenzione degli incidenti Rilevanti” (ultimo aggiornamento al 21 marzo 2005).

In accordo con i contenuti di tale Politica, al fine di perseguire la prevenzione degli infortuni, garantire la sicurezza e la salute dei dipendenti, dei contrattisti, l'integrità degli impianti, la salvaguardia dell'ambiente e la tutela dell'incolumità pubblica, intende sviluppare le proprie attività secondo i seguenti principi:

- eccellenza dei comportamenti e miglioramento continuo in materia di salute, sicurezza e ambiente e prevenzione infortuni.
- cooperazione tra tutte le risorse e stimolo al contributo attivo da parte di tutti i dipendenti e contrattisti.
- sviluppo responsabile e sostenibile anche attraverso l'adozione delle migliori tecnologie e sistemi di gestione.
- attenzione al cliente interno ed esterno monitorando le aspettative e adottando piani di risposta.
- centralità della persona e condivisione delle esperienze e conoscenze.

Per concretizzare ed attuare tale Politica, la Raffineria ha sviluppato un proprio Sistema di Gestione Ambientale e si è posta Obiettivi di miglioramento coerenti con la propria natura, dimensione ed impatto sull'ambiente. Annualmente, nell'ambito del Riesame della Direzione, la Politica e gli Obiettivi vengono esplicitati dal Direttore della Raffineria, definendo con la collaborazione dei Responsabili aziendali il Piano di Miglioramento Ambientale da cui scaturiscono gli specifici Obiettivi per le varie Funzioni/Unità di Raffineria, periodicamente verificati per valutare lo stato di avanzamento e l'efficienza delle azioni intraprese.

Gli Obiettivi sono, quindi, in continua evoluzione e testimoniano il costante impegno da parte della Direzione per il miglioramento continuo nel campo della protezione dell'Ambiente, nell'ottica del mantenimento della registrazione EMAS ai sensi del Regolamento CE 761/2001.

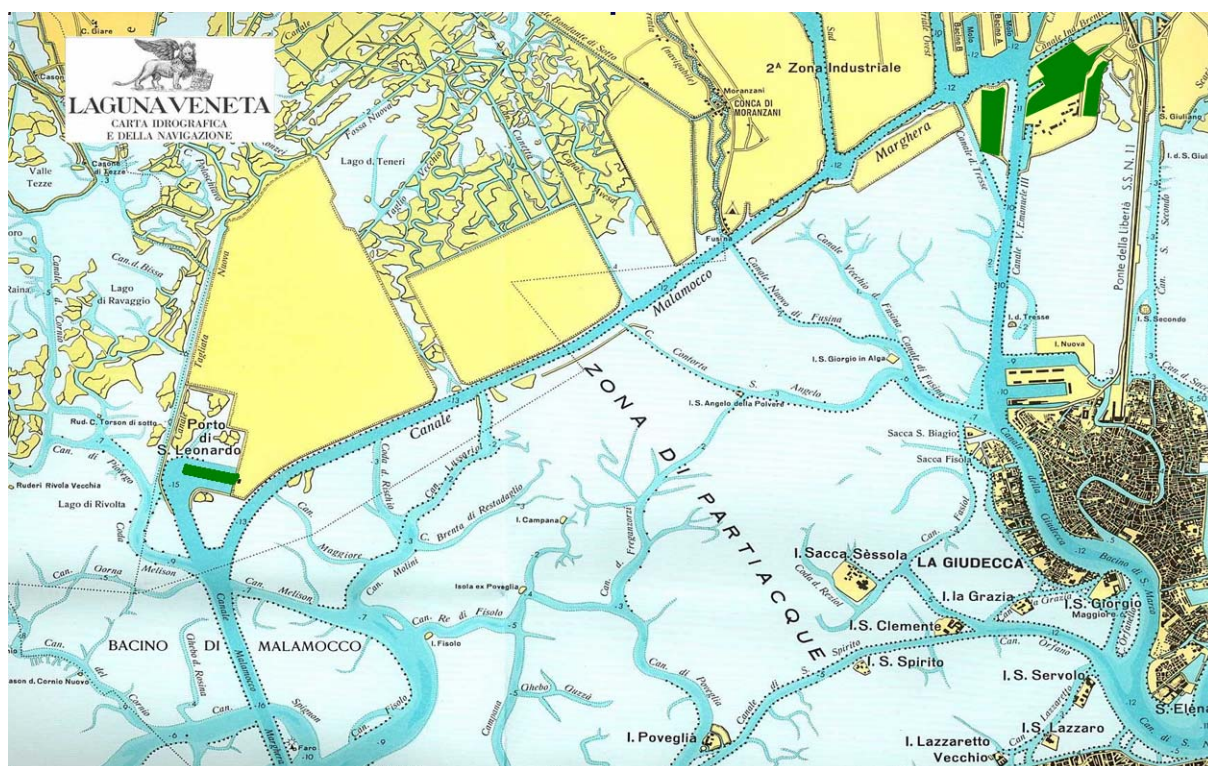
2. UBICAZIONE

La Raffineria di Venezia, ubicata nella 1° Zona Industriale di Porto Marghera (VE) a 45° 27' di latitudine e 12° 16' di longitudine, si estende per un'area di circa 103 ettari. Il sito è delimitato geograficamente:

- a Nord dalla Laguna Veneta;
- ad Est dalla stessa Laguna e dai confini dell'attiguo Deposito di combustibili PETROVEN (Ex Agip-Esso);
- a Ovest dal canale industriale Brentella e dal confine con lo stabilimento Stap;
- a Sud dal Canale industriale Vittorio Emanuele III.

L'area delimitata da una circonferenza di 5 km di raggio dal centro della Raffineria comprende le aree urbane di Mestre e Venezia.

Figura 2-1: Ubicazione della Raffineria di Venezia (area in verde)



3. DESCRIZIONE DELLA RAFFINERIA ANTE OPERAM

La Raffineria di Venezia è un complesso industriale che ha come obiettivo la trasformazione del petrolio greggio nei diversi prodotti combustibili e carburanti attualmente in commercio.

Ha una capacità autorizzata di lavorazione del greggio pari a 4,55 milioni di t/a, con una capacità di conversione equivalente del 22% ed assicura il rifornimento dei prodotti petroliferi, per usi industriali e civili, ad una vasta area, coprendo un hinterland commerciale che si estende nell'area nord-orientale del territorio italiano, in Austria ed in Slovenia.

La Raffineria è in grado di produrre a partire dalle materie prime i seguenti prodotti:

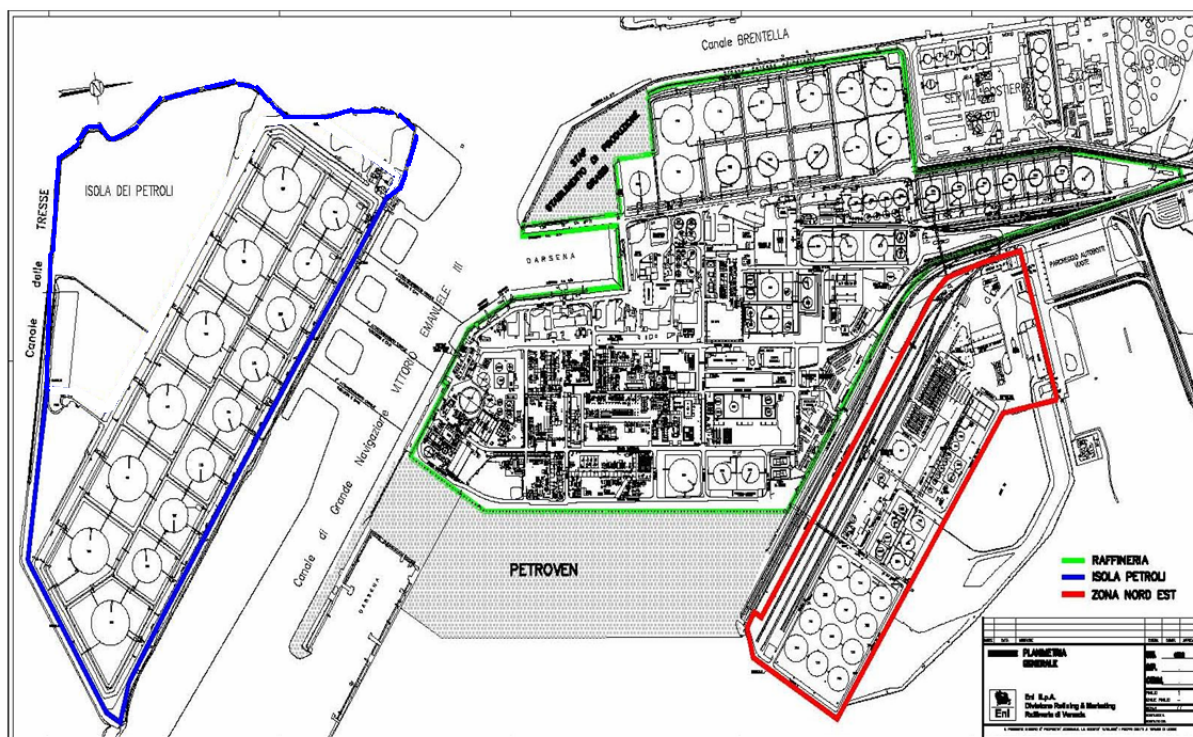
- propano e miscela GPL per autotrazione e riscaldamento;
- benzine per autotrazione;
- petrolio per combustibile avio e per riscaldamento;
- gasolio per autotrazione e riscaldamento;
- bitume per impiego stradale ed industriale;
- olio combustibile;
- zolfo liquido;
- vapore ed energia elettrica.

È organizzata funzionalmente nelle tre aree produttive schematizzate nel seguito:

- Isola dei Petroli, adibita allo stoccaggio del greggio, collegata tramite oleodotto sublagunare (11 km di estensione circa) al Pontile di San Leonardo per l'attracco delle navi di rifornimento greggio;
- Raffineria, dove si trovano stoccaggi di vari prodotti come benzine, petroli, gasoli, bitume, oli combustibili, GPL e tutti gli impianti di processo, off-site e utilities;
- Zona Nord-Est, adibita allo stoccaggio ed alla spedizione via terra di prodotti finiti quali GPL, benzine, petroli, gasoli e oli combustibili, oltre al ricevimento via terra di greggio di provenienza nazionale;
- Porto di San Leonardo per la ricezione delle navi cisterna di greggio.

Il lay-out di Raffineria è riportato nella Figura seguente.

Figura 3-1: Planimetria della Raffineria



La Raffineria è idealmente suddivisa in unità di raffinazione vere e proprie ed in impianti ausiliari al processo, dove viene anche prodotta l'energia termica ed elettrica. Inoltre la Raffineria utilizza proprie infrastrutture portuali e di terra per mezzo delle quali il grezzo viene avviato alla lavorazione e i prodotti finiti spediti all'esterno.

3.1. Descrizione generale del ciclo di lavorazione

L'attuale ciclo produttivo si realizza da unità primarie nelle quali, attraverso il processo di distillazione, il petrolio greggio viene separato nelle diverse frazioni o tagli: Gas, GPL, Naphta, Kerosene, Gasoli e Residuo.

Le unità primarie della Raffineria consistono in due unità di Distillazione Primaria (DP2 e DP3), che provvedono alla separazione del grezzo nei suoi componenti base per la formulazione di carburanti e combustibili, mediante apporto di calore e sfruttamento delle diverse volatilità relative dei vari componenti della miscela di idrocarburi.

I semilavorati prodotti dalle unità di distillazione rappresentano le cariche per le unità di conversione della Raffineria, in particolare:

- i distillati pesanti vanno in carica all'unità di Visbreaking - Thermal Cracking che consente di ottenere prodotti leggeri (GPL, benzina, gasolio) da parte del residuo proveniente dagli impianti di distillazione del petrolio grezzo ottenendo anche un prodotto pesante non troppo viscoso;

- la benzina pesante e la nafta prodotte principalmente negli impianti di distillazione primaria sono inviate all'impianto di Reforming Catalitico RC3 con lo scopo di migliorare le caratteristiche "ottaniche". La sezione di reforming produce H₂ puro al 85% circa e benzina riformata;
- la benzina leggera prodotta negli impianti di distillazione è sottoposta al processo che ne migliora le caratteristiche "ottaniche" nell'impianto di Isomerizzazione ISO.

Altre unità di trattamento dei distillati medi e leggeri, derivanti dalle distillazioni e di preparazione basi per prodotti finiti, sono le unità di Desolfurazione HF1 e HF2 dei distillati intermedi (gasoli) provenienti dalle unità primarie e dall'impianto di cracking termico e l'impianto di Desolfurazione GPL - Merox 2, finalizzati alla riduzione del tenore complessivo di zolfo, azoto e composti poliaromatici.

L'unità Splitter nafta - PV1 è usato per lo splittaggio di benzina riformata al fine dell'ottimizzazione delle proprietà ottaniche, mentre l'impianto Splitter GPL – SGPL effettua la separazione del Propano C3 dal Butano C4.

L'idrogeno solforato¹ e l'ammoniaca presenti nelle acque reflue di processo (acque acide) dalle unità vengono trattati in tre unità (Sour Water Stripper, SWS 1/2/3) prima di essere riutilizzate e/o inviate all'impianto di Trattamento Effluenti.

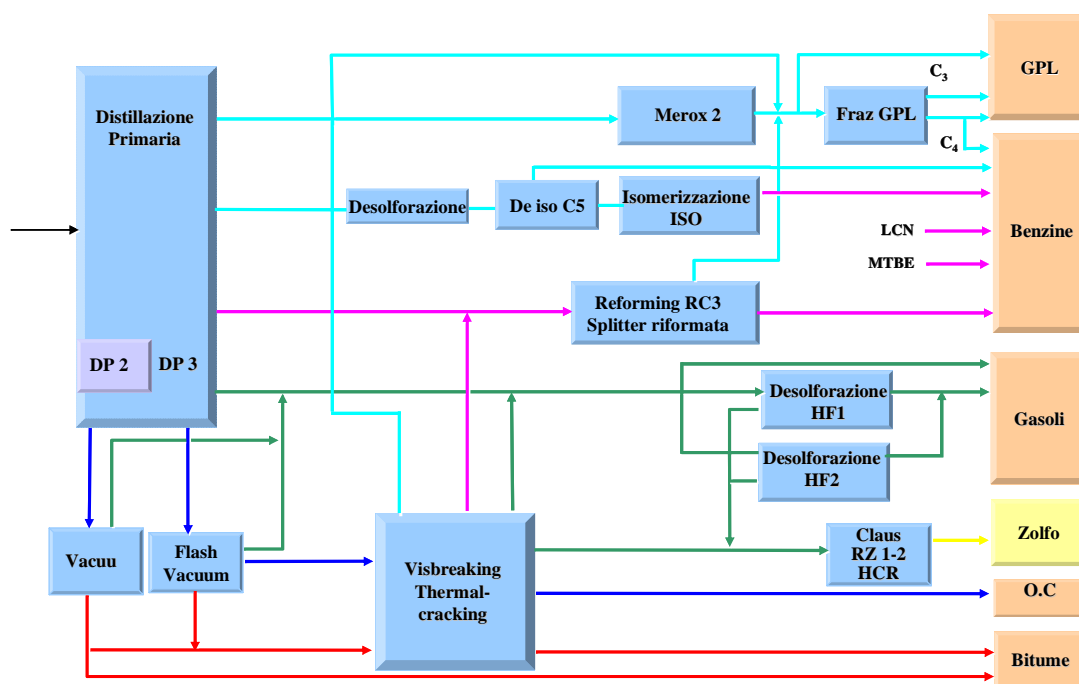
Le correnti gassose ricche d'idrogeno solforato (H₂S) proveniente dagli impianti di desolfurazione catalitica, dall'unità Visbreaking-Thermal Cracking così come gli stream gassosi che contengono apprezzabili quantità di H₂S vengono trattate mediante assorbimento con soluzioni amminiche per la rimozione dell' H₂S presente. L' H₂S viene successivamente recuperato, con rigenerazione della soluzione amminica, ed inviato a due impianti di Recupero Zolfo (RZ1 – RZ2) che convertono l'idrogeno solforato in zolfo destinabile ad usi commerciali.

A valle degli impianti di recupero zolfo, è inserito l' impianto di trattamento dei gas di coda (HCR), che mediante riduzione catalitica della SO₂ a H₂S (che viene successivamente assorbito mediante lavaggio amminico) permette il recupero dei composti solforati residui presenti nei gas di coda degli impianti di RZ1-RZ2, altrimenti destinati a combustione, con efficienza complessiva del sistema di recupero zolfo superiore al 99,5 %.

La Figura seguente riporta uno schema a blocchi del ciclo produttivo della Raffineria.

¹ Lo zolfo presente nel greggio viene, attraverso varie lavorazioni rimosso dai prodotti (benzine, gasoli, oli combustibili) e trasformato in idrogeno solforato (H₂S).

Figura 3-2: Schema a blocchi del ciclo produttivo



Di seguito si descrivono sinteticamente le unità di raffinazione in esercizio presso lo stabilimento della Raffineria di Venezia.

Unità Distillazione primaria 2 - DP2

L'impianto DP2 effettua la separazione dei componenti del greggio in funzione della volatilità e del punto di ebollizione, separando dal residuo i distillati leggeri e medi; quando viene alimentato con oli greggi particolari l'impianto è in grado di produrre bitume.

E' costituito essenzialmente dalle sezioni di desalting, predistillazione, distillazione atmosferica e distillazione a vuoto.

Il desalter DS-4 è del tipo elettrostatico, monostadio. La carica, dopo preriscaldamento in apposito treno di scambiatori di calore, viene processata dal dissalatore e quindi viene inviata alla colonna di predistillazione T-1, asservita dal forno H1 che funge da ribollitore di fondo, in cui vengono frazionati i leggeri, inviati alla sezione di stabilizzazione della DP3, e il prodotto di fondo che viene inviato al forno H-2 e quindi alla colonna di frazionamento T-2. La colonna di frazionamento T2 separa benzina di testa e prevede 4 tagli laterali (Naphta, Kero, Gasolio Leggero e Pesante (LGO e HGO)) che vengono inviati alle colonne laterali di strippaggio con vapore (T-3 A/B/C/D). Il residuo di fondo colonna viene invece inviato al forno H-3 e poi alla successiva colonna di frazionamento sotto vuoto T-4, caratterizzata da 2 tagli laterali (Light Vacuum Gasoil e Heavy Vacuum Gasoil (LVGO e HVGO)) con le relative colonne di strippaggio con vapore T-5 A/B e T-6 A/B. Il residuo di vuoto viene utilizzato come bitume o come carica visbreaking a seconda delle marce dell'impianto. I distillati sono inviati ai successivi processi per il miglioramento qualitativo (upgrading).

Unità Distillazione primaria 3 – DP3

L'impianto DP3 esplica la funzione di frazionare l'olio grezzo, separando dal residuo i distillati leggeri e medi.

E' costituito essenzialmente dalle sezioni di desalting, preflash, distillazione atmosferica, distillazione sotto vuoto, stabilizzazione e splittaggio benzine.

I desalter V-2 A/B sono del tipo elettrostatico a 2 stadi. La carica, dopo essersi preriscaldata in apposito treno a spese dei prodotti caldi, viene processata nella sezione di desalting e quindi, dopo ulteriore preriscaldamento in apposito treno, perviene alla colonna di preflash C55 che separa di testa uno stream di idrocarburi leggeri, inviati alla colonna di stabilizzazione C3N. Il prodotto di fondo, dopo ulteriore preriscaldamento in apposito treno, viene inviato al forno F-1 e quindi alla colonna atmosferica C-1. Nella colonna C1 vengono separati i leggeri dalla testa, inviati alla sezione di stabilizzazione, 4 tagli laterali (Naphta, Kero, LGO e HGO) che vengono inviati alle colonne laterali di strippaggio con vapore (C-2 A/B/C/D). Il residuo di fondo colonna viene invece inviato alla successiva colonna di frazionamento sotto vuoto C-71 (flash vacuum), caratterizzata da 2 tagli laterali (LVGO e HVGO). Il residuo di vuoto viene utilizzato come carica di alimento all'impianto visbreaking. I distillati, dopo recuperi termici interni, vengono raffreddati e inviati ai successivi processi per il miglioramento qualitativo (upgrading).

Unità Visbreaking/Thermal Cracking – VB/TC

L'impianto di Visbreaking - Thermal Cracking ha lo scopo di ottenere prodotti leggeri (GPL, benzina e gasolio) dal residuo proveniente dagli impianti di distillazione del petrolio grezzo ottenendo anche olio combustibile e bitume.

L'impianto è costituito principalmente da:

- sezione Visbreaking (VB) comprendente il forno VB-F1A/B, il flash drum atmosferico VB-V1, la colonna di distillazione atmosferica VB-C1, la sezione di recontacting, la colonna di distillazione sotto vuoto (flash vacuum) VB-C4, la colonna di stripper per il kero VB-C2B, la colonna stripper per il gasolio VB-C2A, la colonna stripper per il gasolio pesante atmosferico VB-C3, che costituisce parte della carica alla sezione TC;
- sezione Thermal Cracking, (TC) comprendente l'accumulatore polmone per la carica VB-V2, il forno VB-F2 A/B, il flash atmosferico VB-V33 e la colonna vuoto (flash vacuum) VB-C5;
- sezione idrogenazione Benzine (IB) comprendente il forno IB-F1, i due reattori IB-R1 ed IB-R2, la colonna di stabilizzazione IB-C1, la colonna di de-etanizzazione gas liquefatto (GPL) IB-C3;
- sezione Lavaggio Gas (LG) con soluzione amminica comprendente la colonna VB-C6 di lavaggio gas proveniente dalla testa colonna di distillazione sotto vuoto, la colonna di lavaggio gas LG-C2, la colonna di lavaggio GPL LG-C1, la colonna di

lavaggio gas LG C4 e la colonna di rigenerazione della soluzione amminica esausta LG-C3;

- sezione per lo stripping di tutte le acque provenienti dalle altre sezioni di impianto (SWS 1) comprendente una colonna di stripping SWS-C1 e le attrezzature ausiliarie.

Nell'impianto VB/TC della Raffineria tali operazioni danno luogo alla produzione di :

- gas incondensati che, dopo lavaggio amminico, per rimozione di composti solforati, confluiscono nella rete fuel gas di Raffineria (sezione LG);
- distillati leggeri che, dopo trattamento di idrogenazione e desolforazione, vengono frazionati in gas incondensati, GPL e benzina (sezione IB);
- distillati medi leggeri (gasoli) che vengono impiegati come flussanti di residui o inviati a desolforazione gasolio;
- distillati medi pesanti (gasoli pesanti), che costituiscono parte della carica alla sezione TC, dove sono sottoposti ad una ulteriore reazione di cracking termico;
- residuo Tar che viene inviato nei serbatoi di bitume oppure, dopo flussaggio con i distillati medi prodotti, nei serbatoi di olio combustibile;
- acque acide che, dopo un primo trattamento di decantazione per separare eventuali idrocarburi presenti, vengono inviate all'impianto Sour Water Stripper (SWS) per la rimozione dei composti acidi ed ammoniacali.

Unità Reforming Catalitico 3 - RC3

L'impianto di Reforming Catalitico RC3 ha lo scopo di migliorare le caratteristiche "ottaniche" della benzina pesante e della nafta prodotte principalmente negli impianti di distillazione primaria.

L'impianto è composto principalmente da:

- sezione di desolforazione, comprendente il forno F-1, il reattore di desolforazione R-1, la colonna di stripping H_2S C-1 ed il reattore di "guardia zolfo" R-6N;
- sezione di reforming, comprendente lo scambiatore carica/effluente ad elevata efficienza energetica (Packinox®) E-7N, i forni F-3AN, F-3A, F-3B, F-3CN ed i reattori R-3, R-4, R-4N e R-5N; quest'ultimo reattore è dotato di un sistema a rigenerazione continua (CCR) del catalizzatore mentre i restanti 3 reattori sono del tipo semirigenerativo;
- sezione di frazionamento, comprendente la colonna di de-etanizzazione C-3 e la colonna di stabilizzazione C-4; la colonna di assorbimento C-2 è attualmente utilizzata come semplice KO drum;

- sezione hot-oil, costituita da un circuito chiuso che comprende il forno F-2 ed i ribollitori ad hot-oil E-6, E-13, E- 15;
- sezione di splittaggio della riformata che separa di testa uno stream di benzina leggera e consente di incrementare ulteriormente le caratteristiche ottaniche del prodotto di fondo rispetto alla riformata tal quale.

I forni F3-AN e F3-CN della sezione di reforming sono dotati di una caldaia a recupero per la produzione di vapore MP. I fumi provenienti dai restanti forni della sezione di reforming (F3-A ed F3-B) alimentano la caldaia a recupero B-1 dotata di post-combustione per la produzione di vapore a media pressione (MP).

La sezione di reforming produce H₂ puro all'85% in volume circa, che viene utilizzato in tutti i processi catalitici di Raffineria (Desolforazioni, Isomerizzazione), e benzina riformata, stabilizzata in una colonna de-etanizzatrice ed in una colonna di stabilizzazione ove di testa si separa il GPL.

Unità Isomerizzazione ISO

L'impianto di Isomerizzazione ha la funzione di migliorare le caratteristiche “ottaniche” della benzina leggera prodotta negli impianti di distillazione.

L'impianto comprende le seguenti sezioni:

- Sezione di desolforazione, che utilizza il forno A-10.1, il reattore A-6.1, la colonna di strippaggio dell'H₂S A-6.2;
- Sezione deisopentanizzazione che recupera di testa l'iso C5 alto ottanico dalla benzina desolfurata. Il prodotto di fondo della colonna viene inviato alla sezione di dearomatizzazione;
- Sezione di de-aromatizzazione, che utilizza i filtri molecolari C-6.2 A/B/C/D (per rimuovere le tracce di umidità dalla carica e dal gas di trattamento), il forno C-10.1 ed il reattore C-6.1;
- Sezione di isomerizzazione (e recupero HCl), che utilizza l'assorbitore HCl D-6.3 con il lavatore gas D-6.4 A/B, il reattore D-6.1, la colonna di strippaggio dell'HCl D-6.2, il lavatore sodico/H₂O D-9-4A/B sulla benzina isomerizzata;
- Sezione di prefrazionamento, che utilizza la colonna F-6.1 utilizzata come de-esanatrice a valle della sezione ISO, per incrementare il numero di ottano della benzina isomerizzata.

Unità Desolforazione 1 - HF1

L'impianto HF1 ha lo scopo di ridurre il contenuto di zolfo dei distillati medi (gasoli) ottenuti dal petrolio grezzo: lo zolfo viene estratto sotto forma di idrogeno solforato, che si forma nel reattore per azione catalitica in ambiente ricco di idrogeno, in pressione (pressione media di reazione ≈ 33 bar) e ad elevata temperatura. Il processo prevede

catalizzatori al Cobalto/Molibdeno e Nichel/Molibdeno e il trattamento consente di raggiungere tenori residui di zolfo nel prodotto inferiori a 10 ppm (blu diesel).

L'impianto è composto principalmente da:

- Sezione di reazione, costituita da 2 treni di reazione paralleli (ramo 1 e ramo 2) con tre reattori catalitici;
- Sezione di stripping dell'H₂S comprendente la colonna di stripping C-101;
- Sezione di essiccamento del gasolio;
- Sezione di lavaggio amminico dei gas comprendente la colonna di assorbimento ad alta pressione C-102 e la colonna di assorbimento a bassa pressione C-103.

Unità Desolforazione 2 - HF2

L'impianto HF2 ha lo scopo di ridurre il contenuto di zolfo dei distillati medi (gasoli) ottenuti dal petrolio grezzo: lo zolfo viene estratto sotto forma di idrogeno solforato, che si forma nel reattore per azione catalitica in ambiente ricco di idrogeno, in pressione (pressione media di reazione ≈ 65 bar) e ad elevata temperatura. Il processo prevede catalizzatori al Cobalto/Molibdeno e Nichel/Molibdeno e il trattamento consente di raggiungere tenori residui di zolfo nel prodotto inferiori a 10 ppm (blu diesel).

L'impianto è composto principalmente da:

- Sezione di reazione comprendente il forno B-101 ed il reattore D-102N;
- Sezione di stripping dell'H₂S comprendente la colonna di stripping E-101;
- Sezione di essiccamento del gasolio desolforato comprendente la colonna E-155;
- Sezione di lavaggio amminico dei gas comprendente la colonna di assorbimento di alta pressione E203N e la colonna di lavaggio dei gas di bassa pressione E-201.

Unità desolforazione GPL - Merox 2

Il GPL prodotto dalla distillazione primaria (unità DP3) è inviato alla sezione MEROX 2 GPL, che prevede una sezione di lavaggio amminico per la rimozione di H₂S (colonna assorbimento C-1, con relativa rigeneratrice) e una sezione di lavaggio con soluzioni acquose di soda caustica e catalizzatore liquido (Merox ®) per l'estrazione dei mercaptani che comprende una sezione di rigenerazione della soda.

Splitter GPL

L'impianto tratta il GPL proveniente dalla sezione di desolforazione (Merox 2) del GPL dell'unità DP3 e il GPL prodotto dagli impianti RC3 e visbreaking.

L'impianto è costituito da una sezione di detanizzazione (colonna C1) e da una colonna di splittaggio del GPL in propano e butano (colonna C2).

Unità Rigenerazione Ammine

La sezione di rigenerazione ammine è adibita alla rigenerazione della ammina esausta (ricca) proveniente dalle sezioni di lavaggio gas degli impianti HF1 e HF2.

Le correnti di ammina esausta vengono alimentate all'accumulatore di carica V1 dove vengono omogeneizzate e dove vengono separati gli idrocarburi condensati e il gas eventualmente presenti.

La soluzione amminica viene quindi preriscaldata a spese del prodotto amminico rigenerato e quindi alimentata alla colonna di rigenerazione C1 che è riscaldata con vapore.

L'ammina rigenerata viene raffreddata, filtrata e quindi rinviata alle sezioni di lavaggio gas degli impianti HF1 e HF2.

L'H₂S recuperato dalla testa colonna viene inviato alle unità di recupero zolfo RZ 1 e RZ2.

Unità SWS 1, 2, 3

La Raffineria è dotata di 3 unità di Sour Water Stripper (SWS), denominati SWS 1, SWS 2 e SWS 3. Il SWS 1 (1982) tratta principalmente le acque acide provenienti dall'impianto Visbreaker/Thermal Cracking; gli impianti SWS 2 (1989) e l'impianto SWS3 (2001) trattano le acque acide provenienti dagli altri impianti di Raffineria.

Unità Recupero zolfo RZ1, RZ2 e gas di coda HCR

La Raffineria risulta dotata di 2 unità di recupero zolfo che convertono l'idrogeno solforato (H₂S) recuperato dalla testa delle colonne di rigenerazione ammina operative in Raffineria, in zolfo elementare liquido secondo il processo Claus.

L'unità RZ1 è un classico impianto Claus a 2 stadi in grado di produrre 37 t/d di zolfo. L'impianto è predisposto per la marcia con aria arricchita (OxyClaus). L'impianto è predisposto per ricevere i gas acidi da SWS. Esso è costituito dalle seguenti attrezzature:

- caldaia D-301N;
- 2 reattori in serie D-302N e D-303N;
- ricevitore interrato F-304N;
- post combustore termico B-301;
- serbatoio dello zolfo prodotto F-305N.
- pensilina di carico autobotti zolfo liquido

L'unità RZ2 è un classico impianto Claus a 2 stadi in grado di produrre 45 t/d di zolfo. L'impianto è predisposto per la marcia con aria arricchita (OxyClaus). L'impianto è predisposto per ricevere i gas acidi da SWS. Esso è costituito dalle seguenti attrezzature:

- caldaia F2/B2;
- 2 reattori in serie R-1 e R-2;
- ricevitore interrato S-1;
- post combustore termico MS-1;
- serbatoio dello zolfo prodotto S-2.

I gas in uscita da entrambe le unità Claus RZ1 e RZ2 vengono collettati ed inviati all'unità HCR per un successivo trattamento (Tail gas treatment). La sezione di trattamento dei gas di coda è progettata per rimuovere i composti dello zolfo residui contenuti nel gas di coda degli impianti Claus. Questo processo prevede la riduzione catalitica dell' SO_2 ad H_2S utilizzando H_2 come gas di riduzione. L' H_2S prodotto viene selettivamente recuperato nella sezione di lavaggio amminico (colonna assorbitrice E-502, l'ammina viene poi rigenerata presso la sezione LG dell'impianto VB o all'impianto Unità 22). L' H_2S così recuperato viene inviato nuovamente alle unità di recupero zolfo. I gas lavati nella colonna E-502 passa per un KO drum e viene inviato ai post combustori termici degli impianti RZ1/2 dove le ultime tracce di H_2S vengono ossidate a SO_2 ed inviate al camino comune del forno B-101 dell'impianto HF2 e dei post combustori stessi.

3.2. Servizi Ausiliari

Oltre agli impianti di processo esistono varie altre unità appartenenti ai Servizi Ausiliari o Utilities di Raffineria finalizzati alla produzione e distribuzione di vapore, energia elettrica, acqua refrigerante e industriale, aria compressa, ecc. I servizi ausiliari o utilities principali sono riassunti nella seguente Tabella.

Tabella 3-1: Principali Impianti Ausiliari di Raffineria

Impianti Ausiliari	Descrizione
COGE	Unità costituita da un complesso di cogenerazione, che assicura la copertura del fabbisogno interno di energia elettrica e vapore a media e bassa pressione. Esso è composto da: - turbina a gas; - caldaia e recupero e postcombustione B01; - caldaia a fuoco diretto B02; - turbina a vapore.
Distribuzione energia elettrica	Cabine e sottostazioni elettriche per la distribuzione dell'energia autoprodotta.
Blow-down e torcia	La Raffineria è dotata di un sistema di blow-down collettato alla torcia. Il circuito è dotato di separatori per il recupero della parte liquida e di un sistema di recupero dei gas che vengono inviati previo lavaggio dei composti solforosi a rete fuel gas.
Produzione e distribuzione aria compressa	La Raffineria è dotata di una rete di distribuzione di aria compressa essicata quale fluido di comando e modulazione delle valvole automatiche per il controllo del processo e la messa in sicurezza degli impianti. L'aria compressa viene generata da un parco macchine costituito da n. 3 elettrocompressori centrifughi e da n. 1

Impianti Ausiliari	Descrizione
	turbocompressore centrifugo. Nel sistema fluisce una portata di circa 4.000 kg/h.
Distribuzione acque di raffreddamento	La Raffineria utilizza acqua mare, proveniente dal Canale Vittorio Emanuele III a mezzo stazione di pompaggio (Rif. Autorizzazione Mav Prot. n° 1345 del 28/04/2004), come fluido di raffreddamento (once-through cooling) in scambiatori di calore dedicati. Nel sistema fluisce una portata di circa 7000 m ³ /h di acqua mare. Le acque di raffreddamento effluenti dagli impianti vengono convogliate tramite linee dedicate a vasche di calma prima dello scarico finale in laguna.
Distribuzione acque industriali	L’approvvigionamento di acqua alla Raffineria avviene secondo le distinte fonti: <ul style="list-style-type: none"> - acqua potabile, fornita attraverso la rete pubblica dell’Acquedotto Comunale Ve.S.T.A.; - acqua dolce d’origine superficiale, utilizzata per produrre acqua demineralizzata e come acqua industriale (ad uso servizi di processo), proveniente dal fiume Sile e fornita mediante Convenzione dal Consorzio Utenti Acquedotti Industriali (CUAI).
Impianto produzione acqua demineralizzata	L’acqua demineralizzata per l’alimento caldaie e per gli impieghi di processo, è prodotta in un impianto a letti di resine di scambio ionico, capace di produrre di 240 m ³ /h di acqua DEMI a partire da acqua di superficie di provenienza fiume Sile. La sezione si compone di n. 2 chiarificatori statici, di n. 3 filtri a sabbia, di n. 3 linee a scambio cationico-anionico con decarbonatore interposto e di n. 1 letto misto per polishing finale. È presente una unità di recupero condense opportunamente pretrattate da n. 1 filtro a resine oleofile e da n. 1 filtro a carbone attivo.
Rete antincendio	La rete antincendio di Raffineria copre tutte le aree del sito ed è adeguata ai requisiti di legge . L’alimentazione della rete è garantita, in condizioni normali dall’effluente depurato dell’impianto di trattamento reflui T.E. e in condizioni di emergenza (esaurimento riserva dell’effluente depurato e/o mancanza di energia elettrica) a mezzo motopompe dalla presa sollevamento acqua mare di Raffineria.
Distribuzione Fuel Oil e Fuel Gas	La Raffineria è dotata di una rete di distribuzione di fuel oil utilizzato come combustibile nei forni e nelle caldaie della Raffineria e di una rete di distribuzione di fuel gas autoprodotta utilizzato come combustibile al Turbogas, ai forni e alle caldaie di Raffineria.
Trattamento Acque Reflue TE	Unità a cui tutte le acque di impianto (acque meteoriche, civili, di processo) affluiscono mediante la rete fognaria e sono trattate prima di essere scaricate. Esistono 2 distinte linee di trattamento, operative dal 1973 e oggetto di successivi adeguamenti tecnologici, che assicurano allo scarico il rispetto delle norme previste per la Laguna di Venezia. La prima linea è costituita dalla Linea biologico, a cui sono inviate le acque di processo e condense di vapore non recuperate, il drenaggio di apparecchiature e serbatoi, le acque derivanti da desalinatori, gli scarichi igienico-sanitari ed le acque meteoriche raccolte nelle varie aree della Raffineria, per un flusso continuo complessivo fino a circa 240 m ³ /h (con un margine operativo del 20%). L’altra linea di trattamento è la Linea chimico fisico, impiegata per il trattamento delle acque scolanti dal parco serbatoi di Raffineria (Isola Petroli/Zona Nord Est), per un flusso complessivo fino a circa 150 m ³ /h.

Infine, tra le altre dotazioni della Raffineria, si evidenziano:

- il Laboratorio Chimico in grado di svolgere, mediante apparecchiature tecnicamente idonee, il controllo analitico di flussi liquidi e gassosi degli impianti e dei prodotti finiti, oltre alle specifiche analisi a valenza ambientale su:
 - stream intermedi dell'impianto T.E., scarico lagunare da T.E. e scarico lagunare dell'acqua di raffreddamento, secondo un apposito Piano Analitico Acque;
 - qualità dei prodotti/combustibili impiegati in Raffineria, per la verifica del tenore di zolfo nell'OC e di H₂S nel FG;
 - efficienza degli analizzatori per il controllo della combustione ai forni di Raffineria.
- le officine di manutenzione meccanica, elettrica e strumentistica, dotate di tutte le attrezzature necessarie per la gestione e la realizzazione degli interventi in sito.
- il magazzino per l'approvvigionamento, lo stoccaggio e la distribuzione del materiale necessario alle varie esigenze della Raffineria.

3.2.1. Sistema di produzione di energia elettrica e vapore

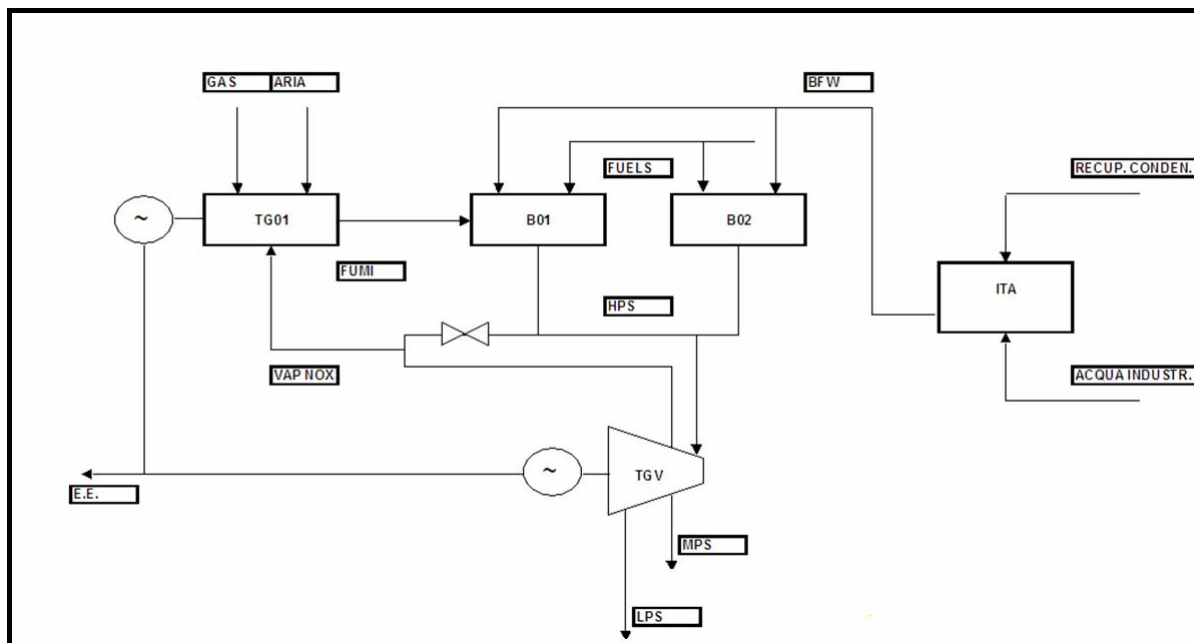
Il fabbisogno energetico degli impianti della Raffineria viene garantito da un sistema di produzione di energia elettrica e vapore denominato COGE, in funzione dal 1993, con una potenza installata di 33 MW elettrici.

Tale sistema è costituito da un complesso di cogenerazione, che assicura la copertura del fabbisogno interno di vapore per usi tecnologici e di sicurezza ed energia elettrica.

L'impianto, schematizzato in Figura 3-3, è così strutturato dal punto di vista termico:

- 1 caldaia a recupero (B01) che utilizza il calore residuo dei fumi provenienti da Turbogas e postcombustione da 125 t/h a 43 barg (di cui 50 t/h fornite a solo recupero e 75 t/h a solo postcombustione);
- 1 caldaia a fuoco diretto (B02) da 120 t/h a 43 barg;
- 2 degasatori da 263 m³/h, 140°C, 2,2 barg;
- 1 turbina a gas (TG1) da 25,6 MW elettrici;
- 1 turbina a vapore (TGV) da 8,1 MW, con spillamento da 8 t/h a 24 barg per abbattimento NO_x nel turbogas, derivazione di 80 t/h a 14 barg per rete vapore tecnologico agli impianti e scarico 32 t/h a 4 barg per rete riscaldamenti e processo.

Figura 3-3: Schema dell'impianto COGE



Il turbogas (TG01) è alimentato da fuel gas prodotto dalla Raffineria. I fumi di scarico della turbogas alimentano la caldaia a recupero dotata di postcombustione (B01). Le caldaie sono entrambe dotate di bruciatori a combustione mista fuel oil/fuel gas.

Il vapore prodotto dalle caldaie viene inviato alla turbina a vapore (TGV01) per la produzione d'energia elettrica e utilizzato attraverso lo spillamento della stessa a 24 barg per abbattimento NOx, la derivazione a 14 barg e lo scarico a 4 barg come sopra descritti.

La produzione di energia elettrica dal turbogruppo a gas TG01, alimentato con gas residuo di Raffineria, e dal turbogruppo a vapore TGV01 consente l'alimentazione di tutte le macchine elettriche di stabilimento e l'immissione in RTN (Rete di Trasmissione Nazionale) della differenza tra l'energia prodotta dai turbogruppi e l'energia assorbita dalle macchine elettriche suddette.

Il vapore prodotto ha utilizzo di tipo tecnologico (impianti di produzione) e di sicurezza (barriere/piazzamenti).

L'autoproduzione di energia elettrica consente alla Raffineria di essere autosufficiente e di svincolarsi in caso di necessità dalla rete elettrica nazionale garantendo il permanere di condizioni di sicurezza anche in caso di black out esterno.

Le principali caratteristiche delle turbine installate nell'impianto COGE sono riportate nella seguente Tabella.

Tabella 3-2: Caratteristiche delle Turbine installate nell’impianto COGE

Denominazione Turbina	Potenza (MW)	Alimentazione
TG01	25,6	Fuel gas
TGV01	8,1	Vapore

La successiva Tabella 3-3 illustra invece le principali caratteristiche delle caldaie ubicate nell’impianto COGE.

Tabella 3-3: Caratteristiche delle Caldaie installate nell’impianto COGE

Denominazione Caldaia	Vapore (t/h)	Pressione (barg)
B01	125	43
B02	120	43

Il vapore viene utilizzato dalla Raffineria negli impianti, come fluido di processo o come fluido di riscaldamento del grezzo, degli oli combustibili, per la produzione di energia elettrica, nella movimentazione di macchine ausiliarie, nei degasatori e per bonifiche ed operazioni di messa in sicurezza. La quantità di vapore prodotto è legata alla richiesta delle varie utenze ed alla quantità di energia elettrica da produrre.

Nella Tabella 3-4 sono riportati i dati relativi alla produzione e i consumi medi annuali della COGE.

Tabella 3-4: Produzione e Consumi Medi Annuali dell’impianto COGE

	Impianto	2004	2005	2006
Produzione di vapore (t/a)	Da caldaie B01/B02	1.074.403	1.018.066	1.039.665
	Distribuzione MP	703.675	633.620	662.683
	Distribuzione BP	216.499	230.619	258.216
Produzione di Energia Elettrica (MWh/a)	Gruppo a vapore	273.851	235.748	235.501
	Gruppo Turbogas			
Consumo Combustibile (Tep/a)	Caldaie	44.052	44.123	48.312
	Turbina a gas	60.356	51.592	49.292

3.3. Movimentazione Materiali e Parco Stoccaggi

La Raffineria riceve i greggi mediante oleodotto sublagunare che collega la Raffineria (Isola Petroli) ad un terminale, sito in località San Leonardo (Comune di Mira).

Oltre al greggio, la Raffineria riceve via mare, attraverso una Darsena dedicata, la quasi totalità delle materie prime di natura petrolifera (ad eccezione di alcuni greggi di origine nazionale, che sono introdotti mediante autobotti). La Darsena di Raffineria è formata da 2 approdi per navi cisterna.

La distribuzione dei prodotti finiti avviene tramite:

- oleodotti che collegano la Raffineria con il Deposito Costiero PETROVEN di Porto Marghera (per una percentuale pari a circa il 60% del flusso totale di prodotti esitati dalla Raffineria);
- navicisterna, con spedizioni da 2 pontili attrezzati situati in un'apposita darsena (coinvolgenti poco meno del 13% della produzione, essenzialmente oli combustibili pro bunker);
- autobotti o ferrocisterne, caricati attraverso pensiline di carico in zona Nord-Est.

Per gli stoccaggi delle materie prime e dei prodotti, la Raffineria è dotata di un parco di 138 serbatoi avente una capacità complessiva di circa 1,3 milioni di m³ (greggio, semilavorati e prodotti finiti).

Il greggio viene stoccato in serbatoi ubicati presso l'Isola dei Petroli, la cui capacità complessiva esercibile risulta essere di circa 565.822 m³. Lo stoccaggio dei prodotti semilavorati e dei prodotti finiti avviene invece in serbatoi ubicati in area di Raffineria e in Zona Nord-Est.

Lo stoccaggio è stato adeguato alla tipologia delle materie prime (segregazione di greggi in accordo alle diverse qualità) e della ampia varietà di prodotti immessi sul mercato: GPL, benzine finite e semilavorate, kerosene per varie utilizzazioni, gasoli ed oli combustibili.

In particolare si possono distinguere quattro tipologie di stoccaggi, previsti dalla normativa vigente:

- serbatoi tumulati, destinati allo stoccaggio di GPL in ottemperanza a quanto previsto dal DM 13/10/94;
- serbatoi di categoria A, destinati allo stoccaggio di prodotti con punto di infiammabilità inferiore a 21°C (ad es.: grezzi, benzine, MTBE, SLOP² ecc);
- serbatoi di categoria B, destinati allo stoccaggio di prodotti con punto di infiammabilità compreso tra 21 e 65°C (ad es, Petroli, Kerosene ecc.);
- serbatoi di categoria C, destinati allo stoccaggio di prodotti con punto di infiammabilità superiore a 65°C (ad es. Gasoli, Oli combustibili, Bitumi ecc).

² SLOP: prodotto idrocarburico destinato a rilavorazione.

Nella tabella seguente è riportato il quadro riassuntivo dei serbatoi suddivisi secondo tipologia di prodotto o categoria associata:

Tabella 3-5: Quadro riassuntivo dei serbatoi

Prodotto o categoria	Numero di serbatoi	Capacità di stoccaggio (m³)
GPL	18	7.070
CAT. A	41	792.852
CAT. B	12	42.409
CAT. C	67	468.333
TOTALI	138	1.310.664

Lo stato dei serbatoi di stoccaggio in Raffineria è di fondamentale importanza ed è tenuto sotto controllo dalle Unità Tecniche di Raffineria al fine di garantire la protezione della falda e del suolo.

La Raffineria dispone di n. 3 pensiline di carico prodotti come di seguito strutturate:

- 19 corsie di carico per il caricamento di benzine, petroli, gasoli, oli combustibili, bitume e zolfo su autobotti;
- 1 corsia di carico per il caricamento su cisterne ferroviarie di benzine e gasoli;
- 3 corsie di carico per il caricamento di autobotti di GPL.

La Raffineria dispone inoltre di una baia a due corsie per lo scarico di autobotti di olio grezzo.

Le materie prime di natura non petrolifera (in generale, additivi e chemicals) vengono, invece, ricevuti via terra, mediante autobotti e/o con bulk di materiale adeguato.

3.4. Bilancio di massa ed energia

3.4.1. Bilancio di materia

In Raffineria sono presenti, in lavorazione o in deposito, un notevole numero di sostanze che possono essere genericamente classificate come "materie prime", intese cioè come componenti fondamentali per l'ottenimento dei "prodotti finiti" destinati alla commercializzazione.

In particolare, si possono distinguere:

- materie prime di natura petrolifera (grezzi e semilavorati);
- prodotti petroliferi intermedi e finiti (distillati leggeri, medi, pesanti e GPL);

- materie prime di natura non petrolifera, classificabili a loro volta in chemicals, flocculanti, catalizzatori e sostanze varie.

I principali prodotti petroliferi introdotti per lavorazione o miscelazione sono:

- greggio;
- Virgin Naphtha (VN);
- Metil Ter Butil Etere (MTBE), per migliorare le caratteristiche ottaniche delle benzine distribuite;
- benzina da cracking (LCN), utilizzata nel blending benzine;
- residui (Alto Tenore di Zolfo (ATZ)/ Basso Tenore di Zolfo (BTZ)) da inviare come carica aggiuntiva al Topping o alla conversione termica per saturarne la capacità;
- benzine e gasoli semilavorati e finiti (da altre Raffinerie del settore).

Le quantità di materie prime in ingresso alla Raffineria negli anni 2004 – 2006 sono riportate nella Tabella seguente.

Tabella 3-6: Materie Prime in lavorazione in Raffineria. Periodo 2004-2006

Materie Prime	U.d.m.	2004	2005	2006
Grezzi	kt	3.844	3.626	4.357
Semilavorati	kt	658	700	682

Oltre ai combustibili utilizzati per usi interni, la Raffineria produce:

- GPL (gas di petrolio liquefatto) propano e miscela;
- benzine auto a vari livelli di numero di ottano (RON);
- petrolio per combustibile avio e per riscaldamento;
- gasolio per autotrazione e per riscaldamento;
- oli combustibili a varie viscosità e contenuti di zolfo;
- bitume per impiego stradale ed industriale.
- zolfo liquido.

La seguente Tabella riassume le quantità di prodotti in uscita dalla Raffineria negli anni 2004 – 2006.

Tabella 3-7: Prodotti in uscita dalla Raffineria. Periodo 2004-2006

Prodotti Finiti	Destinazione/uso	U.d.m.	2004	2005	2006
Propano	Imbottigliamento	t	14.362	11.375	10.595
GPL	Usi civili (75%) ed autotrazione (25%)	t	62.371	60.282	63.341
Benzina senza piombo	Mercato interno(95%) ed est(5%)	t	898.537	890.638	969.621
Virgin nafta	Petrolchimico	t	122.353	110.042	158.890
Petrolio	Mercato interno	t	123.786	102.667	126.433
Gasolio autotrazione	Mercato interno (90%) ed estero (10%)	t	1.387.949	1.530.325	1.569.731
Gasolio riscaldamento	Mercato interno (90%) ed estero (10%)	t	427.797	291.522	529.994
Olio combustibile ATZ	Combustibile pro bunker navi	t	478.135	501.030	473.658
Olio combustibile BTZ	Usi civili(35%) ed industriali (65%)	t	473.310	345.525	402.256
Bitumi stradali e guaine	Usi stradali e industriali	t	342.860	375.998	332.135
Zolfo	Usi industriali (farmaceutico)	t	12.904	14.752	14.588
TOTALE		t	4.344.364	4.234.156	4.651.242
Consumi e perdite		t	277.480	274.623	296.339

3.4.2. Bilancio di Energia

La Raffineria è un complesso industriale che necessita di Energia Elettrica e Energia Termica. Per rispondere al fabbisogno energetico, è presente il sistema di produzione di energia elettrica e vapore denominato COGE. L’energia termica necessaria è prodotta anche dai forni delle unità di raffinazione.

La Tabella 3-8 riporta l’elenco completo di tutti i forni presenti negli impianti di Raffineria. Per ognuno di essi sono indicati i combustibili utilizzati e la potenza termica di combustione.

Tabella 3-8: Caratteristiche dei forni di Raffineria

Id Forno	Impianto	Combustibile	Potenza (MW)
Forno H1	Impianto DP2	Fuel gas	23,4
Forno H2		Fuel oil	
Forno H3			
Forno VB F1A/B	Impianto VB/ TC	Fuel gas	67,8
Forno VB F2A/B		Fuel oil	
Forno IB F1		Fuel gas	
Forno A 10 1	Impianto ISO	Fuel gas	25,6
Forno B 10 1		Fuel oil	
Forno C 10 1		Fuel gas	
Forno E 10 1			
Forno F1	Impianto RC3		21,27
Forno F2			
Forno F3AN/ CN		Fuel gas	33,89
Forno F3A		Fuel oil	49,3
Forno F3B			
Caldaia B1			
Forno F101	Impianto HF1	Fuel gas	12,19
Forno F102		Fuel oil	
Forno B101N	Impianto HF2	Fuel gas	16,46
Postcombustore termico MS1	Impianto Claus RZ1	Fuel oil	
Postcombustore termico MS1	Impianto Claus RZ2	Fuel gas	
Forno F1	Impianto DP3	Fuel gas	66
		Fuel oil	

Nella Tabella 3-9 viene sintetizzato il bilancio energetico di Raffineria negli anni (2004-2006), in termini di energia elettrica prodotta dall'impianto COGE e quella consumata nelle attività produttive dalla Raffineria.

Tabella 3-9: Bilancio Energetico. Anni 2004-2006

	U.d.m.	2004	2005	2006
Produzione di Energia Elettrica	MWh/a	273.851	235.748	235.501
Consumo di Energia Elettrica	MWh/a	164.159	165.191	179.776
Energia Elettrica Acquistata	MWh/a	5.350	7.441	9.211
Energia Elettrica Venduta	MWh/a	115.042	77.998	64.936

Nella Tabella 3-10 è riportato il consumo di combustibili di Raffineria negli anni 2004-2006, sia nell'unità COGE che nei forni di Raffineria.

Tabella 3-10: Consumo combustibili. Anni 2004-2006

Combustibili	U.d.m.	2004	2005	2006
Fuel gas	Tep	131.243	125.549	145.345
Fuel oil (O.C.) BTZ*	Tep	125.648	125.552	132.767
TOTALE	Tep	256.891	251.101	278.112

*BTZ = Basso Tenore di Zolfo

3.5. Uso di Risorse

3.5.1. Acqua

L’approvvigionamento di acqua alla Raffineria di Venezia avviene secondo tre distinti flussi :

- acqua potabile, fornita attraverso la rete pubblica dell’Acquedotto Comunale;
- acqua dolce d’origine superficiale utilizzata per produrre acqua demineralizzata e come acqua industriale (ad uso servizi di processo), proveniente dal fiume Sile e fornita mediante convenzione dal Consorzio Utenti Acquedotti Industriali (C.U.A.I³) (attuale titolare impianti soc Ve.S.T.A.);
- acqua mare di raffreddamento, proveniente dalla Laguna di Venezia (prelevata dal Canale Vittorio Emanuele III) a mezzo stazione di pompaggio.

La Raffineria è inoltre dotata di una rete antincendio che copre tutte le aree del sito. L’alimentazione della rete per l’area “Raffineria ed Isola Petroli” è garantita, in condizioni normali dall’effluente depurato dell’impianto di trattamento TE ed in condizioni di emergenza di Raffineria a mezzo pompe dalle prese sollevamento acqua mare ubicate in Raffineria e in isola Petroli. L’area San Leonardo è invece dotato di sistemi autonomi di prelievo acqua mare.

Nella Tabella seguente sono riportati i dati relativi ai prelievi di acque dolci e salate, aggiornati fino al 2006.

³ Il C.U.A.I. è stato creato specificatamente per gestire la fornitura di acqua industriale relativa ai fabbisogni di tutta la Zona industriale

Tabella 3-11: Prelievi Idrici della Raffineria. Anni 2004-2006

Tipologia Prelievo	U.d.m.	2004	2005	2006
Acqua Potabile	m ³	131.873	133.613	115.354
Acqua Industriale	m ³	2.387.850	2.259.684	2.095.075
Acqua di Raffreddamento	m ³	58.592.221	57.467.872	60.581.812
TOTALE	m ³	61.111.944	59.861.169	62.792.242

3.5.2. Materie prime ed ausiliari

Come descritto in precedenza, le principali materie prime utilizzate in Raffineria sono costituite dal greggio e dai prodotti petroliferi che alimentano i diversi cicli produttivi. Le altre materie prime impiegate in Raffineria sono prodotti petroliferi semilavorati, catalizzatori ed altri chemicals ed additivi.

3.5.3. Combustibili

Presso le unità della Raffineria risultano impiegati principalmente combustibili autoprodotti: gas di Raffineria desolfurato, olio combustibile liquido a basso tenore di zolfo. E' prevista inoltre l'introduzione di metano importato dal metanodotto non appena saranno completati i collegamenti esterni alla Raffineria.

3.6. Interferenze con l'Ambiente

3.6.1. Emissioni in Atmosfera

Le attività di Raffineria generano due tipologie di emissioni: emissioni convogliate ed emissioni diffuse.

Le emissioni convogliate della Raffineria sono rilasciate in atmosfera attraverso 9 camini, elencati in Tabella 3-12.

Tabella 3-12: Elenco camini di emissione di tipo convogliato

Camino	Impianto di provenienza fumi	Dispositivo tecnico di provenienza fumi
3	Distillazione primaria DP2	Forni H1, H2 e H3
8	Reformer Catalitico RC3	Forni F3AN e F3CN, sez. reforming
12	Reformer Catalitico RC3	Forni F1, sez. desolforazione e F2, sez. Hot Oil
14	Reformer Catalitico RC3	Forni F3A, F3B, caldaia a recupero B1, sez. reforming
15	Isomerizzazione ISO	Forni A10-1, B10-1, C10-1, E10-1
16	Desolforazione Gasoli/Kerosene HF1	Forni F101 e F102N
17	Desosolforazione Gasoli/Kerosene HF2 Recupero zolfo RZ1 e RZ2	Forno B101 Post combustore termico B301 e MS1
18	Distillazione primaria DP3 Impianto COGE	Forno F1 Caldaie B01 e B02 e Turbogas TG1
20	Visbreaking/Thermal Cracking	Forni F1, F2 e IB F1

Inoltre la Raffineria è dotata di una torcia identificata con la sigla S35.

I fumi dei forni di Raffineria, convogliati in un sistema di camini, sono soggetti ai limiti di emissione previsti dalla "Bolla di Raffineria" secondo quanto previsto dalla legislazione vigente. Essi derivano dalla combustione di olio combustibile e/o gas combustibile: tale mix di combustibili comporta una diversificazione della qualità e quantità degli inquinanti contenuti nei fumi, in particolare in relazione al contenuto di zolfo. Altre emissioni in atmosfera comprendono H₂S, NH₃, BTX, CS₂, Mercaptani e Metalli (principalmente Nickel e Vanadio) presenti nel particolato.

Per quanto concerne le emissioni di Gas Serra (CO₂), la Raffineria è regolarmente autorizzata e partecipa al sistema di Trading delle Emissioni vigente in ambito Comunitario.

Le seguenti Tabelle riportano le emissioni di Raffineria espresse come flussi di massa (kg/h) e concentrazioni (mg/Nm³) per singolo punto di emissione, registrate negli ultimi 2 anni (2005-2006).

Tabella 3-13: Emissioni Convogliate in Atmosfera. Anno 2005

Camino	SO ₂	SO ₂	NO _x	NO _x	PST	PST	CO	CO	Volume fumi
	kg/h	mg/Nm ³	kg/h	mg/Nm ³	kg/h	mg/Nm ³	kg/h	mg/Nm ³	Nm ³ /h
E3	28,4	1.240	7,9	344	1,1	50	0,5	24	22.912
E18	181,9	371	91,5	193	10,8	21	10,8	22	490.752
E15	28,4	1.241	7,7	337	2,1	91	2,3	102	22.863
E8	24,1	1.241	7,5	389	0,9	48	0,2	10	19.432
E12	27,3	1.241	6,7	303	1,8	80	1,3	60	22.023
E14	37,4	1.241	10,0	333	1,0	34	0,4	13	30.119
E20	70,7	1.241	23,9	419	3,3	58	0,4	7	57.024
E16	4,0	357	2,7	245	0,3	30	0,3	29	11.126
E17	34,2	1.915	5,2	370	0,4	30	0,5	27	17.867
Consuntivo Bolla	436	629	163	235	22	31	17	21	694.118
Limiti Bolla	700	1.700		500		80		250	

Tabella 3-14: Emissioni Convogliate in Atmosfera. Anno 2006

Camino	SO ₂	SO ₂	NO _x	NO _x	PST	PST	CO	CO	Volume fumi
	kg/h	mg/Nm ³	kg/h	mg/Nm ³	kg/h	mg/Nm ³	kg/h	mg/Nm ³	Nm ³ /h
E3	24,4	1.134	10,0	466	0,9	41	0,3	13	21.539
E18	140,2	264	92,0	173	8,1	15	7,6	14	531.309
E15	27,0	1.136	10,0	441	1,6	67	1,1	47	23.800
E8	22,8	1.135	7,9	392	0,8	41	0,2	12	20.113
E12	25,9	1.135	9,4	413	1,3	56	0,6	26	22.795
E14	35,4	1.135	15,7	504	1,2	37	0,5	16	31.175
E20	66,1	1.132	24,0	406	2,8	48	0,3	5	58.381
E16	9,8	825	4,0	369	0,2	19	0,6	48	11.852
E17	34,0	1.814	5,0	271	0,5	27	3,6	194	18.746
Consuntivo Bolla	386	522	178	241	17	24	15	20	739.710
Limiti Bolla	700	1.700		500		80		250	

Lo scenario emissivo medio annuo di riferimento è quello riportate nella Tabella 3-14.

3.6.1.1. Emissioni convogliate – Impianto COGE

Le emissioni in atmosfera prodotte dall'impianto COGE sono regolarmente autorizzate dal Ministero dell'Industria con Decreto datato 15 Novembre 1991 che prescrive specifici limiti di emissione dall'impianto, espressi in concentrazione e portata.

La seguente Tabella 3-15 riporta le emissioni dell'impianto COGE espresse come flussi di massa (kg/h) e concentrazioni (mg/Nm³) registrate negli ultimi 3 anni (2004-2006) confrontate con i limiti di portata e concentrazioni applicabili. I limiti di Decreto sono sempre rispettati.

Tabella 3-15: Qualità emissioni impianto COGE

Parametro	2004		2005		2006		Limiti	
	kg/h	mg/Nm ³	kg/h	mg/Nm ³	kg/h	mg/Nm ³	kg/h	mg/Nm ³
SO₂	111,1	237	112,7	255	86,4	191	180	450
NO_x	79,4	169	71	159	64,7	143	80	180
PST	4,7	9,9	4,4	9,9	3,2	7,1	5	10
CO	10	21	9,1	21	10,4	23	100	100

3.6.2. Emissioni diffuse

La Raffineria rappresenta una sorgente di emissioni diffuse, costituite essenzialmente da Composti Organici Volatili (COV) emessi per volatilizzazione dei prodotti petroliferi leggeri; le principali aree sorgente di emissioni diffuse sono i serbatoi di stoccaggio, le tenute di apparecchiature, linee e componenti connessi al trasferimento di prodotti leggeri, le vasche di disoleazione e le operazioni di caricamento e scaricamento prodotti.

La stima delle quantità complessive delle emissioni diffuse tra il 2004 e il 2006 è riportata nella successiva Tabella.

Tabella 3-16: Scenario Emissioni Diffuse COV (Periodo 2004 – 2006)

Emissioni diffuse	U.d.m.	2004	2005	2006
COV da trattamento effluenti	t	92	92	89
COV da impianti di processo	t	298	287	330
COV da impianti di caricamento	t	5	5	6
COV da impianti di movimentazione/stoccaggio	t	90	97	111,3
TOTALE	t	485	482	537

3.6.3. Effluenti Liquidi

Le acque di processo, il vapore e le acque di lavaggio che sono state o possono essere state in contatto con i fluidi di processo e quindi contenere idrocarburi, solfuri e ammoniaca vengono trattate prima del loro invio allo scarico. Anche le acque meteoriche di dilavamento delle aree produttive, che quindi possono potenzialmente contenere gli idrocarburi dilavati dalle superfici, vengono opportunamente depurate prima dello scarico.

La raccolta degli scarichi e dei reflui derivanti da tutte le unità e dalle aree del sito è garantita dal sistema fognario di Raffineria. Le acque reflue convogliate all'unico collettore di fognatura di Raffineria, sono inviate ad un apposito Impianto di Trattamento Effluenti (Impianto TE) che dispone di due linee di trattamento, operative dal 1973, e adeguate nel 2003 per assicurare il rispetto dei limiti previsti dalla stringente normativa che disciplina gli scarichi recapitanti nella Laguna di Venezia. In particolare, le linee di trattamento sono così costituite:

- linea biologico: acque di processo e condense di vapore non recuperate, drenaggio di apparecchiature e serbatoi, acque derivanti da desalinatori, scarichi igienico-sanitari ed acque meteoriche raccolte nelle varie aree della Raffineria, acque del consociato stabilimento STAP;
- linea chimico fisico: per il trattamento delle acque meteoriche e delle acque scolanti dal parco serbatoi di Raffineria (Isola Petroli/ Zona Nord Est).

Le acque prodotte dalla Raffineria, dopo il trattamento, vengono scaricate nel Canale Vittorio Emanuele III, confluyente in Laguna, mediante un unico punto di scarico regolarmente autorizzato al quale è convogliata anche l'acqua mare di raffreddamento.

Nella Tabella 3-17 si riportano i dati quantitativi degli scarichi idrici nel periodo 2004 – 2006 relativi alla Raffineria.

Tabella 3-17: Bilancio Quantitativo degli Scarichi Idrici (Periodo 2004 – 2006)

Tipologia di scarico	U.d.m.	2004	2005	2006
Biologico	m ³	2.269.505	2.303.292	2.196.436
Chimico fisico	m ³	226.957	101.530	57.002
Raffreddamento	m ³	58.592.221	57.467.872	60.581.812
TOTALE	m³	61.088.683	59.872.694	62.835.250

Nella Tabella 3-18 si riportano i dati qualitativi medi annuali relativi agli scarichi idrici parziali, relativi agli impianti di trattamento biologico e chimico-fisico, nel periodo 2004 – 2006. In tutti i campionamenti effettuati la concentrazione dei parametri rilevati ha sempre rispettato i limiti normativi.

Tabella 3-18: Qualità degli Scarichi Idrici (Dati Medi Annuali. Periodo 2004 – 2006)

Parametro	U.d.m	2004	2005	2006	Limiti
Scarico Parziale SM2 – Impianto Biologico					
COD	mg/l	20,48	20,9	23,2	120
BOD5	mg/l	3,35	4,05	2,72	25
Oli minerali	mg/l	0,21	0,18	0,3	2
Ammoniaca	mg/l	0,2	0,23	0,52	2,6
Azoto nitroso	mg/l	0,1	0,08	0,17	1
Azoto totale	mg/l	3,28	4,56	4,79	10
Solidi sospesi	mg/l	6,96	8,16	9,2	35
Fosfati	mg/l	0,1	0,05	0,09	1,5
Scarico Parziale SM3 – Impianto Chimico Fisico					
COD	mg/l	21,6	28,6	22,4	120
Oli minerali	mg/l	0,27	0,38	0,30	2
Ammoniaca	mg/l	1,56	1,13	1,5	2,6
Azoto nitroso	mg/l	0,09	0,21	0,06	1
Azoto totale	mg/l	3,08	3,16	2,5	10
Fosfati	mg/l	0,22	0,05	0,11	1,5

Nella Tabella 3-19 si riportano i flussi di massa per parametro relativi allo scarico idrico finale nel periodo 2004 – 2006 relativi alla Raffineria.

Tabella 3-19: Quantità degli Scarichi Idrici (Dati Medi Annuali. Periodo 2004 – 2006)

Parametro	U.d.m.	2004	2005	2006
COD	t	46,5	50,9	52,4
BOD5	t	7,6	10,1	6,4
Oli minerali	t	0,5	0,45	0,68
Ammoniaca	t	0,45	0,63	1,23
Azoto nitroso	t	0,2	0,2	0,38
Azoto totale	t	7,4	10,8	10,66
Solidi sospesi	t	15,8	19,1	20,3
Fosfati	t	0,2	0,12	0,29

3.6.4. Rifiuti

La produzione dei rifiuti è correlata a tutte le principali attività che si svolgono in Raffineria, e in particolare:

- alle fasi di processo;
- agli interventi di manutenzione;
- al funzionamento dei servizi ausiliari.

La produzione di rifiuti dello stabilimento è essenzialmente costituita da fanghi di trattamento dall'impianto TE, fondami e morchie da pulizie e bonifiche di impianti/serbatoi, ferro e acciaio ed attualmente da acque provenienti dal sistema di messa in sicurezza della falda.

In occasione delle attività di manutenzione e miglioramento delle strutture impiantistiche vengono inoltre prodotti rifiuti da demolizione e rottami metallici.

Al fine di consentire il deposito temporaneo dei rifiuti prodotti, sono presenti in Raffineria due aree (Parco Rottami, per il conferimento di rottami di ferro, metallici e cavi elettrici, e Parco Ecologico, per il conferimento dei restanti materiali), da cui i rifiuti sono destinati allo smaltimento esterno, secondo le modalità previste dalla legislazione vigente.

In Raffineria, infine, è attivo anche un tradizionale sistema di conferimento al Servizio Pubblico (presso cassonetti) di rifiuti solidi urbani e assimilabili.

Nella Tabella seguente si riportano le principali tipologie e le rispettive quantità dei rifiuti prodotti dalla Raffineria negli anni 2004 – 2006.

Tabella 3-20: Tipologie e Quantità di Rifiuti Prodotti dalla Raffineria (Periodo 2004 – 2006)

Rifiuti Prodotti	U.d.m.	2004	2005	2006
Rifiuti non pericolosi	t	1.935	4.287	4.028
Rifiuti Pericolosi	t	3.639	1.536	1.340
TOTALE	t	5.574	5.823	5.368
Di cui a recupero	t	848	1.318	1.188

3.6.5. Rumore

La progettazione delle apparecchiature e la loro disposizione impiantistica, oltre a ridurre il livello di esposizione al rumore del personale operante nell'area di produzione, garantisce che il livello di rumore al perimetro esterno della Raffineria sia in accordo alla normativa vigente, definita in base al Piano di Zonizzazione acustica del territorio del Comune di Venezia, secondo il quale la Raffineria risulta quasi interamente localizzata in area di classe VI, ad uso “esclusivamente industriale”, per la quale vigono limiti di immissione di rumore al perimetro pari a 70 dB(A), sia in orario diurno che notturno.

3.6.6. Suolo

La Raffineria è compresa nel perimetro del Sito di Interesse Nazionale di Porto Marghera e pertanto rientra nell'ambito dei procedimenti previsti ai sensi del DM 471/99.

E' stata condotta la caratterizzazione dei suoli e delle acque di falda per il sito della Raffineria, evidenziando localizzati superamenti dei valori normativi.

Da diversi anni inoltre la Raffineria esegue un costante monitoraggio della qualità delle acque di falda.

Dal 2004 è operativo un sistema di messa in sicurezza di emergenza mediante emungimento della falda superficiale per il contenimento della migrazione della contaminazione all'esterno del sito.

E' inoltre in fase avanzata il progetto di conterminazione delle sponde.

3.6.7. Certificazione ambientale

La Raffineria ha conseguito la certificazione ISO 14001 nel 1999 ed è stata registrata EMAS (Eco Management and Auditing Scheme) nel 2003 (prima Raffineria in Italia). Nel 2006 ha conseguito il rinnovo triennale EMAS (prima Raffineria in Italia) ed ha confermato la convalida anche per il 2007.

Tale processo ha consentito la pubblicazione per quattro anni consecutivi della “Dichiarazione Ambientale” della Raffineria di Venezia, sviluppata in conformità al Regolamento Comunitario CE 761/01, che rappresenta un risultato fondamentale per il Sistema di Gestione Ambientale dello stabilimento.

Costituisce infatti un consolidamento ulteriore nello sviluppo del percorso ambientale intrapreso negli ultimi anni dalla Raffineria, in linea con le politiche societarie , finalizzato all’ottimizzazione ed al miglioramento continuo delle proprie prestazioni ambientali oltre che a rapporti di trasparenza con il mondo esterno per la gestione della propria posizione nei confronti dell’ambiente E della collettività.

Tutto questo viene attuato attraverso l’adozione di specifici obiettivi al fine di coniugare lo svolgimento delle proprie attività ed il rispetto dell’ambiente.

4. DESCRIZIONE DELLE NUOVE UNITÀ PRODUTTIVE

Gli interventi proposti si inquadrano nell'ambito di applicazione delle disposizioni della Comunità Europea (Direttiva 98/70/CE e Direttiva 2003/17/CE), recepite nell'ordinamento nazionale con DPCM 434 del 23/11/2000 e con Legge n.306 del 31/10/2003, che impongono a decorrere dal 1 gennaio 2009 la commercializzazione di benzine e gasoli con tenore di zolfo non superiore a 10 ppm rispetto alla concentrazione oggi ammessa di 50 ppm.

La motivazione del progetto nasce quindi dalla volontà di *Eni R&M* di procedere ad una riqualificazione produttiva degli impianti che consentirà di incrementare la produzione di distillati di elevata qualità in termini di basso tenore di zolfo ed aromatici rispetto ai quantitativi attualmente prodotti dalla Raffineria.

Le modifiche previste avverranno mediante l'adozione delle migliori tecnologie disponibili al fine di ottimizzare la produttività minimizzando gli impatti sull'ambiente e sulla popolazione.

Le modifiche previste ai cicli produttivi mirano ad aumentare l'auto produzione di distillati medi e leggeri, prevalentemente kerosene e gasolio, a parità di capacità di decreto di lavorazione, andando a soddisfare le esigenze dell'area di posizionamento della Raffineria in cui risulta elevata la domanda di tali prodotti.

Il progetto prevede un incremento della capacità di conversione equivalente della che passa dall'attuale 22% al futuro 42% circa, con la possibilità di convertire prodotti pesanti, quali olio combustibile, in prodotti leggeri a bassissimo impatto ambientale.

Le nuove produzioni previste garantiranno la distribuzione sul territorio di prodotti petroliferi di elevata qualità in termine di basso tenore di zolfo ed aromatici collocandosi ampiamente entro le disposizioni della Comunità Europea.

In tale ottica verranno realizzate un'unità di conversione catalitica Hydrocracker e un'unità di distillazione sotto vuoto (Vacuum) che sostituirà l'attuale Vacuum flash dell'unità di distillazione DP3.

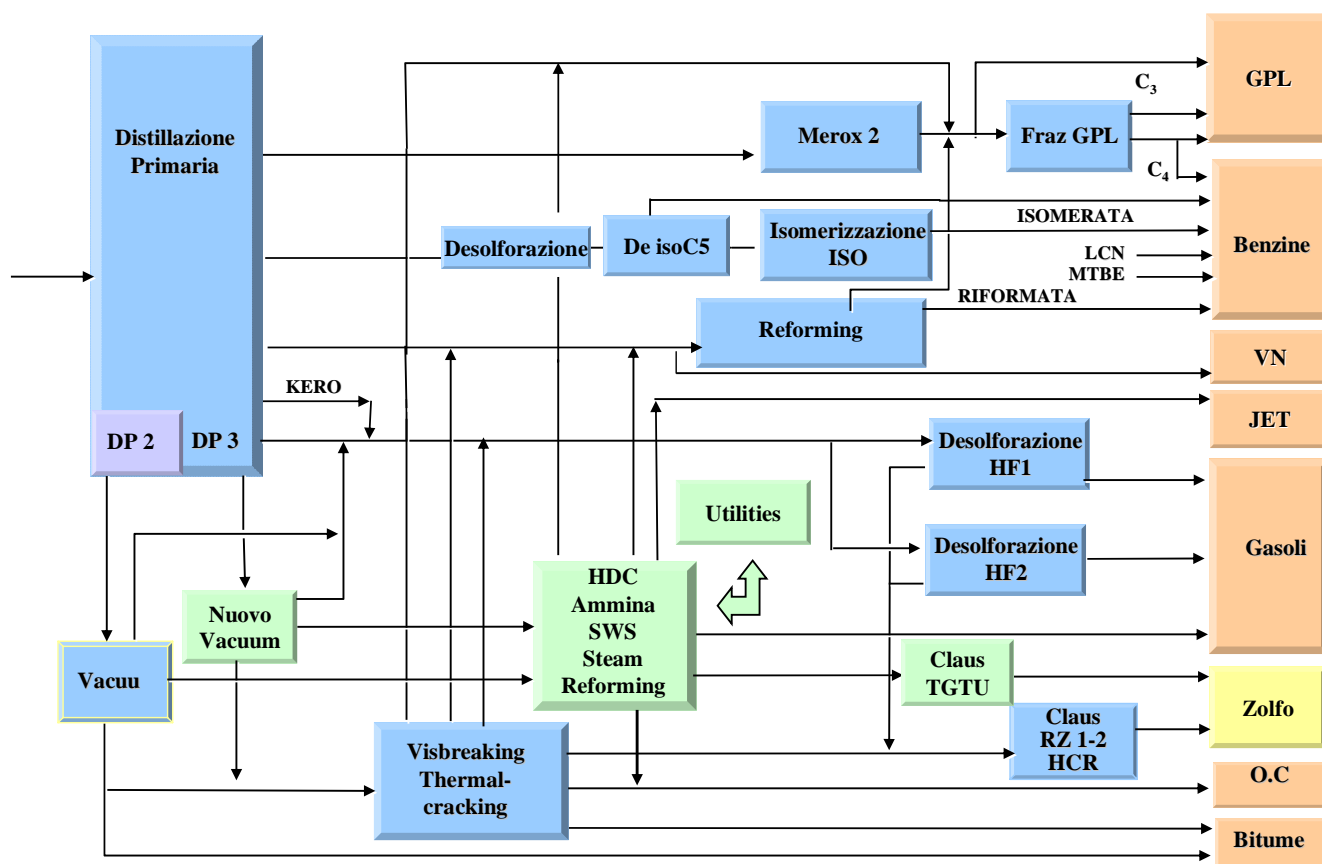
Con la realizzazione del progetto saranno inoltre installate le seguenti sezioni ausiliare:

- nuovo impianto Steam Reformer per produzione dell'idrogeno necessario al sistema;
- nuovo impianto di cogenerazione per produzione di vapore ed energia elettrica necessari al sistema;
- impianti ancillari (lavaggi amminici e SWS);
- nuovo impianto di Recupero Zolfo Claus con unità di trattamento Gas di coda ad alta efficienza (TGTU);

- sistemi di utilities (acqua cooling, aria, azoto, acqua demi, recupero condense, distribuzione energia elettrica);
- nuova torcia e sistema di blow down;
- nuovi serbatoi.

Nella Figura 4-1 e nell'Allegato 1 si riporta lo schema a blocchi di Raffineria con evidenziati in verde gli impianti oggetto del presente progetto e lo schema a blocchi dei nuovi impianti.

Figura 4-1: Schema a blocchi del nuovo ciclo produttivo



La realizzazione del nuovo impianto di cogenerazione permetterà di soddisfare in maniera energeticamente ottimizzata le richieste di vapore ed energia elettrica degli impianti inclusi nel Progetto Serenissima.

Attualmente il fabbisogno di vapore viene coperto dalla produzione della caldaia a recupero denominata B01 associata alla turbogas esistente e da una caldaia tradizionale a fuoco diretto denominata B02.

Nell'ambito di sviluppo del Progetto Serenissima, quest'ultima caldaia, spenta e mantenuta in sito come "riserva fredda", verrà sostituita dal nuovo sistema cogenerativo

alimentato a metano e fuel gas avente una maggiore efficienza energetica e un minore impatto ambientale.

La collocazione dei nuovi impianti all'interno della Raffineria e i loro ingombri sono riportati in Allegato 2.

Nel seguito si descrivono le nuove unità previste dal progetto, le diverse fasi del processo e le apparecchiature presenti; sono inoltre analizzati i bilanci di materia ed energia, l'utilizzo di risorse, i possibili malfunzionamenti e le potenziali interferenze ambientali del progetto (emissioni in atmosfera, effluenti liquidi, rifiuti).

4.1. Impianto Vacuum

Il nuovo impianto Vacuum sostituirà l'esistente Flash Vacuum DP3; esso permetterà anche un incremento dell'efficienza energetica del processo.

Il principale obiettivo della nuova unità Vacuum (Unità 61) è quello di massimizzare la produzione di Gasolio medio e pesante (MVGO e HVGO), da destinare come carica in alimentazione alla nuova unità Hydrocracker, dalla lavorazione dei greggi processati nell'unità Topping esistente DP-3, e dei residui atmosferici di importazione. Inoltre la nuova unità sarà in grado di minimizzare i consumi energetici mediante ottimizzazione progettuale del treno di scambio termico.

L'unità è stata progettata per trattare il residuo atmosferico 360+ °C ottenuto dalla lavorazione dei grezzi “Essider” e “Belaym” alla capacità sotto indicata:

- Caso “Belaym” alla capacità di 7.000 t/g (29,17 t/h);
- Caso “Essider” alla capacità di 5.000 t/g (20,83 t/h).

Dalla nuova unità Vacuum si otterranno i seguenti prodotti principali:

- Gasolio Vacuum Leggero (LVGO) : punto di ebollizione compreso tra 360-385°C
- Gasolio Vacuum Medio (MVGO): punto di ebollizione compreso tra 385-425°C
- Gasolio Vacuum Pesante (HVGO): punto di ebollizione compreso tra 425-550°C
- Residuo Vacuum: punto di ebollizione superiore a 550°C

L'LVGO prodotto viene generalmente inviato a stoccaggio. L'MVGO a sua volta può essere inviato a stoccaggio (come carica agli impianti Hydrocracker o Thermal Cracker) oppure in colaggio diretto all'impianto Thermal Cracking. L'HVGO viene inviato a stoccaggio come carica impianto Hydrocracker, mentre il residuo Vacuum viene inviato a stoccaggio, insieme alle Slop Waxes prodotte per poi essere inviato in alimentazione all'impianto Visbreaker.

In Allegato 3 si riportano layout e prospetto previsti per la nuova Unità Vacuum.

4.1.1. Descrizione principali fasi di processo

Di seguito si descrive lo schema di flusso dell'Unità Vacuum, come rappresentato nei seguenti Diagrammi di Flusso (PFD) riportati in Allegato 4.

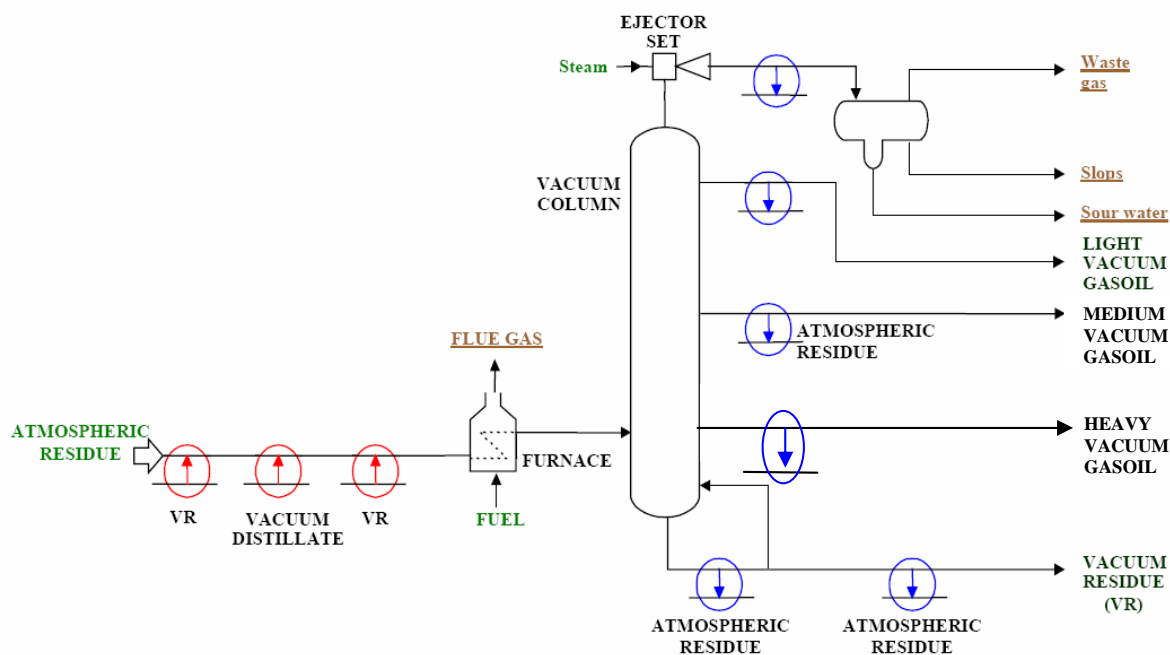
- 61-GD-B-04601, 61-GD-B-04602, 61-GD-B-04603, 61-GD-B-04604 e 61-GD-B-04605 per marcia Belaym;
- 61-GD-B-04606, 61-GD-B-04607, 61-GD-B-04608, 61-GD-B-04609 e 61-GD-B-04610 per marcia Essider.

L'impianto Vacuum è costituito dalle seguenti sezioni:

- alimentazione Carica e Treno di Preriscaldo;
- forno;
- colonna di distillazione;
- sistema di generazione vuoto;
- trattamento ed utilizzo dell'off gas;
- sistemi ausiliari.

In Allegato 3 si riporta il layout ed i prospetti previsti del nuovo impianto Vacuum, mentre nella successiva Figura è rappresentato lo schema semplificato.

Figura 4-2: Schema Semplificato delle Fasi di Lavorazione del Progetto del nuovo impianto Vacuum



4.1.1.1. Alimentazione Carica e Treno di Preriscaldo

La carica può essere inviata ai limiti di batteria dell'impianto Vacuum in due assetti differenti: dai serbatoi di stoccaggio come alimentazione fredda (80°C) o da unità di distillazione atmosferica in colaggio diretto (130°C).

La carica è poi ripresa, entro i limiti di batteria dell'impianto Vacuum, da Booster Pumps che provvedono ad inviare la carica alla colonna Vacuum, attraverso il treno di preriscaldamento ed il forno.

Per aumentarne la flessibilità operativa, la carica è suddivisa in due treni paralleli. La carica, raccolta nel vessel 61V01 e quindi inviata alla colonna Vacuum attraverso le pompe 61P01 A/B, è inizialmente riscaldata tra 260-290 e 307°C (a seconda dell'assetto e del grezzo in lavorazione) nel treno di preriscaldamento costituito dagli scambiatori 61E01, 61E02A/B, 61E03A/B/C, 61E04A/B/C, 61E05, 61E06A/B/C e 61E07A/B, in cui contemporaneamente vengono raffreddati i prodotti (HVGO e residuo Vacuum).

4.1.1.2. Forno

La carica è portata alla temperatura richiesta per l'invio in colonna (410°C) nel forno di preriscaldamento 61F01.

Nel forno, dotato di serpentine, è previsto l'invio di vapore a media pressione per aumentare la velocità del fluido di processo nei serpentine specialmente nella zona ad alta temperatura.

Il forno può utilizzare come combustibili fuel gas di Raffineria e metano. Il forno è dotato di un sistema di Preriscaldamento dell'aria 61PK102, che permette di riscaldare l'aria comburente raffreddando i fumi in uscita: tale sistema permette di aumentare l'efficienza del forno fino ad oltre il 90%.

La carica in uscita dal forno, riscaldata al valore richiesto (410°C), è convogliata alla colonna Vacuum attraverso una Transfer Line. Il forno 61F01 sarà dotato di bruciatori del tipo low NO_x, in modo tale da minimizzare le emissioni in atmosfera derivanti dalla combustione del fuel gas.

4.1.1.3. Colonna di Distillazione

La colonna Vacuum 61C01 opera ad una pressione di 60 mmHg in testa e 100 mmHg in zona flash.

Sono previsti 4 letti con corpi di riempimento strutturati e 6 piatti a valvole sul fondo per lo stripping del residuo Vacuum con vapore.

Nella zona flash, ove è alimentata la carica idrocarburica parzialmente vaporizzata, si ha la separazione del liquido che scende verso il basso dal vapore che sale verso l'alto. Il liquido che scende verso il basso (residuo Vacuum) è strippato con vapore a bassa pressione surriscaldato, per rimuovere le tracce di leggeri ancora presenti.

Il vapore così ottenuto si miscela in zona flash col vapore di carica e sale lungo la colonna.

Il residuo Vacuum strippato si raccoglie sul fondo della colonna Vacuum: per evitare problemi di cracking, data la sua alta temperatura, il residuo viene raffreddato riciclando in colonna parte del residuo Vacuum “freddo” preso a valle del generatore di vapore.

Il calore di condensazione necessario a condensare i vapori che salgono in colonna ed ottenere i prodotti liquidi LVGO, MVGO, HVGO e Slop Wax è rimosso dai tre pump-around (ricircolo di prodotto a temperatura controllata): LVGO Pump-around, situato

nella parte alta della colonna, l'MVGO Pump-around e l'HVGO Pump-around, situati nella parte centrale della colonna.

A partire dalla zona flash, verso l'alto si estraggono i seguenti prodotti liquidi:

- Slop Wax;
- HVGO;
- MVGO;
- LVGO.
- Off gas: è prodotto in testa alla colonna ed è costituito da vapore d'acqua, aria, gas di cracking e idrocarburi leggeri.

4.1.1.4. Sistema di Generazione Vuoto

Il sistema di generazione vuoto è un package costituito da:

- precondenser per la condensazione con Cooling Water della maggior parte del vapore presente nell'Off gas (61E15A/B/C/D);
- un sistema a 3 stadi di eiettori (61J02, 61J03 e 61J04) e condensatori (61E16, 61E17 e 61E18) che utilizzano vapore a media pressione.
- un accumulatore di testa (61V02) ove si ha la separazione dell'acqua da idrocarburi liquidi e gassosi. La Sour Water così prodotta è inviata tramite le pompe 61P07A/B alla sezione Sour Water Stripper. Gli idrocarburi liquidi separati sono inviati attraverso le pompe 61P08A/B allo Slop di Raffineria. I gas, dopo lavaggio, vanno all'apposito bruciatore.

4.1.2. Sistemi Ausiliari

Sono previsti i seguenti sistemi ausiliari:

- Circuito Tempered Water, per fornire acqua di raffreddamento temperata (60°C) ai refrigeranti finali dell'HVGO e del residuo Vacuum. Il sistema è costituito da un serbatoio di accumulo ubicato entro i limiti di batteria dell'impianto, da refrigeranti ad acqua e da un refrigerante finale ad aria. L'acqua di make up è costituita da acqua demi, additivata di opportuno inibitore di corrosione;
- Amine Sump, per raccogliere i drenaggi amminici dell'impianto. È polmonato con il Blowdown ed è dotato di una pompa verticale per l'invio dell'ammina raccolta alla Rigeneratrice Ammina;
- Sistema recupero condense a bassa pressione. Le condense a bassa pressione ottenute in impianto sono inviate al sistema di recupero condense e quindi riutilizzate in Raffineria.

4.1.3. Specifiche della Carica d’impianto

La materia prima principale utilizzata quale carica del processo è rappresentata dal residuo atmosferico proveniente da unità di distillazione atmosferica o da serbatoio di stoccaggio.

Le caratteristiche dei due residui atmosferici (riferite al taglio con punto iniziale di distillazione 370°C) sono riassunte nella tabella di seguito riportata:

Tabella 4-1: Specifiche della carica di impianto Vacuum

Residuo atmosferico	U.d.m.	Belaym	Essider
Specific Gravity		0,9928	0,9367
Contenuto di zolfo	wt. %	3,56	0,71
Pour Point	°C	+36	+39

4.1.4. Specifiche dei Prodotti d’impianto

Le portate e le rese corrispondenti sono riportate nella tabella sottostante:

Tabella 4-2: Portate e rese prodotti impianto Vacuum

Prodotto	Belaym	Belaym	Essider	Essider
	kg/h	%peso	kg/h	%peso
Gasolio Vacuum Leggero (LVGO)	15.000	5,14	18.600	8,93
Gasolio Vacuum Medio (MVGO)	27.483	9,42	31.133	14,94
Gasolio Vacuum Pesante (HVGO)	80.000	27,43	74.000	35,52
Residuo Vacuum: 550+°C	168.552	57,79	83.936	40,29
Totale	291.667	99,78*	208.333	99,68*

*il bilancio chiude sul gas di cracking.

Le caratteristiche dei prodotti ottenuti dalla unità Vacuum sono riportate nelle seguenti tabelle.

Tabella 4-3: Caratteristiche prodotti Vacuum

Caratteristiche	U.d.m.	Gasolio Vacuum Leggero (LVGO)		Gasolio Vacuum Medio (MVGO)	
		Belaym	Essider	Belaym	Essider
Resa rispetto alla carica	%	5,14	8,43	9,42	14,94
Specific Gravity		0,887	0,954	0,917	0,885
Contenuto di zolfo	% peso	2,6	0,38	2,7	0,42
Flash Point	°C	130,5	137,4	170	172
Pour Point	°C	+28	+27	+35	+32
TBP 10 – 90 % LV	°C	307 – 382,2	316,5 – 385	385,4 – 439,7	385 - 440

Tabella 4-4: Caratteristiche prodotti Vacuum

Caratteristiche	U.d.m.	Gasolio Vacuum Pesante (HVGO)		Residuo Vacuum	
		Belaym	Essider	Belaym	Essider
Resa rispetto alla carica	%	27,43	35,57	57,79	40,29
Specific Gravity		0,950	0,914	1,027	0,987
Contenuto di zolfo	% peso	2,9	0,5	4,1	1,1
Flash Point	°C	200	197	272	256
Pour Point	°C	>42	45	75	63
TBP 10 – 90 % LV	°C	433 – 549	430 – 542	572,3	562,2

L'unità produce inoltre le seguenti correnti:

- gas di coda (circa 600 kg/h inviati al forno);
- acqua acida (circa 20 t/h inviata a SWS);
- Slop Oil da gruppo vuoto (800 kg/h di slop oil separato nel gruppo vuoto vengono riciclati in carica all'impianto).

Le cui caratteristiche delle correnti sopra elencate sono riportate nelle seguenti tabelle:

Tabella 4-5: Caratteristiche del gas di coda

Caratteristiche	U.d.m.	Gas di coda
Peso molecolare		31.2
Contenuto di H ₂ S	ppm	< 100
LHV	Kcal/kg	10.000
Contenuto di acqua		saturo

Tabella 4-6: Caratteristiche acqua acida

Caratteristiche	U.d.m.	Acqua acida
Specific Gravity		0.99
Contenuto di H ₂ S (*)	ppm	200 (*)
Cloruri	ppm	2 (*)

Tabella 4-7: Caratteristiche Slop Oil

Caratteristiche	U.d.m.	Slop Oil
Specific Gravity		0.86÷0.88
Contenuto di Zolfo	% peso	0.38 ÷ 2.6

4.1.5. Apparecchiature Principali

Tabella 4-8: Apparecchiature nuova unità Vacuum

Sigla	Servizio
Colonne	
61C01	Colonna Vacuum
61C02	Colonna Assorbimento H ₂ S
Scambiatori	
61E01	Carica / HVGO Secondario
61E02A/B	Carica / MVGO Secondario
61E03A/B/C	Carica / Residuo Secondario
61E04A/B/C	Carica / Residuo Primario
61E05	Carica / MVGO Primario con PA
61E06A/B/C	Carica / HVGO Primario con PA
61E07A/B	Carica / Slop Wax
61E08	HVGO con PA/Generatore MPS
61E09	Residuo/Boiler Feed Water
61E10A/B	Refrigerante HVGO / Acqua Temperata
61E11	Refrigerante MVGO / Acqua Temperata
61E12A/B/C/D	Refrigerante Residuo / Acqua Temperata

Sigla	Servizio
61E13	Preriscaldamento aria
61E15A/B/C/D	Precondensatore gruppo vuoto
61E16	Condensatore Primo stadio
61E17	Condensatore Secondo stadio
61E18	Condensatore Terzo stadio
Air Coolers	
61EA101 A/B/C/D/E/F	LVGO Pumparound Air Cooler
61EA102 A/B/C/D/E/F	Air Cooler Acqua Temperata
Pompe	
61P01 A/B	Pompe di Carica
61P02 A/B	Pompe LVGO
61P03 A/B	Pompe MVGO
61P04 A/B	Pompe HVGO
61P05 A/B	Pompe Slop Wax
61P06 A/B	Pompe Residuo Vacuum
61P07 A/B	Pompe Sour Water da Gruppo Vuoto
61P08 A/B	Pompe Idrocarburi di Testa
61P09 A/B	Pompe Acqua Temperata
61P011 A/B	Pompe Heavy HC Closed Drain
Filtri	
61FT01 A/B	Filtro LVGO Pumparound
61 FT02 A/B	Filtro riflusso caldo LVGO
61 FT03 A/B	Filtro MVGO Pumparound
61FT04 A/B	Filtro riflusso caldo MVGO
61FT05 A/B	Filtro HVGO Pumparound
61FT06 A/B	Filtro riflusso caldo HVGO
61 FT07 A/B	Filtro Slop Wax
Vessel	
61V01	Feed Surge Drum
61V02	Sour Gas Seal Drum
61V03	Sour Gas K.O. Drum
61V04	Waste gas K.O. Drum
61V05	Fuel Gas K.O. Drum
61V06	Feed Surge Drum
61V07	Heavy HC Closed Drain Drum
61V08	Accumulatore Blowdown Condense
61V09	Separatore vapour media pressione
Forno	
61F01	Forno Vacuum
Eiettori	
61J102	Eiettores primo stadio
61J103	Eiettores secondo stadio

Sigla	Servizio
61J104	Eiettore terzo stadio
61J201	Closed Drain Ejector
Package	
61A101	Vacuum Sistem Package
61A102	Sistema di iniezione chemicals di neutralizzazione testa vacuum
Mixer	
61A105	Fuel Oil Static Mixer
Building	
61AH101	Analyser House
Fan	
61K01A/B	Soffiante aria forno
61K02A/B	Estrattore fumi
Flame Arrestor	
61FA01	Sour Gas Vent Flame Arrestor
61FA02	Sour Gas Flame Arrestor

4.1.6. Bilanci di materia ed energia

Si riportano nella seguente tabella i bilanci provvisori di materia ed energia provvisori elaborati da SnamProgetti S.p.A. Per l'identificazione delle correnti è necessario riferirsi agli schemi di processo riportati in Allegato 4.

Tabella 4-9: Bilanci di material ed energia

STREAM N.		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
		Carica Vacuum da B.L.	Carica a treno 1	Carica a treno 2	Carica da E01	Carica da E02	Carica da E03	Carica da E07	Carica da E05	Carica da E06	Carica da E04	Carica da treno preriscaldo
Fase		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	C	130,0	130,0	130,0	144,9	169,9	241,6	280,1	173,8	202,5	305,7	293,0
Portata massica	kg/h	292.467,0	146.233,5	146.233,5	146.233,5	146.233,5	146.233,5	146.233,5	146.233,5	146.233,5	146.233,5	292.467,0
Portata molare	kg-mol/h	537,9	269,0	269,0	269,0	269,0	269,0	269,0	269,0	269,0	269,0	537,9
Peso molecolare		543,7	543,7	543,7	543,7	543,7	543,7	543,7	543,7	543,7	543,7	543,7
Densità attuale	kg/m ³	927,3	927,3	927,3	919,6	906,9	869,7	849,3	905,1	890,5	835,8	842,3
Entalpia	m*kcal/h	17,1	8,5	8,5	9,7	11,6	17,7	21,2	11,9	14,3	23,7	44,9
Vapore												
Portata massica	kg/h	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Portata molare	kg-mol/h	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Peso molecolare		n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Densità attuale	kg/m ³	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Densità standard	kg/m ³	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
CP	kJ/kg-c	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Conducibilità termica	w/m-k	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
viscosità	cp	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Z (dalla densità)		n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
CP/CV		n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Liquido												
Portata massica	kg/h	292.467,0	146.233,5	146.233,5	146.233,5	146.233,5	146.233,5	146.233,5	146.233,5	146.233,5	146.233,5	292.467,0
Portata molare	kg-mol/h	537,9	269,0	269,0	269,0	269,0	269,0	269,0	269,0	269,0	269,0	537,9
Peso molecolare		543,7	543,7	543,7	543,7	543,7	543,7	543,7	543,7	543,7	543,7	543,7
Densità attuale	kg/m ³	927,3	927,3	927,3	919,6	906,9	869,7	849,3	905,1	890,5	835,8	842,3
Densità standard	kg/m ³	984,7	984,7	984,7	984,7	984,7	984,7	984,7	984,7	984,7	984,7	984,7
CP	kJ/kg-c	2,1	2,1	2,1	2,2	2,3	2,6	2,7	2,3	2,4	2,8	2,8
Conducibilità termica	w/m-k	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1
Tensione superficiale	dyne/cm	30,2	30,2	30,2	29,2	27,7	23,2	20,9	27,4	25,6	19,3	20,1
Flash Point	c	165,6	165,6	165,6	165,6	165,6	165,6	165,6	165,6	165,6	165,6	165,6

STREAM N.		12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22
		Vapore di accelerazione ai passi	Carica uscita forno	Carica ingresso colonna	Residuo da colonna	Residuo da E04	Residuo da E03	Residuo di quench a colonna	Residuo+slop wax a E06	Residuo+slop wax a E09	Residuo+slop wax da E09 a E12	Residuo e slop wax a L.B.
Fase		Vapore	Mista	Mista	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	c	255,0	410,2	401,6	341,2	274,7	228,2	232,6	208,2	187,0	130,0	228,2
Portata massica	kg/h	4.000,0	296.467,0	296.467,0	217.222,7	217.222,7	150.588,4	168522,1	168522,1	168522,1	168522,1	66.634,3
Portata molare	kg-mol/h	222,0	770,7	770,7	274,2	274,2	190,1	221,7	221,7	221,7	221,7	84,1
Peso molecolare		18,0	384,6	384,6	792,3	792,3	792,3	760,0	760,0	760,0	760,0	792,3
Densità attuale	kg/m ³	6,0	7,0	1,6	879,1	909,6	930,5	918,7	929,9	939,8	966,3	930,5
Entalpia	m*kcal/h	2,8	74,9	74,9	39,1	29,7	16,4	18,9	16,5	14,5	9,5	7,3
Vapore												
Portata massica	kg/h	4.000,0	63.673,1	105.809,5	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Portata molare	kg-mol/h	222,0	397,8	497,9	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Peso molecolare		18,0	160,1	212,5	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Densità attuale	kg/m ³	6,0	1,5	0,6	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Densità standard	kg/m ³	0,8	7,1	9,5	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
CP	kJ/kg-c	2,2	2,9	2,9	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Conducibilità termica	w/m-k	0,0	0,0	0,0	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
viscosità	cp	0,0	0,0	0,0	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Z (dalla densità)		1,0	1,0	1,0	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
CP/CV		1,3	1,0	1,0	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Liquido												
Portata massica	kg/h	n/a	232.793,9	190.657,4	217.222,7	217.222,7	150.588,4	168.522,1	168.522,1	168.522,1	168.522,1	6.6634,3
Portata molare	kg-mol/h	n/a	373,0	272,9	274,2	274,2	190,1	221,7	221,7	221,7	221,7	84,1
Peso molecolare		n/a	624,2	698,7	792,3	792,3	792,3	760,0	760,0	760,0	760,0	792,3
Densità attuale	kg/m ³	n/a	789,0	815,6	879,1	909,6	930,5	918,7	929,9	939,8	966,3	930,5
Densità standard	kg/m ³	n/a	1.002,7	1.016,1	1.031,3	1.031,3	1.031,3	1.026,3	1.026,3	1.026,3	1.026,3	1.031,3
CP	kJ/kg-c	n/a	3,2	3,1	2,8	2,6	2,4	2,4	2,4	2,3	2,1	2,4
Conducibilità termica	w/m-k	n/a	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1
Tensione superficiale	dyne/cm	n/a	15,1	16,9	21,6	25,2	27,7	27,2	28,5	29,7	33,0	27,7
Flash Point	c	n/a	25,3	25,3	291,8	291,8	291,8	271,6	271,6	271,6	271,6	291,8

STREAM N.		23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33
		Slop wax da colonna	Slop wax a E07	Slop wax caldo a colonna	Slop wax da E07	Slop wax a colonna	slop wax a flux residuo	HVGO da colonna	Riflusso caldo HVGO	HVGO e PA a E08	HVGO e PA da E08	PA HVGO a colonna
Fase		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	c	374,7	374,9	374,9	267,0	267,0	267,0	316,5	316,5	316,5	225,0	225,0
Portata massica	kg/h	67.933,7	47.933,7	20.000,0	47.933,7	30.000,0	17.933,7	251.499,1	37.927,1	213.572,0	213.572,0	133.572,0
Portata molare	kg-mol/h	120,0	84,7	35,3	84,7	53,0	31,7	567,8	85,6	482,2	482,2	301,6
Peso molecolare		566,1	566,1	566,1	566,1	566,1	566,1	442,9	442,9	442,9	442,9	442,9
Densità attuale	kg/m ³	794,7	798,6	798,6	857,4	857,4	857,4	780,7	780,7	785,3	837,8	837,8
Entalpia	m*kcal/h	14,3	10,1	4,2	6,6	4,1	2,5	43,8	6,6	37,2	24,4	15,2
Vapore												
Portata massica	kg/h	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Portata molare	kg-mol/h	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Peso molecolare		n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Densità attuale	kg/m ³	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Densità standard	kg/m ³	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
CP	kJ/kg-c	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Conducibilità termica	w/m-k	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
viscosità	cp	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Z (dalla densità)		n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
CP/CV		n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Liquido												
Portata massica	kg/h	67.933,7	47.933,7	20.000,0	47.933,7	30.000,0	17.933,7	251.499,1	37.927,1	213.572,0	213.572,0	133.572,0
Portata molare	kg-mol/h	120,0	84,7	35,3	84,7	53,0	31,7	567,8	85,6	482,2	482,2	301,6
Peso molecolare		566,1	566,1	566,1	566,1	566,1	566,1	442,9	442,9	442,9	442,9	442,9
Densità attuale	kg/m ³	794,7	798,6	798,6	857,4	857,4	857,4	780,7	780,7	785,3	837,8	837,8
Densità standard	kg/m ³	985,9	985,9	985,9	985,9	985,9	985,9	949,2	949,2	949,2	949,2	949,2
CP	kJ/kg-c	3,1	3,1	3,1	2,7	2,7	2,7	2,9	2,9	2,9	2,6	2,6
Conducibilità termica	w/m-k	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1
Tensione superficiale	dyne/cm	16,6	16,6	16,6	22,8	22,8	22,8	17,1	17,1	17,1	22,8	22,8
Flash Point	c	229,0	229,0	229,0	229,0	229,0	229,0	200,0	200,0	200,0	200,0	200,0

STREAM N.		34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	44
		HVGO a E02	HVGO a E10	HVGO a B.L.	MVGO da colonna	Riflusso caldo MVGO	MVGO e PA a E05	MVGO e PA da E05	PA MVGO a colonna	MVGO a E01	MVGO da E01 a E11	MVGO a stoccaggio
Fase		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	c	225,0	80,0	258,4	258,4	258,8	236,5	236,5	236,5	169,0	80,0	184,0
Portata massica	kg/h	80000,0	80.000,0	29.2475,9	57.908,2	234.567,7	234.567,7	207.084,7	27.483,0	27.483,0	27.483,0	80000,0
Portata molare	kg-mol/h	180,6	180,6	838,2	166,0	672,3	672,3	593,5	78,8	78,8	78,8	180,6
Peso molecolare		442,9	442,9	348,9	348,9	348,9	348,9	348,9	348,9	348,9	348,9	442,9
Densità attuale	kg/m ³	837,8	914,5	774,7	774,7	777,9	791,7	791,7	791,7	831,1	880,5	859,8
Entalpia	m ³ *kcal/h	9,1	2,8	40,5	7,9	32,5	29,1	25,7	3,4	2,3	1,0	7,2
Vapore												
Portata massica	kg/h	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Portata molare	kg-mol/h	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Peso molecolare		n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Densità attuale	kg/m ³	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Densità standard	kg/m ³	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
CP	kJ/kg-c	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Conducibilità termica	w/m-k	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
viscosità	cp	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Z (dalla densità)		n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
CP/CV		n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Liquido												
Portata massica	kg/h	80000,0	80.000,0	292.475,9	57.908,2	234.567,7	234.567,7	207.084,7	27.483,0	27.483,0	27.483,0	80.000,0
Portata molare	kg-mol/h	180,6	180,6	838,2	166,0	672,3	672,3	593,5	78,8	78,8	78,8	180,6
Peso molecolare		442,9	442,9	348,9	348,9	348,9	348,9	348,9	348,9	348,9	348,9	442,9
Densità attuale	kg/m ³	837,8	914,5	774,7	774,7	777,9	791,7	791,7	791,7	831,1	880,5	859,8
Densità standard	kg/m ³	949,2	949,2	916,2	916,2	916,2	916,2	916,2	916,2	916,2	916,2	949,2
CP	kJ/kg-c	2,6	2,0	2,8	2,8	2,8	2,7	2,7	2,7	2,4	2,0	2,4
Conducibilità termica	w/m-k	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1
Tensione superficiale	dyne/cm	22,8	32,3	18,1	18,1	18,1	19,6	19,6	19,6	24,2	30,5	25,4
Flash Point	c	200,0	200,0	170,0	170,0	170,0	170,0	170,0	170,0	170,0	170,0	200,0

STREAM N.		45	46	47	48	49	50	51	52	53	54	55
		LVGO da colonna	Riflusso caldo LVGO	LVGO+PA a EA101	PA LVGO a colonna	LVGO a L.B.	Testa colonna	Vapore agli ej	CWT a GV	CWT da GV	Acqua acida da accumulatore GV	Slop oil da GV
Fase		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Mista	Vapore	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	c	145,0	146,0	146,0	60,0	60,0	80,0	295,0	28,0	36,0	34,4	34,4
Portata massica	kg/h	174.095,3	3.2421,7	141.673,6	126.673,6	15.000,0	13.087,9	7.438,0	1.500.000,1	1.500.000,1	1.8876,0	875,5
Portata molare	kg-mol/h	639,0	119,0	520,0	464,9	55,1	655,9	412,9	83.264,0	83.264,0	1.047,8	3,2
Peso molecolare		272,5	272,5	272,5	272,5	272,5	20,0	18,0	18,0	18,0	18,0	274,6
Densità attuale	kg/m ³	808,2	809,8	809,8	860,5	860,5	0,1	5,0	994,8	992,0	992,5	873,6
Entalpia	m*kcal/h	12,5	2,4	10,3	3,5	0,4	7,3	5,4	42,0	54,0	0,6	0,0
Vapore												
Portata massica	kg/h	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	12277,0	7438,0	n/a	n/a	n/a	n/a
Portata molare	kg-mol/h	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	652,5	412,9	n/a	n/a	n/a	n/a
Peso molecolare		n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	18,8	18,0	n/a	n/a	n/a	n/a
Densità attuale	kg/m ³	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	0,1	5,0	n/a	n/a	n/a	n/a
Densità standard	kg/m ³	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	0,8	0,8	n/a	n/a	n/a	n/a
CP	kJ/kg-c	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	1,9	2,1	n/a	n/a	n/a	n/a
Conducibilità termica	w/m-k	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	0,0	0,0	n/a	n/a	n/a	n/a
viscosità	cp	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	0,0	0,0	n/a	n/a	n/a	n/a
Z (dalla densità)		n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	1,0	1,0	n/a	n/a	0,0	0,0
CP/CV		n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	1,3	1,3	n/a	n/a	n/a	n/a
Liquido												
Portata massica	kg/h	174.095,3	32.421,7	141.673,6	126.673,6	15.000,0	810,9	n/a	1.500.000,1	1.500.000,1	18.876,0	875,5
Portata molare	kg-mol/h	639,0	119,0	520,0	464,9	55,1	3,4	n/a	83.264,0	83.264,0	1.047,8	3,2
Peso molecolare		272,5	272,5	272,5	272,5	272,5	240,6	n/a	18,0	18,0	18,0	274,6
Densità attuale	kg/m ³	808,2	809,8	809,8	860,5	860,5	846,9	n/a	994,8	992,0	992,5	873,6
Densità standard	kg/m ³	885,9	885,9	885,9	885,9	885,9	886,8	n/a	998,6	998,6	998,6	884,0
CP	kJ/kg-c	2,4	2,4	2,4	2,0	2,0	2,1	n/a	4,2	4,2	4,2	1,7
Conducibilità termica	w/m-k	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	n/a	0,6	0,6	0,6	0,1
Tensione superficiale	dyne/cm	23,5	23,4	23,4	30,0	30,0	27,9	n/a	71,3	70,2	70,4	32,0
Flash Point	c	130,6	130,6	130,6	130,6	130,6	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	130,0

STREAM N.		56	57	58	59	60	61	62	63	64	65	66	67	68	69
		Gas di coda a lavaggio	Gas di coda lavato a forno	MDEA povera a C02	MDEA ricca da C02	Vapore di stripping	BFW a E09	BFW da E09 a E08	MPS prodotto da E08	H2O temp a E10	H2O temp da E10	H2O temp a E12	H2O temp da E12	H2O temp a E11	H2O temp da E11
Fase		Vapore	Vapore	Liquido	Liquido	Vapore	Liquido	Liquido	Vapore	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	c	37,9	45,1	45,0	48,1	300,0	120,0	190,5	199,5	60,0	80,0	60,0	80,0	60,0	80,0
Portata massica	kg/h	771,2	701,3	10.013,3	10.083,1	7.500,0	27.000,0	27.000,0	26.575,6	218.705,8	218.705,8	249.198,0	249.198,0	64.819,6	64.819,6
Portata molare	kg-mol/h	17,7	15,7	320,0	322,0	416,3	1.498,8	1.498,8	1.498,8	12.140,2	12.140,2	13.832,8	13.832,8	3.598,1	3.598,1
Peso molecolare		43,7	44,7	31,3	31,3	18,0	18,0	18,0	18,0	18,0	18,0	18,0	18,0	18,0	18,0
Densità attuale	kg/m ³	2,6	2,5	1002,3	997,2	0,9	943,7	875,6	7,8	981,7	971,0	981,7	971,0	981,7	971,0
Entalpia	m*kcal/h	0,1	0,1	0,3	0,4	5,5	3,2	5,2	18,0	13,1	17,5	14,9	19,9	3,9	5,2
Vapore															
Portata massica	kg/h	771,2	701,3	n/a	n/a	7500,0	n/a	n/a	26.575,6	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Portata molare	kg-mol/h	17,7	15,7	n/a	n/a	416,3	n/a	n/a	1475,2	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Peso molecolare		43,7	44,7	n/a	n/a	18,0	n/a	n/a	18,0	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Densità attuale	kg/m ³	2,6	2,5	n/a	n/a	0,9	n/a	n/a	7,6	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Densità standard	kg/m ³	1,9	2,0	n/a	n/a	0,8	n/a	n/a	0,8	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
CP	kJ/kg-c	1,6	1,6	n/a	n/a	2,0	n/a	n/a	2,1	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Conducibilità termica	w/m-k	0,0	0,0	n/a	n/a	0,0	n/a	n/a	0,0	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
viscosità	cp	0,0	0,0	n/a	n/a	0,0	n/a	n/a	0,0	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Z (dalla densità)		1,0	1,0	n/a	n/a	1,0	n/a	n/a	0,9	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
CP/CV		1,1	1,1	n/a	n/a	1,3	n/a	n/a	1,4	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Liquido															
Portata massica	kg/h	n/a	n/a	10.013,3	10.083,1	n/a	27.000,0	27.000,0	n/a	218.705,8	218.705,8	249.198,0	249.198,0	64.819,6	64.819,6
Portata molare	kg-mol/h	n/a	n/a	320,0	322,0	n/a	1498,8	1498,8	n/a	12.140,2	12.140,2	13.832,8	13.832,8	3.598,1	3.598,1
Peso molecolare		n/a	n/a	31,3	31,3	n/a	18,0	18,0	n/a	18,0	18,0	18,0	18,0	18,0	18,0
Densità attuale	kg/m ³	n/a	n/a	1002,3	997,2	n/a	943,7	875,6	n/a	981,7	971,0	981,7	971,0	981,7	971,0
Densità standard	kg/m ³	n/a	n/a	1020,7	1018,5	n/a	998,6	998,6	n/a	998,6	998,6	998,6	998,6	998,6	998,6
CP	kJ/kg-c	n/a	n/a	3,3	3,3	n/a	4,2	4,5	n/a	4,2	4,2	4,2	4,2	4,2	4,2
Conducibilità termica	w/m-k	n/a	n/a	0,2	0,2	n/a	0,7	0,7	n/a	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7	0,7
Tensione superficiale	dyne/cm	n/a	n/a	64,5	63,7	n/a	55,3	39,8	n/a	66,5	63,0	66,5	63,0	66,5	63,0
Flash Point	c	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a

4.2. Impianto Hydrocracker

L'impianto Hydrocracker (Unità 60), di capacità 3.000 t/g, ad elevata capacità di conversione sarà in grado di lavorare gasolio pesante proveniente dal nuovo impianto Vacuum (MVGGO e/o HVGO), e sarà in grado di incrementare la autoproduzione di diesel, a basso tenore di zolfo(<10 ppm) e a basso contenuto di aromatici (circa 500 kt/anno).

La nuova unità, *two stage with recycle*, sarà composta da una sezione di reazione, una sezione di frazionamento dei prodotti di conversione, da una sezione di trattamento dei prodotti leggeri e degli off gas e da una sezione di recupero ed integrazione di idrogeno.

In Allegato 5 si riportano il lay-out ed i prospetti previsti delle apparecchiature previste dal nuovo progetto di Hydrocracking e dei relativi ausiliari.

I principali prodotti ottenuti sono i seguenti:

- GPL;
- nafta leggera stabilizzata;
- nafta pesante;
- kerosene;
- diesel;
- Unconverted Oil Bleed (UCO).

I sottoprodotti sono i seguenti:

- off gas dal separatore freddo a bassa pressione, ricco di idrogeno;
- fluido utilizzato per il contro lavaggio dei filtri dell'alimentazione;
- off gas dall'assorbitore con sponge oil a rete fuel;
- ammina esausta all'unità di rigenerazione ammine;
- gas acidi dal ricevitore per il degasaggio dell'acqua acida e dell'ammina esausta inviata a unità di rigenerazione ammina;
- acqua acida a sour water stripper;
- acqua di estrazione dai generatori di vapore.

4.2.1. Descrizione delle principali fasi di processo

Di seguito si descrive lo schema di flusso dell'Unità Hydrocracking, come rappresentato nei Diagrammi di Flusso (PFD) riportati in Allegato 6.

Il processo di Hydrocracking prevede le seguenti sezioni:

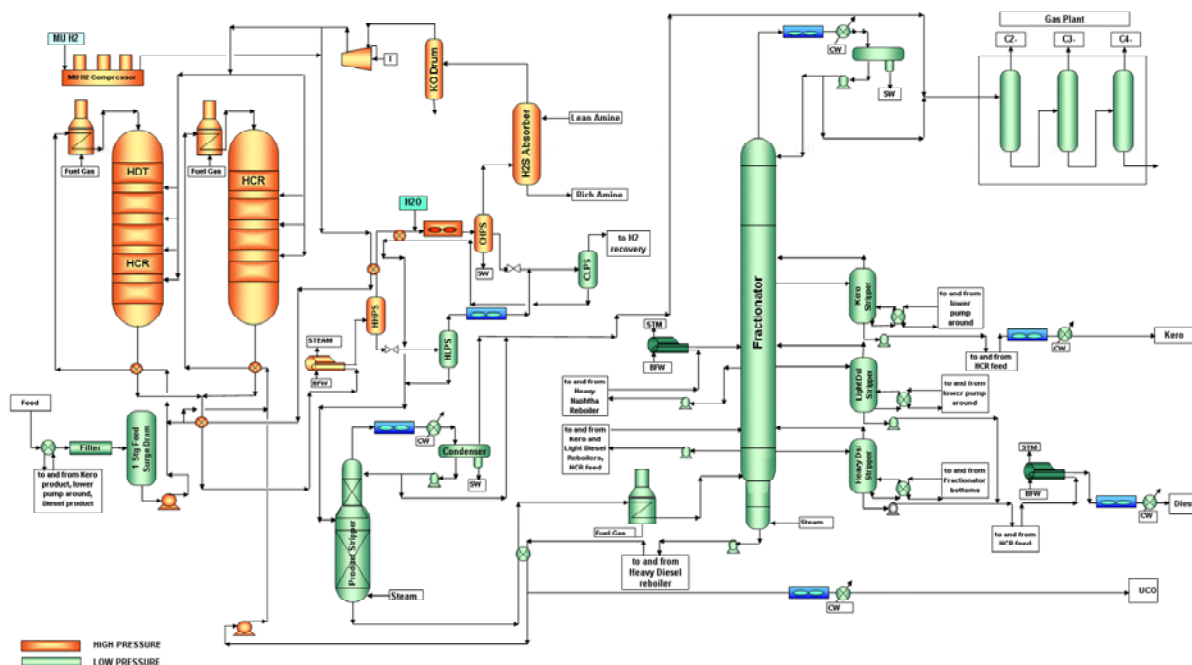
- sezione di reazione;
- sezione di frazionamento;
- sezione di recupero prodotti finali leggeri;
- sezione reintegro idrogeno.

Gli impianti ausiliari sono:

- impianto Recupero Zolfo;
- impianto Steam Reformer;
- Lavaggio amminico;
- Sour Water Stripper;
- circuito chiuso di acqua di raffreddamento;

Di seguito si descrivono sinteticamente le sezioni principali del processo e gli impianti ausiliari. Le principali fasi di lavorazione sono illustrate nello schema in Figura 4-3.

Figura 4-3: Schema Semplicato delle Fasi di Lavorazione del Progetto del nuovo Hydrocracker.



Sistema di alimentazione

La corrente fredda di alimentazione dallo stoccaggio (Vacuum Gas Oil) viene pompata con le pompe di alimentazione 60P01A/B (Pompe di Carica) verso la sezione di reazione, essendo preriscaldata mediante il passaggio in scambiatori di calore in serie nella sezione di frazionamento. L'alimentazione dallo stoccaggio viene riscaldata prima con kerosene nello scambiatore 60E09, poi con diesel nello scambiatore 60E11. L'alimentazione preriscaldata viene poi filtrata in 60FT01 (Feed Filter). Il filtro è costituito da più sezioni in serie/parallelo, ognuna delle quali è periodicamente isolata e lavata mediante controflusso. Come fluido di lavaggio si impiega un'aliquota dell'alimentazione filtrata. L'operazione è controllata da un controllo automatico di sequenza.

Dopo la filtrazione, l'alimentazione fluisce in 60V01 (serbatoio di accumulo di alimentazione filtrata), dal quale è poi inviata ad altissima pressione nel reattore mediante 60P01A/B (Pompe di Carica). La portata minima alla pompa, necessaria per prevenire eventuali guasti meccanici alla stessa, è assicurata mediante un controllo di riciclo di minimo flusso.

L'alimentazione è combinata con una miscela di idrogeno di reintegro e una corrente di gas di riciclo ricca in idrogeno. La corrente combinata di olio e gas viene riscaldata negli scambiatori 60E01A/B (First Stage Reactor feed/effluent Exchangers) e nel forno 60F01 (First Stage Furnace). La temperatura di ingresso forno del primo stadio di reazione è viene controllata regolando la portata di bypass agli scambiatori 60E01A/B affinché si osservi un incremento di temperatura di circa 20°C sul forno. Il mantenimento di questo incremento di temperatura sul forno permette un controllo stabile della temperatura di ingresso al reattore e consente di ridurre velocemente la temperatura di ingresso al reattore in una situazione di emergenza.

Primo Stadio di Reazione

Nel primo stadio di reazione (reattore 60R01) l'alimentazione è trattata con idrogeno e parzialmente convertita in prodotti di reazione, in presenza di catalizzatori. La pressione di ingresso al reattore dovrebbe essere almeno di circa 164 bar(g) per mantenere la pressione parziale dell'idrogeno al valore ottimale. Le reazioni di cracking e di saturazione comportano il rilascio di un significativo quantitativo di calore, che accresce la temperatura dei reagenti. Questa crescita della temperatura incrementa la velocità di reazione. Per controllare l'innalzamento di temperatura e, dunque, l'incremento della velocità di reazione, il catalizzatore è distribuito su cinque letti.

Una corrente di gas di riciclo freddo viene introdotta tra i letti per raffreddare i reagenti e controllare la velocità di incremento della temperatura e la velocità di reazione.

Gli interni del reattore (tra i letti catalitici), sono progettati per assicurare una completa miscelazione dei reagenti con la corrente gassosa di raffreddamento e una buona distribuzione delle correnti di vapore e di liquido che passano al letto catalitico successivo. Una buona distribuzione dei reagenti attraverso il letto catalitico previene punti caldi (localizzati) e massimizza la prestazione e la vita del catalizzatore.

La corrente principale effluente dal reattore consiste di idrocarburi leggeri vaporizzati, idrocarburi leggeri in fase liquida, distillati pesanti non convertiti e un eccesso di idrogeno non consumato nel processo di reazione. La corrente effluente è raffreddata mediante uno scambiatore di calore con l'alimentazione al primo stadio di reazione in 60E01A/B e poi combinata con l'effluente del secondo stadio di reazione.

Secondo Stadio di Reazione

L'alimentazione idrocarburica al secondo stadio di reazione (60R02) proviene dal fondo della colonna di distillazione e consiste in una alimentazione non convertita dai reattori di primo e secondo stadio di reazione. La corrente di fondo della colonna di distillazione viene pompata alla pressione del circuito di reazione dalla pompa di alimentazione del secondo stadio (60P11A/B). E' prevista una portata minima di riciclo per la pompa onde evitare danni meccanici alla stessa. La portata di riciclo ritorna alla colonna di distillazione (60C03).

La corrente di alimentazione è combinata con una miscela di idrogeno di reintegro e una corrente di gas di riciclo ricca in idrogeno. La corrente combinata viene prima riscaldata nello scambiatore 60E02 (Second Stage Reactor Effluent/Feed Gas Exchanger) e poi nel forno 60F02 (Second-stagefurnace).

La temperatura di ingresso forno del secondo stadio è controllata regolando la portata di bypass allo scambiatore 60E02, permettendo il controllo stabile della temperatura di ingresso al reattore e consentendo di ridurre velocemente tale parametro in condizioni di emergenza.

Nel secondo stadio di reazione la corrente di idrocarburi non convertiti è crackata in prodotti leggeri. Gli idrocarburi caldi e la corrente di gas fluiscono nel reattore (60R02) attraverso quattro letti catalitici. Una corrente di gas di riciclo freddo è inviata tra i letti per il controllo della temperatura. Le reazioni del secondo stadio sono simili a quelle del primo stadio di reazione ma poiché i composti a base di zolfo e azoto sono stati già rimossi, nel secondo stadio è sufficiente una temperatura del catalizzatore più bassa. Inoltre il consumo di idrogeno per unità di alimentazione del secondo stadio è più basso rispetto a quello del primo stadio, con la conseguenza di avere un calore di reazione più basso. Ne consegue che la portata di gas di raffreddamento richiesta per il secondo stadio è minore di quella del primo.

La corrente effluente dal secondo stadio di reazione è raffreddata nello scambiatore 60E02 con l'alimentazione del secondo stadio e poi negli scambiatori 60E03A/B con l'alimentazione della colonna di distillazione. La corrente effluente dal secondo stadio di reazione viene poi combinata con la corrente effluente dal primo stadio di reazione.

La corrente effluente combinata viene raffreddata nello scambiatore 60E04A/B con l'alimentazione della colonna di distillazione. L'effluente combinato è poi usato per generare vapore di media pressione [21 bar(g)] in 60E23 prima di essere inviata al separatore di alta pressione caldo HHPS (Hot High Pressure Separator).

Recupero e Ricircolo di Idrogeno

Separatore Caldo ad Alta Pressione (HHPS)

La corrente effluente dal loop di reazione entra in HHPS (60V02) dove la fase vapore viene separata dalla fase liquida. Il vapore effluente è raffreddato da una serie di scambiatori di calore e poi sottoposto a flash in un separatore freddo ad alta pressione (CHPS) per separare la corrente gassosa ricca di idrogeno che viene riciclata nuovamente ai reattori. Il liquido effluente da HHPS è sottoposto ad una caduta di pressione ed inviato alla sezione di frazionamento per il recupero dei prodotti.

Vapore in Uscita da HHPS

Il vapore da HHPS viene raffreddato nello scambiatore 60E05 con la corrente di idrocarburi liquidi proveniente dal CLPS (Separatore freddo a bassa pressione) e in 60E06 mediante scambio termico con la corrente di idrogeno di reintegro e gas di riciclo. La corrente parzialmente condensata poi fluisce nel refrigerante ad aria 60EA01 (HHPS Vapor Air Cooler).

Per prevenire depositi di bisolfuro di ammonio nei tubi del refrigerante ad aria è continuamente iniettata dell'acqua nella tubazione in ingresso a questa apparecchiatura.

Piccole concentrazioni di ammoniaca (NH_3) e solfuro di idrogeno (H_2S), che si formano nel reattore dall'azoto e dallo zolfo contenuti nell'alimentazione, possono dar luogo a sali di bisolfuro di ammonio (NH_4HS) alle temperature del refrigerante ad aria.

Questi solidi possono depositarsi nei tubi del refrigerante ad aria, ridurre lo scambio di calore e infine tapparli.

Poiché il bisolfuro di ammonio è solubile in acqua, la presenza continua di acqua solubilizzerà il bisolfuro di ammonio che si è formato prevenendo la deposizione di solidi di questo sale nei tubi del refrigerante ad aria.

La sorgente di acqua di iniezione è costituita dal condensato proveniente dall'accumulare di testa del frazionatore (60V13).

Poiché l'acqua dall'accumulare di testa del frazionatore non è sufficiente a fornire tutta l'acqua di iniezione, bisogna garantire una sorgente alternativa, come per esempio acqua acida strippata proveniente dal di fuori dei limiti di batteria impianto, che vada a reintegrare l'acqua dalla testa frazionatore. L'acqua di iniezione è raccolta nell'accumulatore dell'acqua di iniezione (60V08) prima di essere pompata alla repressione del circuito di reazione dalle pompe 60P13A/B.

Lo scambiatore 60EA01 (HHPS Vapor Air Cooler) raffredda l'effluente a 50 °C per massimizzare il recupero di idrocarburi liquidi dal vapore. L'effluente raffreddato viene separato in vapore ricco di idrogeno, idrocarburi liquidi e fase acquosa nel separatore freddo ad alta pressione 60V04 (CHPS).

La corrente di acqua acida contenente circa l'8% in peso di bisolfuro di ammonio viene sottoposta a un salto di pressione e inviata al ricevitore di degassaggio per flash dell'acqua acida 60V09 (Sour Water Degassing Flash Drum) per separare la fase gas

dall'acqua. Sia la corrente gassosa che quella di acqua sono inviate ad un'unità di trattamento acque acide.

La corrente liquida di idrocarburi è combinata con il vapore proveniente dal separatore di bassa pressione caldo 60V03 (HLPS), raffreddata nel refrigerante ad aria (60EA02) dell'alimentazione al separatore di bassa pressione freddo (CLPS) e alimentata al CLPS (60V05).

Il gas di riciclo ricco di idrogeno è mandato al separatore centrifugo ad alta pressione (60V06) per garantire che non si verifichi trascinamento di liquido. Il gas è poi lavato con soluzione amminica in un assorbitore di H₂S (60C01) per rimuovere l'idrogeno solforato. La corrente di ammina “ricca” è sottoposta ad un salto di pressione e inviata al ricevitore di flash dell'ammina (60V11).

Una volta che la corrente ricca di idrogeno è stata lavata nell'assorbitore di H₂S, viene inviata al ricevitore abbattitore di liquido 60V07 (Recycle Gas Compressor K. O. Drum) dove il gas viene separato da eventuale liquido trascinato prima di entrare nel compressore del gas di riciclo (60K01— Recycle Gas Compressor). La linea di aspirazione del compressore del gas di riciclo è tracciata a caldo per assicurare un vapore libero di liquido. Il compressore 60K01 fornisce il gas di riciclo al loop di reazione a circa 180 bar(g). Una linea di spurgo per eliminare il metano e gli altri gas leggeri dalla corrente di riciclo è posizionata a monte del compressore affinché si conservi un'alta concentrazione di idrogeno. Un'alta pressione parziale dell'idrogeno nei reattori accresce la velocità di reazione e decresce la velocità di disattivazione del catalizzatore.

Parte del gas in mandata dal compressore di riciclo è inviato ai reattori come corrente di raffreddamento per controllare la temperatura di reazione. Il gas di riciclo non impiegato come fluido di raffreddamento viene combinato con l'idrogeno di reintegro per costituire l'alimentazione gassosa del reattore.

L'unità Hydrocracker richiede un supplemento continuo di idrogeno di reintegro ad alta pressione. Oltre ad essere consumato chimicamente, l'idrogeno si allontana dal sistema nella corrente gassosa in uscita dal separatore di bassa pressione freddo CLPS (60V05) per essere eventualmente recuperato in un'unità di purificazione a membrana, come idrogeno disciolto nell'alimentazione della colonna di distillazione, come gas di spurgo per il controllo della pressione, oltre a disperdersi a causa di perdite del sistema. L'idrogeno di reintegro è alimentato alla pressione del circuito di reazione nella sezione di compressione del gas di reintegro.

Liquido da HHPS

Gli idrocarburi liquidi in uscita da HHPS sono sottoposti ad un salto di pressione attraverso la turbina di recupero energetico (60TP01) e poi vengono sottoposti a flash in HLPS (60V03). Il vapore da HLPS viene combinato con il liquido proveniente da CHPS e raffreddato nel refrigerante ad aria (60EA02) dell'alimentazione al CLPS fino a 50°C. La corrente raffreddata viene poi sottoposta a flash in CLPS (60V05).

La bassa temperatura e la bassa pressione di flash in CLPS permettono il rilascio dell'idrogeno in eccesso che viene inviato all'assorbitore di H₂S del vapore proveniente da CLPS, 60C12. Il vapore del CLPS viene lavato con gasolio nella sezione di testa del CLPS per minimizzare il contenuto di GPL e nafta all'unità di recupero idrogeno. Tutta la fase acquosa che si accumula in CLPS (a causa dei trascinalenti di acqua negli idrocarburi liquidi di CHPS) è mandata al ricevitore 60V09 (Sour Water Degassing Drum).

Il liquido da CLPS è riscaldato mediante scambio di calore con il vapore da HHPS nello scambiatore di calore 60E05 prima di combinarsi con il liquido da HLPS per formare la corrente di alimentazione dello stripper (60C02).

Sezione di frazionamento

La colonna di stripping, la colonna di frazionamento atmosferico e gli stripper dei tagli laterali della colonna di frazionamento sono progettati per separare la corrente liquida dalla sezione di reazione nei prodotti desiderati tragguardando le specifiche richieste dei prodotti.

Stripper del Prodotto e Frazionatore

Le correnti di idrocarburi provenienti da HLPS (60V03) e CLPS (60V05) sono inviate allo stripper (60C02) dove H₂S, GPL e parte delle nafte vengono rimosse dall'aliquota dei derivati petroliferi più pesanti. Il vapore di testa viene parzialmente condensato nel refrigerante ad aria del prodotto di testa stripper (Product Stripper Overhead Air Cooler 60EA03) e inviato al ricevitore di testa stripper (60V12). Il vapore anzidetto e parte delle condense, pompate da 60P02A/B, sono inviati alla sezione di recupero prodotti leggeri. Il rimanente liquido viene inviato allo stripper come riflusso. L'acqua acida dall'accumulatore di testa stripper è mandata al ricevitore 60V09 (Sour Water Degassing Drum) nella sezione di reazione.

Poiché lo stripper lavora a una pressione di 14 bar(g) non si presenta la necessità di utilizzare un compressore per comprimere il vapore di testa prima che venga mandato alla sezione di recupero dei prodotti leggeri. In aggiunta, la corrente di vapore per lo stripping è una corrente di vapore surriscaldato a media pressione.

Il prodotto di fondo dello stripper è prima riscaldato tramite scambio termico con la corrente degli effluenti combinati dai reattori nello scambiatore 60E04A/B, con l'effluente dal secondo stadio di reazione nello scambiatore 60E03A/B, quindi è riscaldato nello scambiatore fondo/alimentazione frazionatore 60E29 e infine nel forno di alimentazione frazionatore 60F03 prima di entrare in colonna di frazionamento (60C03) in zona flash tra i piatti 10 e 11. Il progetto della colonna di frazionamento prevede 54 piatti a valvola.

Il vapore di testa da 60C03 è parzialmente condensato nel refrigerante ad aria della testa frazionatore (60EA04) e totalmente condensato nel refrigerante ad acqua 60E28 quindi è inviato al ricevitore di testa colonna (60V13). Parte del liquido del ricevitore (nafta leggera) è mandato alla sezione di recupero dei prodotti leggeri mediante pompa 60P15A/B. La parte rimanente del liquido del ricevitore è mandata alla colonna di

frazionamento come riflusso mediante la pompa 60P14A/B. L'acqua separata nel ricevitore è inviata mediante pompa 60P16A/B all'accumulatore dell'acqua di iniezione (60V08) nella sezione di reazione.

Sono previsti nove piatti per la separazione della nafta pesante dal vapore di testa colonna. Una parte di liquido viene prelevato dal piatto 46 e inviato allo stripper (60C04) della nafta pesante. Questa è una colonna con 10 piatti con un ribollitore a termosifone (60E07), che scambia calore con il diesel di “pumparound”. Il vapore di testa viene reinviato alla colonna di frazionamento sotto il piatto 48. I prodotti di fondo dello stripper sono pompato dalla pompa della nafta pesante (60P04A/B) per raggiungere la pressione dei limiti di batteria impianto ed essere inviati alla sezione di recupero dei prodotti leggeri dove si uniscono alla nafta pesante recuperata in tale sezione.

Sono previsti dieci piatti per la separazione del kerosene e della nafta pesante. Una parte di liquido viene estratto dal piatto 36 e inviato allo stripper del kerosene (60C05). Anche questa colonna è fornita di 10 piatti a valvole con un ribollitore a termosifone (60E08), che scambia calore con il diesel di “pumparound”. Il vapore di testa è reinviato alla colonna di frazionamento sotto il piatto 38. Il prodotto di fondo dello stripper viene pompato dalla pompa del kerosene (60P05A/B) e raffreddato nello scambiatore kerosene/alimentazione fresca (60E09), nel refrigerante ad aria (60EA14) e nel refrigerante ad acqua (60E10). Il kerosene raffreddato può essere mandato a stoccaggio Jet fuel oppure essere miscelato nel gasolio prodotto.

Sono previsti nove piatti per la separazione del diesel e del kerosene. Una parte di liquido è prelevato e suddiviso in liquido di “pumparound” e alimentazione allo stripper del gasolio (60C06). Questa colonna è fornita di 10 piatti a valvole e lo strippaggio è effettuato tramite vapore a bassa pressione surriscaldato. Il vapore di testa è reinviato nel frazionatore al di sotto del piatto 28. Il fondo stripper è pompato dalla pompa del diesel (60P06) e raffreddato nello scambiatore gasolio/alimentazione fresca (60E11), nel ribollitore della deetanizzatrice (60E18) e nello scambiatore nafta leggera/gasolio (60E26).

Il diesel è ulteriormente raffreddato nel refrigerante ad aria 60EA16 (Diesel Vacuum Dryer Aircooler) prima di essere inviato in 60C14, essiccatore sottovuoto del diesel (Diesel Vacuum Dryer). In esso l'acqua trasportata con il diesel dal fondo dello stripper laterale viene sottoposta a flash. Il diesel trasportato dall'acqua sottoposta a flash in testa all'essiccatore viene recuperato e reinviato alla colonna di frazionamento dalle pompe 60P29/B (Slop Oil Pump). Nella colonna 60C14 sono previsti quattro piatti del tipo a doccia per assicurare la separazione del vapore acqueo dal liquido in condizioni di vuoto. Il gasolio essiccato dal fondo colonna è pompato dalle pompe del gasolio prodotto (60P28A/B) per essere raffreddato nel refrigerante ad aria del gasolio (60EA15) e quindi essere ulteriormente raffreddato nel refrigerante ad acqua del gasolio (60E12) prima di essere inviato al di fuori dei limiti di batteria impianto. La pompa 60P28B è progettata per essere usata come riserva sia della pompa del gasolio (60P06) sia della pompa del gasolio prodotto (60P28A). Una parte del gasolio prodotto è rinviata come gasolio di lavaggio al 60V05 tramite le pompe 60P21A/B.

Il profilo in colonna di frazionamento è parzialmente controllato dal quantitativo di calore rimosso dal pumparound del gasolio. La corrente di pumparound del gasolio fornisce il calore ai ribollitori dello stripper del kerosene, allo stripper della nafta pesante e alle due colonne nella sezione di recupero dei prodotti leggeri: la colonna splitter nafta (60C10) e la colonna stabilizzatrice della nafta (60C09). Al fine di mantenere costante la rimozione di calore dal pumparound, questa corrente è inviata al generatore di vapore del gaolio di pumparound (60E25) prima di rientrare in colonna di frazionamento all'altezza del piatto 27.

Il fondo del frazionatore è pompato dalle pompe del fondo frazionatore (60P03A/B) e raffreddato per scambio termico nello scambiatore fondo/alimentazione (60E29) prima di essere alimentato al secondo stadio di reazione. Una corrente di spurgo di piccola portata (circa 4.5 % della alimentazione all'impianto) è inviata al di fuori dei limiti di batteria impianto per controllare l'accumulo di idrocarburi policiclici aromatici nel circuito di riciclo impianto. La corrente di spurgo è raffreddata nel refrigerante ad aria degli idrocarburi non convertiti (60EA05 unconverted oil air cooler) prima di essere inviata al di fuori dei limiti di batteria.

Poiché la portata della corrente di spurgo è piccola, 60EA05 non è sufficiente a raffreddare larghe portate di idrocarburi dal fondo frazionatore; ciò avviene durante l'avviamento. Queste grandi portate di idrocarburi sono raffreddate nel refrigerante ad aria per l'avviamento (60EA06).

Sezione di Recupero Prodotti Finali Leggeri

La sezione di recupero dei prodotti leggeri è stata progettata per ricevere il gas acido e la nafta non stabilizzata provenienti dalla sezione di frazionamento per produrre fuel gas, GPL, nafta leggera e nafta pesante.

Frazionamento dei Prodotti Leggeri

La corrente combinata liquida e gassosa proveniente dal ricevitore di testa stripper 60V12 è inviata, passando attraverso il refrigerante ad aria di testa deetanizzatrice 60EA07 e attraverso il refrigerante ad acqua di testa deetanizzatrice 60E17 nel ricevitore di testa deetanizzatrice 60V14 (Deethanizer Reflux Drum). L'acqua acida viene mandata nel sistema vuoto dell'essiccatore gasolio 60PK01.

Il vapore dal ricevitore di testa deetanizzatrice (60V14) è alimentato al fondo dell'assorbitore con olio di lavaggio 60C08 (Sponge Oil Absorber). L'assorbitore con olio di lavaggio è costituito da due letti a riempimento. La nafta pesante dalla colonna di frazionamento (60C03) viene raffreddata in 60EA11 prima di essere alimentata in testa alla colonna di assorbimento (sponge absorber) per garantire un buon recupero di GPL. La corrente combinata viene mandata attraverso il refrigerante di testa assorbitore con olio di lavaggio 60E16 (sponge oil absorber overhead cooler) al ricevitore di testa assorbitore 60V15 (sponge oil absorber reflux drum). Il vapore uscente dal ricevitore 60V15 è inviato a trattamento gas acidi. La corrente di fondo della colonna di assorbimento è pompata da 60P18A/B e si unisce al liquido e al vapore provenienti dal ricevitore di testa stripper e al vapore di testa deetanizzatrice; la corrente viene quindi

raffreddata nel refrigerante ad aria di testa deetanizzatrice 60EA07 nel refrigerante ad acqua 60E17 e inviata al ricevitore di testa deetanizzatrice (deethanizer reflux drum).

Il liquido proveniente dal ricevitore di testa deetanizzatrice (60V14) è pompato dalle 60P07A/B in testa alla deetanizzatrice 60C07. La deetanizzatrice è progettata con 30 piatti a valvole. La colonna è dotata di un ribollitore a termosifone (60E18) che scambia calore con il diesel prodotto. La corrente di fondo deetanizzatrice viene unita con la nafta leggera della colonna di frazionamento e inviata alla stabilizzatrice 60C09 (naphtha stabilizer).

La stabilizzatrice 60C09 rimuove il GPL dalla nafta. La stabilizzatrice è progettata con 36 piatti a valvola con l'alimentazione che entra all'altezza del piatto 19. Anche questa colonna è dotata di un ribollitore a termosifone (60E20) che scambia calore con il diesel di “pumparound” proveniente dalla colonna di frazionamento.

La corrente gassosa di testa stabilizzatrice è totalmente condensata nel refrigerante ad aria 60EA08 (Naphtha Stabilizer Overhead Air Cooler). Il GPL viene pompato dal ricevitore di testa stabilizzatrice 60V16 (Naphtha Stabilizer Reflux Drum) mediante le pompe 60P09A/B attraverso il refrigerante ad acqua 60E19 al sistema di trattamento del GPL. Parte del GPL condensato è rinviato alla stabilizzatrice come riflusso.

La corrente di fondo della stabilizzatrice nafta è inviata allo splitter della nafta (60C10). Lo splitter separa la nafta in nafta leggera (C5/C6) e nafta pesante. La colonna è progettata con 50 piatti a valvola con l'alimentazione che entra all'altezza del piatto 25. La nafta leggera dal ricevitore di testa 60V17 (naphtha splitter reflux drum) è pompata (60P10A/B) allo stoccaggio di Raffineria al di fuori dei limiti di batteria. Parte della nafta leggera viene inviata allo splitter come corrente di riflusso. Prima di essere inviata a stoccaggio la nafta leggera viene mandata nell'adsorbitor zolfo della nafta leggera 60R03 (Light Naphtha Sulfur Sorber) per rimuovere le tracce di mercaptani e H₂S. Poiché 60R03 necessita di lavorare ad elevate temperature la nafta leggera, prima di entrare nell'apparecchiatura in esame, viene riscaldata in 60E26 dal diesel prodotto. Dopo il passaggio nel sistema di adsorbimento zolfo, la nafta leggera prodotta viene raffreddata alla temperatura richiesta ai limiti di batteria nel refrigerante ad aria 60EA12 (Light Naphtha Air Cooler) e nel refrigerante ad acqua 60E21 (Light Naphtha Trim Cooler).

La nafta pesante dallo stripper viene unita con la nafta pesante in uscita dalla colonna di frazionamento e inviata all'adsorbitor zolfo della nafta pesante 60R04 (Heavy Naphtha Sulfur Sorber) per rimuovere le tracce di mercaptani e H₂S. La nafta pesante prodotta è raffreddata nel refrigerante ad aria 60EA13 (*Heavy Naphtha Air Cooler*) e nel refrigerante ad acqua 60E24 (*Heavy Naphtha Trim Cooler*) prima di esser mandata a stoccaggio al di fuori dei limiti di batteria.

Trattamento del GPL con Ammina

Il GPL raffreddato proveniente dalla stabilizzatrice della nafta è inviato alla colonna di lavaggio con ammina 60C11 (GPL Amine Scrubber) dove è messo in contatto con una soluzione di ammina povera raffreddata nel refrigerante ad acqua 60E27 (lean amine

trim cooler). Lo scrubber del GPL con soluzione amminica, unitamente al lavaggio del GPL con soluzione caustica (GPL caustic washer), è realizzato per raggiungere le specifiche di prodotto richieste in termini di contenuto di zolfo, H₂S e di corrosione su lamina di rame del GPL.

Il GPL non trattato entra dal fondo del lavatore amminico e il GPL desolfurato esce dalla testa dello stesso. La soluzione di ammina povera è alimentata in testa allo scrubber e in controcorrente contatta la corrente di GPL non trattato per poi uscire dal fondo dello scrubber. Il GPL desolfurato prodotto è inviato al lavatore sodico del GPL 60V23 (GPL Caustic Washer), attraverso il decantatore 60V22 (GPL Settler), per rimuovere quantitativi in tracce di H₂S e mercaptani. Nel decantatore di GPL (60V22), il GPL desolfurato viene lavato con acqua in ricircolo per rimuovere qualunque trascinarsi di ammina. La corrente di ammina ricca è inviata al ricevitore di flash delle ammine ricche (60V11).

Il GPL desolfurato con tracce di H₂S/mercaptani dallo scrubber viene alimentato al lavaggio caustico 60V23. La soda è miscelata con il GPL prima che esso entri nel recipiente di lavaggio caustico e la miscela viene inviata in un miscelatore statico e in una valvola di miscelazione. La soda si lega velocemente con i composti a base di zolfo, lasciando che dalla testa del lavatore esca unicamente GPL. Il GPL trattato viene poi lavato con acqua demineralizzata in 60V25 (Water Washer Drum) per rimuovere le tracce di soda e di composti a base di zolfo eventualmente presenti. Il GPL desolfurato è poi mandato nel ricevitore coalescer 60V26 per eliminare l'acqua. L'acqua demineralizzata viene pompata nel 60V25 di lavaggio dall'accumulatore 60V24 (Water Washer Feed Drum).

La soda esausta è periodicamente inviata al degasatore della soda (60V27) per rimuovere i composti volatili prima di essere pompata (60P25) al di fuori dei limiti di batteria. Soda fresca viene aggiunta al sistema di lavaggio perché si conservi la concentrazione e la portata in circolo della soluzione caustica.

Trattamento Gas in Uscita con Ammina

Il gas di testa assorbitore con olio di lavaggio (Sponge Oil Absorber) viene mandato nel ricevitore 60V30 (Sponge oil H₂S Absorber KO drum) per evitare trascinarsi di liquido. Il gas viene lavato con ammina in una colonna di assorbimento di H₂S (60C13) per rimuovere l'idrogeno solforato. Il gas lavato nell'assorbitore di H₂S entra nel separatore 60C13 (Sponge oil offgas KO drum) dove eventuali tracce di liquido trascinato vengono separate dal gas prima dell'invio in rete fuel gas. La corrente di ammina ricca è mandata in 60V11 (Rich Amine Flash Drum).

Il vapore del CLPS 60V05 dalla sezione di reazione è inviato nel ricevitore abbattitore di liquido 60V28 (CLPS Vapor H₂S Absorber KO Drum) per garantire che non ci siano trascinarsi di liquido. Il gas viene poi lavato con ammina in un assorbitore amminico 60C12 (H₂S Absorber) per rimuovere l'H₂S. Il gas lavato entra nel ricevitore abbattitore di liquido 60V29 (CLPS Vapor off gas KO drum) dove tutto il liquido eventualmente presente viene separato dal gas prima che sia mandato al di fuori dei limiti di batteria. La corrente di ammina ricca è inviata in 60V11 (Rich Amine Flash Drum).

Sezione Reintegro Idrogeno

L'idrogeno alimentato al processo di Hydrocracking proviene dal nuovo impianto idrogeno di Raffineria. L'idrogeno ad alta purezza si trova ad una pressione di circa 23,5 bar g ed è portato alla pressione adatta ad essere alimentato alla sezione di reazione attraverso compressori alternativi a 3 stadi (2 compressori in marcia su 3).

Il reintegro di idrogeno è combinato con una corrente di gas di riciclo antipompaggio della sezione di compressione prima di essere alimentato all'accumulatore in aspirazione del primo stadio 60V18 (First-stage Suction Drum) dove il eventuale liquido trascinato viene separato dal gas. Dall'accumulatore il gas viene suddiviso tra i treni di compressione in parallelo.

In ogni treno, il gas viene compresso nel primo stadio del compressore dell'idrogeno di reintegro (60K02) a 46,5 bar(g) e poi raffreddato a 38 °C nello scambiatore ad acqua interstadio. Il liquido condensato eventualmente presente è separato dal gas nel ricevitore abbattitore di liquido del secondo stadio 60V19 (Second-stage Suction Drum). Il gas è ulteriormente compresso in modo simile nel secondo e terzo stadio di compressione fino al raggiungimento della pressione desiderata nella sezione di reazione. L'eccesso di idrogeno non richiesto dalla sezione di reazione viene riciclato in ingresso alla sezione di compressione attraverso una linea di riciclo passando attraverso lo scambiatore refrigerante 60E13 (spillback cooler).

4.2.2. Sistemi Complementari all'unità Hydrocracker

Sistema di pre-riscaldamento dell'aria

I tre forni dell'unità saranno dotati di sistemi di preriscaldamento che consentiranno di raggiungere un'efficienza di combustione pari al 90%.

4.2.3. Specifiche della Carica d'impianto

La materia prima principale utilizzata quale carica al processo è rappresentata da Heavy Vacuum Gas Oil (HVGO). Le caratteristiche dell'HVGO vengono presentate nella tabella di seguito riportata:

Tabella 4-10: Specifiche della carica di impianto Hydrocracker

Caratteristiche	U.d.m.	HVGO
Peso Specifico@ 15 °C		0,92
Contenuto di zolfo	wt%	2
Azoto Totale	ppm wt	2.000

L'altra materia prima utilizzata è l'idrogeno utilizzato nei processi di desolfurazione e denitrificazione e cracking. Le caratteristiche dell'H₂ di make up vengono presentate nella tabella di seguito riportata.

Tabella 4-11: Caratteristiche dell’H₂ di make-up

Caratteristiche	Condizioni operative tipiche
Idrogeno, Vol%, Min.	99,5
Metano + He, Vol%, Max.	Balance
N ₂ , ppmvol, Max	1.000
CO+CO ₂ , ppmvol, Max	10
Sorgente	Nuovo Steam Reformer

Viene inoltre consumato combustibile (fuel gas) che alimenta i forni di primo e secondo stadio e il forno del frazionatore. Il consumo stimato è di circa 2,3 t/h di fuel gas opportunamente integrato con metano.

4.2.4. Specifiche dei Prodotti d’impianto

Tabella 4-12: Specifiche dei prodotti di impianto Hydrocracker

Caratteristiche	U.d.m	Light Nafta		Heavy Nafta		Kerosene/Jet Fuel		Diesel		Diesel/Kerosene		Unconvert, oil	
		SOR	EOR	SOR	EOR	SOR	EOR	SOR	EOR	SOR	EOR	SOR	EOR
Specific Gravity			0,675	0,675	0,763	0,764	0,806	0,807	0,825	0,825	0,825	0,825	0,845
P/N/A	vol%	vol%	85/14/1	85/13/2	51/45/4	51/42/7	/	/	/	/	/	/	/
Benzene	vol%	vol%	<1	<1	<0,1	<0,1	/	/	/	/	/	/	/
Zolfo	ppmwt	ppmwt	<0,5	<0,5	<0,5	<0,5	<5	< 8	<5	<8	<5	<8	<10
Azoto	ppmwt	ppmwt	<0,5	<0,5	<0,5	<0,5	<1	<1	<1	<1	/	/	<1
C4		vol%	<0,5	<0,5	/	/	/	/	/	/	/	/	/
RON			78	78	56	56	/	/	/	/	/	/	/
MON			76	76	54	54	/	/	/	/	/	/	/
Flash Point	°C	°C	/	/	/	/	>58	>58	>95	>95	>58	>58	>100
Pour Point	°C	°C	/	/	/	/	<-50	<-50	<-15	<-15	/	/	35
Freeze Point	°C	°C	/	/	/	/	<-50	<-50	/	<-50	/	/	/
Smoke Point	mm	mm	/	/	/	/	27	26	/	26	/	/	/
Aromatics	wt%	wt%	/	/	/	/	5	8	7	8	<7	8	6
Cetane Number			/	/	/	/	44	43	67	66	56	56	/
Polyaromatics	wt%	wt%	/	/	/	/	/	/	/	/	1	1	/
Viscosità @50°C		cSt	/	/	/	/	/	/	2,6	2,6	/	/	/
Water Content	ppmwt	ppmwt	/	/	/	/	/	/	<50	<50	<50	<50	/
Poly-Aromatics	wt%	wt%	/	/	/	/	<1	<1	1	1	/	/	/
Viscosità @100°C		cSt	/	/	/	/	/	/	/	/	/	/	5,6

4.2.5. Apparecchiature Principali

Tabella 4-13: Apparecchiature nuova unità Hydrocracker

Sigla	Servizio
Reattori	
60R01	First-Stage Reactor
60R02	Second-Stage Reactor
60R03	Light Naphtha Sulfur Sorber
60R04	Heavy Naphtha Sulfur Sorber
Colonne	
60C01	H ₂ s Absorber
60C02	Product Stripper
60C03	Product Fractionator
60C04	Heavy Naphtha Stripper
60C05	Kerosene Stripper
60C06	Diesel Stripper
60C07	Deethanizer
60C08	Sponge Oil Absorber
60C09	Naphtha Stabilizer
60C10	Naphtha Splitter
60C11	Gpl Amine Scrubber
60C12	Clps Vapor H ₂ S Absorber
60C13	Sponge Oil Off gas H ₂ S Absorber
60C14	Diesel Vacuum Drier
Vessel	
60V01	Filtered Feed Surge Drum
60V02	Hot High Pressure Separator (HHPS)
60V03	Hot Low Pressure Separator (HLPS)
60V04	Cold High Pressure Separator (CHPS)
60V05	Cold Low Pressure Separator (CLPS)
60V06	High Pressure Centrifugal Separator
60V07	Recycle Gas Compressor K.O. Drum
60V08	Injection Water Drum
60V09	Sour Water Degassing Flash Drum
60V10	Lean Amine Surge Drum
60V11	Rich Amine Flash Drum
60V12	Product Stripper Reflux Drum
60V13	Fractionator Reflux Drum
60V14	Deethanizer Reflux Drum
60V15	Sponge Oil Absorber Reflux Drum
60V16	Naphtha Stabilizer Reflux Drum

Sigla	Servizio
60V17	Naphtha Splitter Reflux Drum
60V18	First-Stage Suction Drum
60V19A	Second-Stage Suction Drum
60V19B	Second-Stage Suction Drum
60V19C	Second-Stage Suction Drum
60V20A	Third-Stage Suction Drum
60V20B	Third-Stage Suction Drum
60V20C	Third-Stage Suction Drum
60V21	Backwash Oil Surge Drum
60V22	GPL Settler
60V23	Caustic Washer Drum
60V24	Water Washer Feed Drum
60V25	Water Washer Drum
60V26	GPL Coalescer
60V27	Caustic Degasser
60V28	CIPS Vapor H ₂ S Absorber KO Drum
60V29	CIPS Vapor Off Gas KO Drum
60V30	Sponge Oil Vapor H ₂ S Absorber KO Drum
60V31	Sponge Oil Off gas KO Drum
60V32	Hydrocarbon Closed Drain Drum
60V33	Fuel Gas K.O. Drum
60V34	Diesel drier Vacuum System Condensate Receiver
60V35	LP Pressure Blowdown Drum
Compressori	
60K01	Recycle Gas Compressor
60K02 A/B/C	Make-Up Hydrogen Compressor
Turbine A Vapore	
60TK01	Recycle Gas Compressor Turbine
60TK03 A	Fractionator Bottom Pump Turbine
60TK14 A	Fractionator Reflux Pump Turbine
60TK17 A	Diesel Pumparound Pump Turbine
60TK28 A	Diesel Product Pump Turbine
Pompe	
60P01 A/B	First-Stage Feed Pumps
60TP01	Power Recovery Turbine
60P02 A/B	Product Stripper Reflux Pumps
60P03 A/B	Fractionator Bottom Pumps
60P04 A/B	Heavy Naphtha Pumps
60P05 A/B	Kerosene Pumps
60P06 A/B	Diesel Pumps
60P07 A/B	Deethanizer Reflux Pumps
60P08 A/B	Sponge Oil Absorber Pumps

Sigla	Servizio
60P09 A/B	Naphtha Stabilizer Reflux Pumps
60P10 A/B	Naphtha Splitter Reflux Pumps
60P11 A/B	Second-Stage Feed Pumps
60P12 A/B	Hp Lean Amine Pumps
60P13 A/B	Injection Water Pumps
60P14 A/B	Fractionator Reflux Pumps
60P15 A/B	Fractionator Ovhd Light Naphtha Pumps
60P16 A/B	Fractionator Ovhd Sour Water Pumps
60P17 A/B	Diesel Pumparound Pumps
60P18 A/B	Sponge Oil Absorber BTNS Pumps
60P19 A/B	Naphtha Splitter Bottoms Pumps
60P20 A/B	Backwash Oil Pumps
60P21 A/B	Diesel Sponge Oil Pumps
60P22 A/B	GPL Settler Water Circulation Pumps
60P23 A/B	Caustic Washer Circulation Pumps
60P24 A/B	Water Washer Feed Pumps
60P25	Degassed Caustic Pump
60P26	Makeup Caustic Pump
60P27 A/B	LP Lean Amine Pumps
60P28 A/B	Diesel Product Pumps
60P29 A/B	Slop Oil Pumps
60P30 A/B	Hot Well Water Pumps
60P31 A/B	Rich Amine Pumps
60P32A/B	Hydrocarbon Closed Drain Pumps
Scambiatori	
60E01A/B	First-Stage Reactor Feed / Effluent Exchangers
60E02	Second-Stage Reactor Feed / Effluent Exchanger
60E03A/B	Second-Stage Reactor Effluent / Fractionator Feed Exchanger
60E04A/B	Combined Reactor Effluent / Fractionator Feed Exchanger
60E05	Hhps Vapor / Clps Liquid Exchanger
60E06	Hhps Vapor / Feed Gas Exchanger
60E07	Heavy Naphtha Stripper Reboiler
60E08	Kerosene Stripper Reboiler
60E09	Kerosene / Fresh Feed Exchanger
60E10	Kerosene Trim Cooler
60E11	Diesel / Fresh Feed Exchanger
60E12	Diesel Trim Cooler
60E13	Spillback Cooler
60E14A	First Intercooler
60E14B	First Intercooler
60E14C	First Intercooler
60E15A	Second Intercooler

Sigla	Servizio
60E15B	Second Intercooler
60E15C	Second Intercooler
60E16	Sponge Oil Absorber Ovhd Cooler
60E17	Deethanizer Ovhd Trim Cooler
60E18	Deethanizer Reboiler
60E19	GPL Trim Cooler
60E20	Naphtha Stabilizer Reboiler
60E21	Light Naphtha Trim Cooler
60E22	Naphtha Splitter Reboiler
60E23	Combined Reactor Effluent Steam Generator
60E24	Heavy Naphtha Trim Cooler
60E25	Pumparound Steam Generator
60E26	Light Naphta / Diesel Exchanger
60E27	Lean Amine Trim Cooler
60E28	Fractionator Ovhd Trim Cooler
60E29	Fractionator Bottom And Feed Exchanger
60E43	Diesel Drier Vacuum System First Stage Condenser
60E44	Diesel Drier Vacuum System Second Stage Condenser
60E45	Diesel Drier Vacuum System Third Stage Condenser
Air Cooler	
60EA01A/B	HHPs Vapor Air Coolers
60EA02	CLPS Feed Air Cooler
60EA03	Product Stripper Ovhd Air Cooler
60EA04	Fractionator Ovhd Air Cooler
60EA05	Unconverted Oil Air Cooler
60EA06	Start-Up Air Cooler
60EA07	Deethanizer Ovhd Air Cooler
60EA08	Naphtha Stabilizer Ovhd Air Cooler
60EA09	Naphtha Splitter Ovhd Air Cooler
60EA10	Backwash Oil Aircooler
60EA11	Sponge Oil Air Cooler
60EA12	Light Naphtha Air Cooler
60EA13	Heavy Naphtha Air Cooler
60EA14	Kerosene Air Cooler
60EA15	Diesel Air Cooler
60EA16	Diesel Vacuum Drier Air Cooler
Forni	
60F01	First-Stage Furnace
60F02	Second-Stage Feed Furnace
60F03	Fractionator Feed Furnace
Filtri	
60FT01	Feed Filter

Sigla	Servizio
Eiettori	
60J01	Diesel Drier Vacuum System First Stage Ejector
60J02	Diesel Drier Vacuum System Second Stage Ejector
Package	
60PK01	Diesel Vacuum Drier Vacuum System
60PK02	Steam Condenser System
60PK03	Recycle Gas Compressor Lube Oil System
60PK04 A/B/C	Make-Up Hydrogen Compressor Lube Oil System
60PK05	Combustion Air Preheating System
60PK06	Machinery Cooling Water System For Pumps
60PK07	Barrier Fluid Refilling System
60PK08	Neutralization System

4.2.6. Bilanci di materia ed energia

In Allegato 6 si riportano gli schemi di processo in cui sono identificati i bilanci provvisori di materia ed energia.

Gli unici rifiuti solidi addizionali prodotti dalla nuova unità di Hydrocracking sono costituiti dai catalizzatori esausti e dai rifiuti prodotti dalla attività di manutenzione.

Nel processo di Hydrocracking si prevede inoltre l'utilizzo di catalizzatori e di specifici additivi chimici. I catalizzatori vengono rigenerati fuori sito dopo aver completato il normale ciclo di marcia che è stimato essere pari a 2 anni. La durata di tali catalizzatori è pari a 2 cicli di marcia. I consumi di catalizzatore nell'unità sono riportati nella seguente tabella.

Tabella 4-14: Caratteristiche dei catalizzatori dell'impianto Hydrocracker

Fase di utilizzo	Volume (m ³)	Peso (kg)
Letti di guardia	2,1	3.092
Grading per il primo stadio	24	11.432
Hydrotreating e controllo mercaptani	66,2	53.010
Primo stadio di Hydrocracking	82,8	66.339
Secondo stadio di Hydrocracking	129	109.521
Supporto per il primo e secondo stadio	13,1	17.423

I chemicals utilizzati durante la normale marcia impianto sono NaOH (consumo stimato di circa 5 m³/mese) e soluzione amminica utilizzata nei lavaggi amminici. Il consumo della soluzione amminica è ipoteticamente nullo in quanto quest'ultima, rigenerata propriamente, non dovrebbe degradarsi.

4.3. Impianto Steam Reformer

Il nuovo impianto per la produzione di idrogeno avrà una capacità produttiva massima di circa 55.000 Nm³/h di idrogeno puro (4,9 t/h). Oltre all'idrogeno, l'impianto genererà vapore surriscaldato ad alta pressione (42 bar g).

La carica all'impianto potrà essere in alternativa metano proveniente dalla rete Snam Rete Gas, carica mista di metano (30% wt) e GPL (70% wt) o carica totale di GPL (100% wt) a capacità ridotta (pari ad un flusso di idrogeno prodotto di 49.500 Nm³/h).

In Allegato 7 si riportano il lay-out ed i prospetti delle apparecchiature previste dal nuovo impianto Steam Reformer.

L'impianto di produzione idrogeno sarà suddiviso nelle seguenti quattro sezioni principali:

- desolforazione metano;
- Steam Reforming;
- Waste heat recovery/produzione di vapore;
- conversione di CO (shift section);
- stripping del condensato di processo;
- separazione dell'idrogeno (pressure swing adsorption (PSA) unit).

La descrizione delle principali fasi di processo è riportata nel seguente Paragrafo.

Nel processo di Steam Reforming si rende inoltre necessario l'utilizzo di catalizzatori e di specifici additivi chimici.

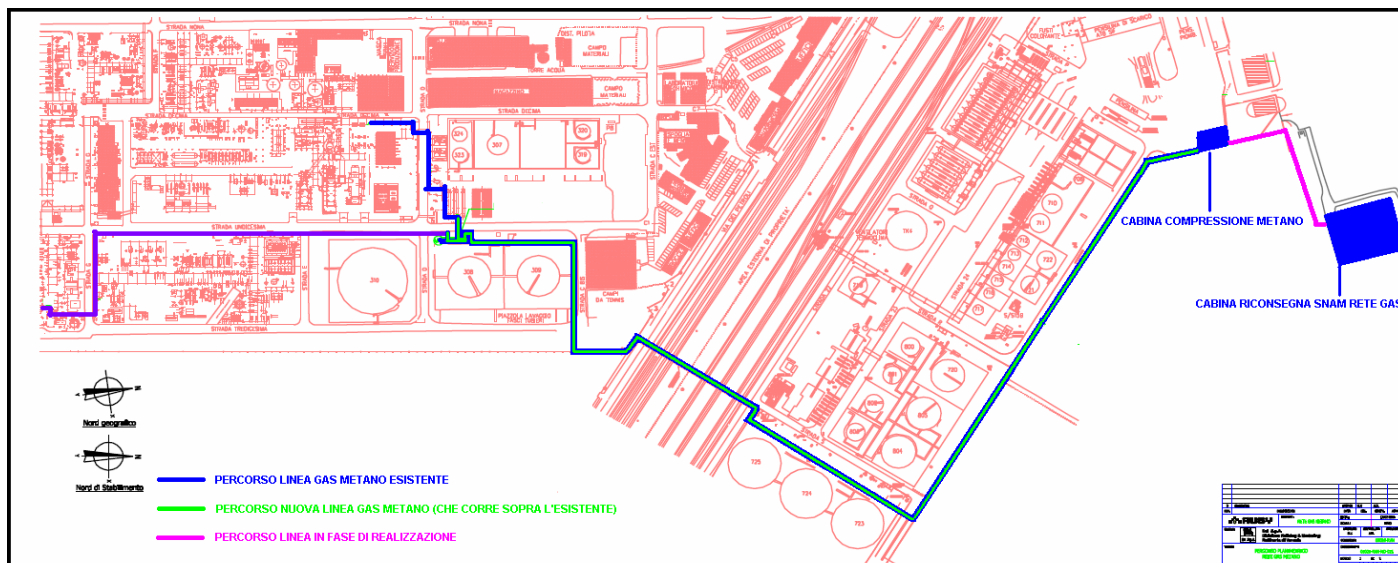
Il metano necessario per il funzionamento dell'impianto sarà approvvigionato mediante gasdotto per il collegamento alla rete Snam Rete Gas.

La linea, di diametro di 8" consentirà l'approvvigionamento di circa 50.000 Nm³/h di metano ad alta pressione. La cabina di decompressione di Raffineria esistente ha una potenzialità di circa 20.000 Nm³/h. Per far fronte al parziale incremento tale cabina verrà sottoposta ai seguenti adeguamenti:

- installazione di una linea di misurazione e di una nuova linea di riduzione all'interno della cabina, di due linee (1 in servizio e 1 spare) dedicate agli impianti esistenti di Raffineria (20 bar) e di ulteriori 2 linee (1 in servizio e 1 spare) per i nuovi impianti (pressione superiore);
- disposizione di un nuovo stacco con valvola di sezionamento su linea adduzione metano per rendere le due alimentazioni indipendenti.

Nella Figura 4-4 seguente viene riportato il percorso della nuovo gasdotto.

Figura 4-4: Percorso del nuovo gasdotto



4.3.1. Descrizione delle principali fasi di processo

Di seguito si descrive lo schema di flusso dell'Unità Steam Reformer, come rappresentato nei Diagrammi di Flusso (PFD) riportati in Allegato 8.

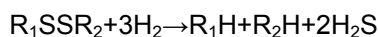
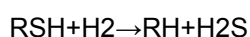
4.3.1.1. Sezione di Desolforazione

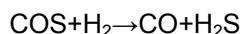
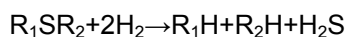
I catalizzatori della reazione di reforming e di shift sono particolarmente sensibili alla presenza di composti contenenti zolfo che ne determinano la disattivazione o l'avvelenamento. Lo scopo della sezione di desolforazione è l'eliminazione dello zolfo e la saturazione delle diolefine contenute nell'alimentazione. Tale sezione è costituita da quattro reattori disposti in serie: due Idrogenatori (62R01 1/2), di pari dimensione, e due Adsorbitori di H₂S (62R02 1/2), anch'essi identici tra loro.

Il metano è fornito al limite di batteria alla pressione di 39,2 bar g.

L'alimentazione è miscelata con idrogeno dall'unità PSA prima di essere inviato alla sezione di desolforazione. Allo scopo di riscaldare l'alimentazione alla temperatura richiesta per le reazioni di idrogenazione (370 °C), l'alimentazione passa attraverso il vaporizzatore preriscaldatore 62E01A/B in cui è riscaldata fino a 200 – 230 °C, quindi è inviata al preriscaldatore dell'alimentazione (62E02A/B), dove la temperatura è ulteriormente incrementata fin a 300 – 370 °C.

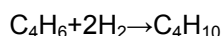
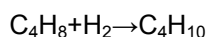
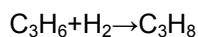
Nei reattori di idrogenazione, in presenza di un catalizzatore, hanno luogo la reazione di idrogenazione dello zolfo di seguito descritte:





Dove R rappresenta il radicale idrocarburico.

Oltre all'idrogenazione dei composti di zolfo, i catalizzatori idrogenano le olefine in idrocarburi saturi:



La carica idrogenata entra negli adsorbitori di zolfo 62R02 1/2, entrambi identici e in serie. Il secondo dei due agisce come guardia zolfo in caso di passaggio di H₂S dal primo adsorbitore o qualora il primo dei due sia messo fuori servizio per sostituzione catalizzatore. L'H₂S prodotto dalle reazioni di rimozione dello zolfo viene adsorbito su un letto di ossidi di zinco.

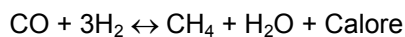
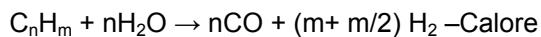
4.3.1.2. Sezione di Reforming

I principali componenti della sezione di reforming sono:

- reattore di Prereformer (62R04);
- forno di Reformer (62F01);
- Waste Heat Boiler (62E09).

La funzione di questa sezione è convertire l'alimentazione di idrocarburi miscelata con vapore a gas di sintesi, contenente principalmente H₂, CO, CO₂ e N₂ oltre a una piccola quantità di CH₄ non reagito.

La reazione di reforming ha luogo in due fasi: la prima nel Prereformer adiabatico 62R04 e la seconda nel Tubular Reformer 62F01, dove avvengono:



La corrente di alimentazione desolfurata viene miscelata con vapore e poi preriscaldata fino a raggiungere la temperatura di 490 °C (500 °C in caso di alimentazione costituita di 100% metano) tramite scambio termico con i fumi di combustione nel serpentino di preriscaldamento dell'alimentazione al prereformer 62E04. Il gas di processo è successivamente inviato al Prereformer 62R04 nel quale gli idrocarburi a catena più lunga vengono decomposti in H₂, CO, CO₂ e CH₄.

Il gas di processo uscente dal Prereformer 62R04 è preriscaldato a 635°C nel serpentino di preriscaldamento dell'alimentazione al reformer 62E03 tramite scambio termico con i fumi di combustione caldi dal Tubular Reformer 62F01, prima di entrare nel 62F01 in cui ha luogo la maggior parte della conversione di metano a gas di sintesi (Reforming).

La reazione è fortemente endotermica e il calore necessario è fornito da 180 bruciatori, che riscaldano i tubi del tubular Reformer, entro cui fluisce il gas di processo.

Come combustibile primario al forno di reforming viene usato off gas proveniente dall'unità PSA (62PK01), contenente anche H₂ non separato, mentre il fuel gas di Raffineria è usato come combustibile secondario di reintegro. L'aria comburente è inviata nel forno tramite la soffiante 62K01. L'aria viene preriscaldata fino a 425 °C nei serpentini di preriscaldamento aria comburente 62E15 mediante scambio termico con i fumi di combustione.

I fumi prodotti nella camera di combustione con una temperatura di uscita di circa 1.050 °C entrano nella sezione convettiva del Reformer, dove cedono il calore sensibile per:

- preriscaldamento dell'alimentazione al reformer;
- preriscaldamento dell'alimentazione al prereformer;
- surriscaldamento del vapore;
- preriscaldamento dell'aria di combustione;
- generazione di vapore a 42 bar g da export.

Nella sezione convettiva del Reformer la temperatura dei fumi decresce a circa 220 – 225 °C. Prima di essere inviati al camino, i fumi vengono trattati in un reattore per l'abbattimento degli NOx: la rimozione degli NOx avviene mediante l'alimentazione di una soluzione di ammoniacca, la cui quantità iniettata è controllata dalla concentrazione degli NOx in ingresso e di quella desiderata in uscita (inferiore a 8 mg/Nm³).

I fumi di combustione sono infine inviati al camino tramite l'estrattore 62K02.

4.3.1.3. Recupero del calore residuo del gas di processo

Il calore residuo contenuto nel gas di processo in uscita dal forno di reforming è recuperato nella caldaia 62E09 (Waste Heat Boiler) con produzione di vapore saturo a 46.7 barg. In uscita dal 62E09 la temperatura del gas di processo è di 290 °C. Tale parametro è quindi regolata a 190 °C, temperatura operativa del reattore di conversione a media temperatura 62R05, tramite cessione di calore nel primo preriscaldatore dell'acqua alimento caldaia 62E10.

4.3.1.4. Sezione di Shift

Il componente principale di questa sezione è il reattore di conversione a media temperatura (MT Shift Converter) 62R05.

Scopo della sezione di Shift è la conversione di CO a CO₂, dalla reazione con il vapore di H₂O residuo, generando idrogeno. La reazione è di tipo esotermico.

Il gas di processo dalla sezione di Reforming entra nel reattore 62R05 ad una temperatura di 190 °C, uscendone ad una temperatura di 310 °C. Prima di passare alla sezione successiva il gas subisce un primo raffreddamento fino a 250 °C nel secondo preriscaldatore dell'acqua alimento caldaia 62E11 e un successivo raffreddamento fino a 131°C nel terzo preriscaldatore dell'acqua alimento caldaia 62E12 1/2.

4.3.1.5. Raffreddamento del Gas di Processo

Il gas di processo uscente dal reattore di conversione a media temperatura 62R05 e preventivamente raffreddato nel secondo e nel terzo preriscaldatore dell'acqua alimento caldaia, viene ulteriormente raffreddato nei preriscaldatori dell'acqua demineralizzata 62E13, nel refrigerante ad aria 62EA01 e nel refrigerante ad acqua 62E14 fino a 35 °C.

La condensa di processo, recuperata nel separatore delle condense di processo 62V01, è inviata alla colonna di stripping delle condense di processo 62C01. La condensa trattata uscente dalla colonna è riciclata nel deaeratore 62V03 per produrre acqua di alimento caldaia.

Separazione dell'H₂

La funzione di questa sezione è la separazione dell'idrogeno contenuto nel gas di processo per raggiungere la purezza richiesta nella corrente di idrogeno ai limiti di batteria impianto.

Il gas di processo contiene H₂, CO₂ e una certa quantità di CO e di metano.

L'H₂ contenuto è purificato fino a un minimo di 99,5 %vol di purezza nella unità PSA (Pressare Swing Absorber – purificatore) 62PK01, che opera a una temperatura in ingresso di 35 °C.

L'H₂ prodotto da questa unità è inviato al limite di batteria e una parte di esso è compressa e riciclata per essere miscelata all'alimentazione della sezione di desolforazione.

Gli altri componenti del gas di processo, insieme ad una quota di idrogeno non separato, compongono i cosiddetti off gas, che sono inviati alla sezione di Reforming come combustibile primario per il Tubular Reformer 62F01.

Nell'unità PSA 62 PK01 le impurità sono selettivamente adsorbite su un adsorbente ad alta pressione per poi essere successivamente desorbite con la diminuzione della pressione.

Le operazioni di adsorbimento e desorbimento sono ripetute ciclicamente. In questa unità non avvengono né reazioni chimiche né reazioni catalitiche.

Generazione di Vapore ad Alta Pressione

Il vapore saturo ad alta pressione (42 bar g) prodotto nella sezione di Reforming è surriscaldato a 430 °C. Parte del vapore è usato come vapore di processo e come vapore di stripping all'interno dell'impianto, il resto è inviato ai limiti di batteria.

L'acqua demineralizzata, costituita dalle condense trattate provenienti dalla colonna di stripping condense di processo 62C01 e da acqua demineralizzata di reintegro, è trattata nel deaeratore 62V03.

L'acqua di alimento caldaia ottenuta nel deaeratore 62V03 è inviata tramite pompa 62P01A/B allo generatore di vapore 62V04 previo preriscaldamento nel 1°, 2° e 3° preriscaldatore.

L'acqua di alimento caldaia nel generatore di vapore 62V04 è utilizzata per la produzione di vapore in due caldaie, costituite dai serpentini nella sezione convettiva del forno di reforming e dalla caldaia 62E09. La maggior parte del vapore prodotto viene surriscaldato a circa 432°C nella sezione di recupero calore residuo dei fumi di combustione.

Stripper condensa

La condensa recuperata nel separatore delle condense di processo 62V01 viene inviata tramite la pompa 62P02A/B negli scambiatori di preriscaldamento 62E21 1/2 e nella colonna Stripper 62C01.

I gas disciolti e l'ammoniaca vengono strippati in controcorrente con vapore. Il vapore dalla testa dello Stripper viene miscelato con il vapore di processo.

La condensa ottenuta nello Stripper viene raffreddata nello 62E21 1/2 prima di essere inviata al deaeratore 62V03.

4.3.2. Specifiche della Carica d'impianto

Lo steam reformer converte metano o miscele di GPL e metano per produrre H₂, da inviare all'unità Hydrocracker ed alla rete di Raffineria. Le caratteristiche del metano e del GPL in carica impianto sono le seguenti:

Carica costituita dal 100% di metano

Caratteristiche	U.d.m	Metano
Portata	Nm ³ /h	20.146
Pressione	Bar g	39,2
Temperatura	°C	15

Carica costituita dal 30% di metano e dal 70% di GPL

Caratteristiche	U.d.m	GPL	Metano
Portata	Nm ³ /h	4.617	6.196
Pressione	Bar g	9,0	39,2
Temperatura	°C	-	15

Carica costituita dal 100% di GPL

Caratteristiche	U.d.m	GPL
Portata	Nm ³ /h	5.428
Pressione	Bar g	9,0
Temperatura	°C	-

4.3.3. Specifiche dei Prodotti d’impianto

L’impianto produce H₂ secondo le seguenti caratteristiche:

Carica costituita dal 100% di metano o dal 30% di metano e dal 70% di GPL

Caratteristiche	U.d.m	H ₂
Portata	Nm ³ /h	55.000
Pressione	Bar g	26,5
Temperatura	°C	40
Composizione		
H ₂	% vol	> 99,5

Carica costituita dal 100% di GPL

Caratteristiche	U.d.m	GPL
Portata	Nm ³ /h	49.500
Pressione	Bar g	26,5
Temperatura	°C	40
Composizione		
H ₂	% vol	> 99,5

4.3.4. Apparecchiature Principali

Tabella 4-15: Apparecchiature nuova unità Hydrocracker

Sigla	Servizio
Compressori	
62K01	Combustion Air Blower
62K02	Flue gas fan
62K03	Start-up N2 compressor 1
62K04	Start-up N2 compressor 2
62K05 A/B	Hydrogen Recycle Compressor
62K06	Ammonia Mixing Blower
Scambiatori	
62E01 A/B	Vaporizer Preheater
62E02 A/B	Feed Preheater
62E03	Reformer Feed Preheat Coil
62E04	Pre-Reformer Feed Preheat Coil
62E05	Steam Superheat Coil
62E06	2nd Combustion Air Preheat Coil
62E07	Waste Heat Boiler Coil
62E08	1st Combustion Air Preheat Coil
62E09	Waste Heat Boiler
62E10 1/2	1st BFW Preheater
62E11	2nd BFW Preheater
62E12 1/2	3rd BFW Preheater
62E13	DMW Preheater
62E14	Water Cooler
62E15	Combustion Air Preheater
62E16	Start up Heater 1
62E17	Start up Heater 2
62E18	Start up Cooler 1
62E19	Start up Cooler 2
62E20	Boiler Blow down Cooler
62E21 1/2	Process Condense Feed/Effluent Exchanger
62EA01	Air Cooler
62EA02	HDS Blow Down Air Cooler HOLD
Flare - Stack - Vent	
62E9	Flue gas stack
Forni	
62F01	Tabular Reformer
Colonne	
62C01	Process Condensate Stripper
Pompe	

62P01 A/B	BFW Pumps
62P02 A/B	Condensate Pumps
62P03 A/B	Ammonia Water Dosing Pump
62P04 A/B	DMDS Pump
62P05	DMDS Pump for Presulphudizing
62P06 A/B	GPL Feed Pump
Reattori/Assorbitori	
62R01 1	Hydrogenator 1
62R01 2	Hydrogenator 2
62R02 1/2	Sulphur Absorbers
62R03	DeNOx Reactor
62R04	Prereformer
62R05	Medium Temperature Shift Converter
Separatori - Vessel - Serbatoi	
62V01	Process Condensate Separator
62V02	Start up K.O. Drum 1
62V03	Deaerator
62V04	Steam Drum
62V05	Boiler Blow Down Drum
62V06	Start up K.O. Drum 2
62V07	Condensate Drum 1 for 62E01A/B
62V08	Condensate Drum 2 for 62E15
62V09	Flue Gas K.O. Drum
62V10	DMDS Mixing Tank
62V11	DMDS Measuring Bottle
62V12	DMDS Tank
62V13	GPL Surge Drum
Package Units	
62PK01	PSA Unit
62PK02	Amine Dosing Unit
62PK03	Phosphate Dosing Unit
62PK04	Oxygen Scavenger Dosing Unit
Miscellaneous	
62L01	DeNOx Inlet Sample Ejector
62L02	DeNOx Outlet Sample Ejector
62L03	Ammonia Water Injector
62L04	Ammonia/Flue Gas Mixer
62L05	DeNOx Inlet Sample Grid
62L06	DeNOx Outlet Sample Grid
62L07	Ammonia/Flue Gas Injection Grid
62L08	Flue Static Mixer

4.3.5. Bilanci di materia ed energia

In Allegato 8 si riportano gli schemi di processo in cui sono identificati i bilanci provvisori di materia ed energia.

Gli unici rifiuti solidi addizionali prodotti dalla nuova unità di Steam Reforming sono costituiti dai catalizzatori esausti e dai rifiuti prodotti dalla attività di manutenzione. Le caratteristiche di tali catalizzatori sono riportate nella tabella successiva.

Tabella 4-16: Caratteristiche dei catalizzatori dell’impianto Steam Reformer.

Fase di utilizzo	Volume (m ³)	Durata (anni)
Hydrogenator 1	10,05	2
Hydrogenator 2	10,05	5
Sulphur absorbers	2*10,7	2*1/2
Pre-reformer	7,08	4
Tubular reformer	11,00	5-10
MT-shift converter	1,08	5
	6,04	
	15,09	
DeNOx reactor	10,42	4

4.4. Impianto di Recupero Zolfo

Il progetto prevede la realizzazione di un impianto Claus e di un impianto TGTU (Tail Gas Treatment Unit) con l'obiettivo di trattare H_2S e NH_3 provenienti dagli impianti in cui avvengono le reazioni di desolforazione.

La capacità della nuova unità sarà pari a 100 t/giorno di zolfo liquido prodotto e progettata con un'efficienza globale di recupero pari al 99,8% in peso, producendo zolfo liquido a specifica.

In Allegato 9 si riportano il lay-out ed i prospetti delle apparecchiature previste dalla nuova Unità di Recupero Zolfo.

4.4.1. Descrizioni delle Principali Fasi di Processo

Di seguito si descrive lo schema di flusso dell'Unità di Recupero Zolfo, come rappresentato nei Diagrammi di Flusso (PFD) previsti per il nuovo impianto riportati in Allegato 10.

Nell'impianto saranno inserite le seguenti sezioni principali, complete di apparecchiature ausiliarie:

- sezione Claus di recupero zolfo dimensionata per trattare il gas acido proveniente dai nuovi impianti;
- sezione trattamento del gas di coda proveniente dal nuovo Claus;
- sezione di post combustione catalitica del gas trattato, in uscita dalla sezione TGTU;
- sezione di degasaggio dello zolfo prodotto;
- stoccaggio e punto di caricamento su autobotti.

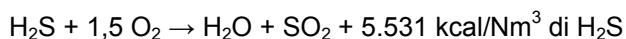
4.4.1.1. Sezione di Claus

La sezione Claus prevede da principio la combustione parziale dell' H_2S ad SO_2 in un reattore di ossidazione per l'ottenimento di zolfo elementare con successivo completamento della reazione mediante conversione catalitica a zolfo liquido su un reattore a due stadi, disposti in serie.

I gas acidi provenienti da rigenerazione ammine e da Sour Water Stripper (SWS) vengono separatamente ricevuti nei rispettivi accumulatori dell'unità, che hanno la funzione di separazione e raccolta di eventuali trascinalenti di liquido nei gas.

I gas acidi provenienti da SWS e una parte da rigenerazione ammine, miscelati, sono inviati nella camera di combustione (reattore di ossidazione), ove viene immessa aria secondo un prefissato e controllato rapporto aria/gas.

La reazione di ossidazione è riportata di seguito:

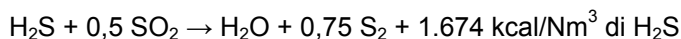


Si tratta di una reazione esotermica, che libera una grande quantità di calore, che viene recuperato. Infatti il gas in uscita al reattore genera vapore a media pressione in una caldaia a recupero.

Il gas passa quindi in un condensatore, dove si ha un ulteriore raffreddamento con produzione di vapore a bassa pressione e una prima condensazione dello zolfo, che viene inviato alla vasca di raccolta.

Il gas, sottoposto a preriscaldamento, viene inviato nei successivi stadi di conversione catalitica (nel reattore di conversione catalitico) e di condensazione, fino ad essere inviato in un condensatore finale e quindi al separatore liquido-gas.

La reazione di Claus è riportata di seguito:



L'effluente gassoso della sezione Claus, contenente inerti (principalmente N_2 e H_2O) e SO_2 e H_2S non reagiti, è inviato alla sezione di trattamento del gas di coda, mentre lo zolfo liquido passa alla sezione di degassaggio per raggiungere i valori di specifica per il contenuto di H_2S .

4.4.1.2. Sezione TGTU

La sezione di trattamento del gas di coda consente di recuperare la quasi totalità dello zolfo non convertito a zolfo liquido e ancora sotto forma di H_2S e SO_2 .

Il gas proveniente dalla sezione Claus viene inviato, previo riscaldamento, al reattore di riduzione della sezione TGTU in cui si riconvertono in H_2S tutti i composti dello zolfo contenuti nel tail gas.

Il gas previo raffreddamento con la carica impianto è quindi inviato alla colonna di quench, da cui, dopo lavaggio in controcorrente e raffreddamento, è inviato alla colonna di assorbimento con soluzione amminica per l'assorbimento dell' H_2S . Il gas uscente dalla colonna è inviato al post combustore catalitico.

4.4.1.3. Sezione Degassaggio Zolfo

Lo zolfo prodotto dalla sezione Claus è raccolto e inviato alla sezione di degassaggio, in cui si procede alla riduzione del tenore dell' H_2S contenuto, per portarlo a un contenuto inferiore a 10 ppm. In questa sezione lo zolfo liquido è inviato alla colonna di degassaggio, in cui si strappa l' H_2S con aria.

Lo zolfo viene successivamente inviato in una vasca di raccolta. Gli sfiati di testa della colonna di degassaggio e i gas rilasciati nella vasca di raccolta sono inviati al post combustore catalitico.

Il post combustore catalitico può trattare indifferentemente il gas di coda della sezione Claus o l'off gas della sezione TGTU. Mediante post combustione catalitica vengono eliminate le tracce residue di H₂S. L'effluente viene inviato al camino dedicato.

4.4.2. Specifiche della Carica d'impianto

In tabella si riportano le specifiche di impianto.

Tabella 4-17: Specifiche di impianto.

Carica Impianto	Gas Acido da Rigeneratrici Ammina	Gas da SWS
Composizione	%wt	%wt
Acido Solfidrico (H ₂ S)	94	34
Ammoniaca (NH ₃)	3	42
Acqua (H ₂ O (vap))	3	24
Portata Kg/h	3.842,6	1.411,6

4.4.3. Specifiche dei Prodotti d'impianto

Le soluzioni tecniche e tecnologiche adottate permetteranno di produrre zolfo liquido con la seguente qualità:

- Purezza: 99,9 wt. %;
- H₂S: 10 ppm wt. max.;
- Colore: Bright Yellow;
- Stato: liquido;
- Ceneri: 500 ppm wt. max.

4.4.4. Apparecchiature Principali

Tabella 4-18: Apparecchiature nuova Unità di Recupero Zolfo

Sigla	Servizio
Scambiatori	
65E01	Waste heat boiler
65E02A/B	Sulphur condensers (1st and 2nd)
65E03	Final sulphur condenser
65E04	Combustion air preheater
65E05	First process gas heater
65E06	Second process gas heater
65E07	Process gas heater

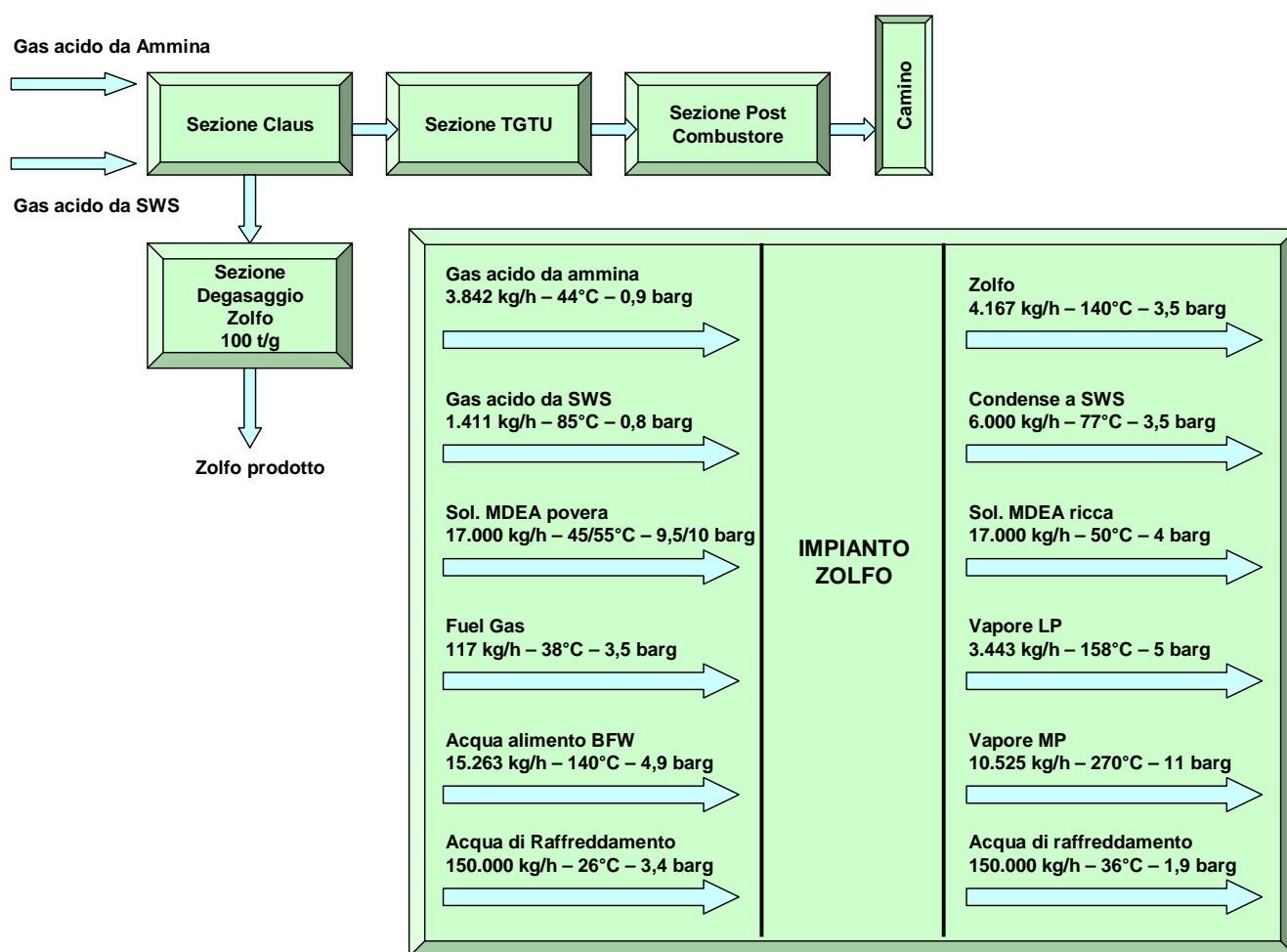
Sigla	Servizio
65E08	Reducing reactor gas cooler
65E09	Pumparound trim cooler
65E10	Mp steam superheater
65E11	Lp steam superheater
Separatori/Vessel/Serbatoi	
65V01	Amine Acid Gas Separator
65V02	Sws Acid Gas Separator
65V03	Fuel Gas Separator
65V04	Propulsion Vessel (Condense Acide Da Kod Gas Da Aru E Da Sws)
65V05	Steam Drum
65V06	Blow Down Cooler
65V07	Sulphur Coalescer
65V08	Hp Condensate Separator
65V09	Mp Condensate Separator
65V10	Steam Condensate Separator
65V11	Condensate Separator
65V12	Catlytic Post Combustor Mixing Chamber
65S01A/B	Sulphur Storage Tank
Reattori	
65R01	Thermal Reactor
65R02	1st Catalytic Reactor
65R03	2nd Catalytic Reactor
65R04	Reducing Reactor
65R05	Catlytic Post Combustor Reactor
Colonne	
65C01	Water Removal Tower
65C02	Mdea Absorber
Pompe	
65P01 A/B	Sulphur Transfer Pumps
65P02 A/B	Sulphur Delivery Pumps
65P03A/B	Waste Water Recycle Pumps
65P04A/B	Pumparound Pumps
65P05A/B	Rich Mdea Pumps
65P06A/B	Bfw Pump
65P07A/B	Sulphur Loading Pump
Air Coolers	
65EA01	Pumparound Cooler
Filtri	
65FT01A/B	Waste Water Filters
65B01	Sulphur Pit And Degassing Box
Compressori	
65K01A/B	Combustion Air Blowers

Sigla	Servizio
65K02	Recycle Fan (Start-Up Only)
65K03A/B	Catalytic Post Combustor Air Fans
Eiettori	
65J01A/B	Vent Gas Ejectors

4.4.5. Bilanci di materia ed energia

Uno schema semplificato dell'impianto di recupero zolfo è riportato nella seguente Figura, contenente anche le produzioni e consumi d'impianto.

Figura 4-5: Schema dell'Impianto di Recupero Zolfo



4.5. Unità Rigenerazione dell'ammina

Tutti i prodotti contenenti H₂S provenienti dalle nuove unità Hydrocracker, Recupero Zolfo, Vacuum verranno trattati con dedicati sistemi di lavaggio amminico. Il lavaggio amminico consiste nel “lavare” controcorrente, in apposite colonne, il “prodotto” ricco in H₂S, con ammina MDEA “povera”, in grado di assorbire l'H₂S. In uscita dalle colonne di lavaggio si ritrovano quindi:

- prodotti a limitatissimo tenore di H₂S (<100 ppm vol);
- ammina MDEA “ricca” in H₂S.

A valle delle colonne di lavaggio l'ammina “ricca” deve essere rigenerata per poi essere riutilizzata. La rigenerazione dell'ammina avviene tramite riscaldamento ad opportune condizioni di temperatura e pressione in una colonna rigeneratrice, dove:

- l' H₂S viene separato come prodotto di testa colonna;
- l'ammina, a questo punto “povera”, costituisce il prodotto di fondo colonna.

L' H₂S viene quindi processato al nuovo impianto di recupero Zolfo, mentre l'ammina “povera”, dopo opportuno e controllato raffreddamento, è pronta a nuovo utilizzo ed è ricircolata verso le colonne di assorbimento.

La nuova unità di rigenerazione dell'ammina (unità 64), è dimensionata per trattare tutta l'ammina utilizzata nei processi di lavaggio gas e GPL dell'unità Hydrocracker e di trattamento del gas di coda della nuova unità di Recupero Zolfo. E' trattata, inoltre, l'ammina ricca proveniente dal nuovo impianto Vacuum. Sarà possibile trattare anche ammina proveniente dagli esistenti impianti di lavaggio gas in modo da costituire una riserva alle attrezzature attualmente installate.

In Allegato 13 si riportano il lay-out ed i prospetti delle apparecchiature previsti dal nuovo impianto Rigenerazione Ammina.

4.5.1. Descrizioni delle Principali Fasi di Processo

Di seguito si descrive lo schema di flusso dell'Unità Rigenerazione Ammina, come rappresentato nei Diagrammi di Flusso (PFD) 63-GB-B-04802 riportati in Allegato 14.

L'unità di Rigenerazione Ammina comprende le seguenti sezioni:

- Flash Ammina Ricca;
- Rigenerazione Ammina;
- Raffreddamento, filtrazione e distribuzione ammina rigenerata;
- Serbatoio stoccaggio Ammina.

4.5.1.1. Flash Ammina Ricca

Le correnti di Ammina ricca provenienti dalle sezioni lavaggio gas dell'Hydrocracker, dalla nuova Unità di Recupero Zolfo, dal nuovo Vaccum e dagli impianti esistenti sono raccolti nel *Rich Amine Flash Drum* 64V01 dove:

- gli idrocarburi leggeri o gassosi assorbiti in minima parte ad alta pressione sono desorbiti e convogliati al collettore di blow down di Raffineria.
- gli idrocarburi liquidi eventualmente trascinati vengono separati per prevenire la formazione di schiume nelle apparecchiature di contatto vapore-liquido e lo sporcamento degli scambiatori.

I vapori di flash vengono lavati in una piccola torre a riempimento posta direttamente sopra il *flash drum*, per mezzo di una piccola corrente di ammina rigenerata, per rimuovere la maggior parte dell' H_2S ; la frazione oleosa, satura di acqua, è inviata in discontinuo nel parco serbatoi per mezzo della pompa 64P05.

L'ammina ricca è alimentata in continuo per mezzo delle pompe 64P06A/B alla Rigeneratrice Ammina, 64C01, dopo preriscaldamento nello scambiatore Ammina ricca/povera 64E01, per scambio termico con l'ammina rigenerata calda proveniente dal fondo della Rigeneratrice.

Il *flash drum* è mantenuto alla pressione operativa dal controllo di pressione sulla linea del gas lavato.

4.5.1.2. Rigenerazione ammina

La colonna Rigenerazione Ammina 64C01 serve allo strippaggio della soluzione MDEA; il calore di strippaggio è fornito dal ribollitore 64E02 alimentato con vapore saturo a bassa pressione.

Il gas acido dalla testa colonna rigenerazione, previo condensazione del riflusso acquoso nel condensatore di rigenerazione 64EA01, è mandato all'accumulatore di testa rigenerazione 64V03, poi è inviato sotto controllo di pressione alla Unità Recupero Zolfo. In caso di intasamento dell'*aircooler* dovuto a precipitazione di Ammonio Bisolfuro, o per lavaggio periodico, è prevista una connessione per iniezione di acqua di lavaggio all'ingresso di ogni fascio tubero dell'*aircooler*.

La temperatura di condensazione è controllata, per minimizzare sia il contenuto di acqua del gas acido a recupero zolfo che l'ammoniaca ricircolata a riflusso, mediante variazione automatica della velocità dei ventilatori.

Acqua di make-up può essere alimentata al fondo colonna di rigenerazione per ristabilire la corretta concentrazione della soluzione amminica in caso di eccessive perdite per evaporazione.

Per minimizzare i problemi di formazione di schiume sui piatti della rigeneratrice, una piccola quantità di antischiuma è aggiunta all'alimentazione e sull'aspirazione delle

pompe di riflusso; inoltre per prevenire la corrosione delle apparecchiature, uno specifico inibitore è iniettato sulle linee di testa colonna e sull'alimentazione.

4.5.1.3. Raffreddamento, filtrazione e distribuzione ammina rigenerata

La soluzione di ammina rigenerata è inviata dalle pompe di fondo colonna 64P01A/B a un primo raffreddamento (fino a 83°C) per scambio con l'alimentazione nello scambiatore 64E01.

La soluzione amminica MDEA passa infine attraverso un sistema di filtrazione dedicato per la purificazione dell'ammina da particolato. Dopo raffreddamento l'ammina filtrata viene inviata al sistema di distribuzione.

4.5.1.4. Serbatoio stoccaggio ammina

Un serbatoio stoccaggio Ammina, 64S01 è previsto per conservare la soluzione fresca di MDEA per il ripristino del consumo nei circuiti. Questa può essere mandata direttamente al fondo della colonna rigeneratrice.

Infine, nell'Unità Ammina è previsto un serbatoio di raccolta dreni per raccogliere i dreni da ogni singola apparecchiatura dei sistemi di lavaggio, dopo che questi sono stati vuotati, in caso di fermata programmata o di emergenza. Dal serbatoio di raccolta dreni, ubicato in fossa, l'ammina è rimandata al flashdrum. E' prevista nel serbatoio raccolta dreni una polmonazione con fuel gas per prevenire l'accumulo nella fase vapore di H₂S eventualmente disciolto nel liquido.

4.5.2. Specifiche della Carica d'impianto

La Tabella 4-19 riporta la quantità e la composizione delle correnti continue di ammina ricca e gas acidi in ingresso all'unità di rigenerazione ammina.

Tabella 4-19: Specifica della carica dell'impianto di Rigenerazione Ammina.

	Portata	NH ₃	H ₂ S	H ₂ O	MDEA	HC
	Kg/h	% wt	% wt	% wt	% wt	% wt
Ammina ricca da unità Hydrocracker HDC (60V11)	51.370	0,1	3,9	57,6	38,4	<0,1
Ammina ricca da unità HDC (60C13)	8.735	0,1	3	58,1	38,8	-
Off gas da unità HDC (60V11)	11	-	18,2	-	-	81,8
Off gas da unità HDC (60V09)	9	-	33,3	-	-	66,7
Ammina ricca da unità Recupero zolfo SRU	17.000	-	1	59,4	39,6	-
Ammina ricca da unità esistenti	27.216	<0,1	4,9	46	48,9	<0,1
Ammina ricca da unità Vacuum VDU	10.070	<0,1	0,7	59,1	40	<0,1
TOTALE	114.410					

4.5.3. Apparecchiature Principali

Tabella 4-20: Apparecchiature principali della nuova unità di recupero ammina

Sigla	Servizio
Colonne	
64C01	Rigeneratrice Ammina
Vessel	
64V01	Flash Drum Ammina Ricca
64V02	Steam Condensate Drum
64V03	Accumulatore Di Testa Rigeneratrice Ammina
64V04	Sump Ammina
Pompe	
64P01 A/B	Pompa Fondo Rigeneratrice Ammina
64P02 A/B	Pompa Di Riflusso Testa Rigeneratrice Ammina
64P03	Pompa Ammina Povera
64P04	Pompa Sump Ammina
64P05	Pompa Slop Oil
64P06 A/B	Pompa Di Carica Rigeneratrice Ammina
Scambiatori	
64E01 A/B	Scambiatore Ammina Ricca / Ammina Rigenerata
64E02	Ribollitore Rigeneratrice Ammina
64E03	Refrigerante Ammina Rigenerata
Air Cooler	
64EA01	Aircooler Di Testa Rigeneratrice Ammina
64EA02	Aircooler Ammina Rigenerata
Filtri	
64FT01 A/B	Filtro Primario Ammina
64FT02	Filtro A Carboni Attivi
64FT03 A/B	Filtro Secondario Ammina
Desurriscaldatore	
64DS01	LS Desurriscaldatore
Serbatoi	
64S01	Serbatoio Di Stoccaggio Ammina Povera

4.5.4. Bilanci di materia ed energia

Si riportano nella seguente Tabella i bilanci provvisori di materia ed energia provvisori elaborati da SnamProgetti S.p.A.

Per l'identificazione delle correnti è necessario riferirsi agli schemi di processo riportati in Allegato 14.

Tabella 4-21: Bilandi di materia ed energia

STREAM N.		1	2	3	4	5	6	7	8
DESCRIZIONE COMPONENTI		Carica da HDCK a 64V01	Carica Offgas da HDCK	Carica da SRU a 64V01	Carica da VDU a 64V01	Carica da Existing a 64V01	Uscita 64V01	Uscita 64P06	Uscita 64E01
H ₂ S	kg/h	2.275,0	6,0	170,0	70,0	637,0	3.160,0	3.160,0	3.160,0
H ₂ O	kg/h	34673,0	0,0	10.098,0	6.000,0	5.980,0	57.967,7	57.967,7	57.967,7
NH ₃	kg/h	35,0	0,0	0,0	0,0	13,0	48,0	48,0	48,0
MDEA	kg/h	23.118,0	0,0	6.732,0	4.000,0	6.357,0	41.073,4	41.073,4	41.073,4
CH ₄	kg/h	0,0	3,0	0,0	0,0	0,0	0,1	0,1	0,1
C ₂ H ₆	kg/h	0,0	2,0	0,0	0,0	0,0	0,1	0,1	0,1
C ₃ H ₈	kg/h	2,0	3,0	0,0	0,0	7,0	0,4	0,4	0,4
H ₂	kg/h	2,0	6,0	0,0	0,0	6,0	0,2	0,2	0,2
Portata Massica Totale	kg/h	60.105	20	17.000	10.070	13.000	102.250	102.250	102.250
% in peso di liquido		100,0	0,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0
Temperatura	°C	53	51	50	48	60	52	53	100
Pressione	bar(g)	4,0	3,5	4,0	4,0	4,0	1,5	6,5	6,0
Entalpia Totale	Gcal/h	-22,20	0,0008	-6,37	-3,79	-4,06	-37,22	-37,22	-32,82
Portata Molare Totale	kmol/h	2.189	3	622	369	408	3.658	3.658	3.658
% in moli di liquido		100,0	0,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0
Portata Volum. Totale	m ³ /h	58,3	20,8	16,6	9,9	12,4	99,3	99,3	103,4
Portata Volumetrica di Liquido	m ³ /h	58,3	n/a	16,6	9,9	12,4	99,3	99,3	103,4
Densità del Liquido	kg/m ³	1.030,5	n/a	1.021,0	1.021,1	1.045,2	1.029,7	1.029,7	989,3
Viscosità del Liquido	cP	2,01	n/a	2,43	2,60	2,51	2,22	2,22	0,78
Tensione Superficiale del Liquido	dyne/cm	49,13	n/a	48,24	48,38	45,03	48,37	48,36	38,67
CP del Liquido	kcal/(kg·°C)	0,88	n/a	0,89	0,88	0,85	0,88	0,88	0,94
Entalpia specifica del Liquido	kcal/kg	-369,6	n/a	-374,7	-376,8	-312,9	-364,0	-364,0	-321,0
Portata Volumetrica del Vapore	m ³ /h	n/a	20,8	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Peso Molecolare del Vapore		n/a	5,8	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Z		n/a	1,00	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Viscosità del Vapore	cP	n/a	0,01	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
CP del Vapore	kcal/(kg·°C)	n/a	1,28	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
CP/CV		n/a	1,37	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Entalpia Specifica del Vapore	kcal/kg	n/a	38,1	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a

STREAM N.		9	10	14	15	17	20	23	24
DESCRIZIONE COMPONENTI		Ingresso 64C01	Uscita testa 64C01	Uscita testa 64V03	Gas Acido a SRU	Riflusso a 64C01	Fondo 64C01 a 64P01	Ingresso 64E01	Uscita 64E01
H ₂ S	kg/h	3.160,0	4.362,3	3.066,3	3.066,3	1.296,1	93,7	93,7	93,7
H ₂ O	kg/h	57.967,7	3.869,7	52,1	52,1	3.817,5	57.915,6	57.915,6	57.915,6
NH ₃	kg/h	48,0	766,2	48,0	48,0	718,2	0,019	0,019	0,019
MDEA	kg/h	41.073,4	0,0	0,0	0,0	0,0	41.073,4	41.073,4	41.073,4
CH ₄	kg/h	0,1	0,1	0,1	0,1	0,0	0,0	0,0	0,0
C ₂ H ₆	kg/h	0,1	0,1	0,1	0,1	0,0	0,0	0,0	0,0
C ₃ H ₈	kg/h	0,4	0,4	0,4	0,4	0,0	0,0	0,0	0,0
H ₂	kg/h	0,2	0,2	0,2	0,2	0,0	0,0	0,0	0,0
Portata Massica Totale	kg/h	102.250	8.999	3.167	3.167	5.832	99.083	99.083	99.083
% in peso di liquido		100,0	0,0	0,0	0,0	100,0	100,0	100,0	100,0
Temperatura	°C	100	108	45	44	45	131	131	85
Pressione	bar(g)	1,4	1,3	1,3	0,9	5,5	1,45	18,0	17,5
Entalpia Totale	Gcal/h	-32,82	0,26	0,02	0,02	-3,08	-29,03	-29,01	-33,41
Portata Molare Totale	kmol/h	3.658	388	96	96	292	3.562	3.562	3.562
% in moli di liquido		100,0	0,0	0,0	0,0	100,0	100,0	100,0	100,0
Portata Volum. Totale	m ³ /h	107,0	5.265,1	1.084,8	1.314,2	5,8	104,3	104,3	99,9
Portata Volumetrica di Liquido	m ³ /h	107,0	n/a	n/a	n/a	5,8	104,3	104,3	99,9
Densità del Liquido	kg/m ³	955,5	n/a	n/a	n/a	999,4	950,2	950,0	991,6
Viscosità del Liquido	cP	0,78	n/a	n/a	n/a	0,37	0,52	0,52	1,17
Tensione Superficiale del Liquid.	dyne/cm	38,67	n/a	n/a	n/a	62,54	34,86	34,82	42,04
CP del Liquido	kcal/(kg·°C)	0,94	n/a	n/a	n/a	0,94	0,99	0,99	0,93
Entalpia specifica del Liquido	kcal/kg	-321,0	n/a	n/a	n/a	-527,3	-293,0	-292,8	-337,2
Portata Volumetrica del Vapore	m ³ /h	n/a	5265,1	1.084,8	1.314,2	n/a	n/a	n/a	n/a
Peso Molecolare del Vapore		n/a	23,2	33,1	33,1	n/a	n/a	n/a	n/a
Z		n/a	0,99	0,98	0,99	n/a	n/a	n/a	n/a
Viscosità del Vapore	cP	n/a	0,01	0,01	0,01	n/a	n/a	n/a	n/a
CP del Vapore	kcal/(kg·°C)	n/a	0,37	0,26	0,25	n/a	n/a	n/a	n/a
CP/CV		n/a	1,30	1,31	1,31	n/a	n/a	n/a	n/a
Entalpia Specifica del Vapore	kcal/kg	n/a	29,4	5,2	5,2	n/a	n/a	n/a	n/a

STREAM N.		28	29	30	32	33	34	35	36
DESCRIZIONE COMPONENTI		Ammina Rig. a 64FT01	Ammina Rig. a 64EA02	Ammina Rig. da 64EA02	Ammina Rig. a 64E03	Ammina Rig. A HDCK	Am.Rig.a SRU/VDU /Existing	Amm. Ricirc.a 64V01	Gas di testa da 64V01
H ₂ S	kg/h	37,5	93,7	93,7	38,9	54,9	36,9	1,98	0,006
H ₂ O	kg/h	23.166,2	57.915,6	57.915,6	24.013,6	33.902,0	22.791,9	1.221,7	5,0
NH ₃	kg/h	0,0076	0,019	0,019	0,0079	0,011	0,01	0,0	0,0
MDEA	kg/h	16.429,3	41.073,4	41.073,4	17.030,3	24.043,1	16.163,9	866,3	0,006
CH ₄	kg/h	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	2,9
C ₂ H ₆	kg/h	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	1,9
C ₃ H ₈	kg/h	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	11,6
H ₂	kg/h	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	13,8
Portata Massica Totale	kg/h	39.633	99.083	99.083	41.083	58.000	38.993	2.090	35
% in peso di liquido		100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	0,0
Temperatura	°C	85	85	54	54	54	45	45	45
Pressione	bar(g)	17,5	14,5	13,8	13,8	13,8	13,3	13,3	1,4
Entalpia Totale	Gcal/h	-13,36	-33,41	-36,20	-15,01	-21,19	-14,55	-0,78	0,001
Portata Molare Totale	kmol/h	1.425	3.562	3.562	1.477	2.085	1.402	75	8
% in moli di liquido		100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	0,0
Portata Volum. Totale	m ³ /h	40,0	99,9	97,54	40,4	57,1	38,1	2,0	84,1
Portata Volumetrica di Liquido	m ³ /h	40,0	99,9	97,5	40,4	57,1	38,1	2,0	n/a
Densità del Liquido	kg/m ³	991,6	991,6	1.015,8	1.015,8	1.015,8	1.022,4	1.022,4	n/a
Viscosità del Liquido	cP	1,17	1,17	2,43	2,43	2,43	3,12	3,12	n/a
Tensione Superficiale del Liquid.	dyne/cm	42,04	42,04	46,65	46,65	46,65	47,96	47,96	n/a
CP del Liquido	kcal/(kg·°C)	0,93	0,93	0,89	0,89	0,89	0,88	0,88	n/a
Entalpia specifica del Liquido	kcal/kg	-337,2	-337,2	-365,3	-365,3	-365,3	373,3	373,3	n/a
Portata Volumetrica del Vapore	m ³ /h	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	84,1
Peso Molecolare del Vapore		n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	4,6
Z		n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	1,00
Viscosità del Vapore	cP	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	0,01
CP del Vapore	kcal/(kg·°C)	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	1,59
CP/CV		n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	1,37
Entalpia Specifica del Vapore	kcal/kg	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	37,6

4.6. Sour Water Stripper

Le acque di processo utilizzate per esempio per il lavaggio degli air coolers del circuito di reazione o separate negli accumulatori di testa colonna come condense dei vapori di stripping, trovandosi in atmosfere ricche in H_2S e NH_3 , assorbono una quota parte di questi gas.

La presenza di questi gas disciolti fanno sì che tali acque non possano essere trattate tal quali insieme alle acque effluenti di Raffineria, ma necessitino di essere prima sottoposte a processo di stripping al fine di rimuovere H_2S e NH_3 disciolti.

In Raffineria sono già presenti unità di stripping delle acque acide, ma la produzione incrementale di acque acide dalle nuove unità Hydrocracker, Vacuum e Recupero Zolfo richiede la costruzione di una nuova unità di stripping.

L'unità sarà in grado di trattare oltre alle acque provenienti dai nuovi impianti anche parte di quelle trattate negli esistenti impianti SWS di Raffineria, incrementando così il grado di disponibilità complessivo del sistema di trattamento acque acide.

In Allegato 13 si riportano il lay-out ed i prospetti delle apparecchiature previste dal nuovo impianto Sour Water Stripper.

4.6.1. Descrizioni delle Principali Fasi di Processo

Di seguito si descrive lo schema di flusso dell'Unità Rigenerazione Ammina, come rappresentato nel Diagramma di Flusso (PFD) 63-GD-B-04802 riportato in Allegato 14.

L'Unità comprende le seguenti sezioni:

- Sezione Alimentazione;
- Sezione di Stripping;
- Sezione di Neutralizzazione.

4.6.1.1. Sezione Alimentazione

L'acqua acida proveniente viene raccolta nell'accumulatore di carica 63V01, dove eventuali trascinalenti di idrocarburi liquidi vengono separati per decantazione, mentre eventuali gas disciolti vengono inviati al sistema di blow down.

La fase oleosa recuperata nel compartimento oli viene recuperata verso lo stoccaggio *Slop Oil* esistente per mezzo della pompa 63P02. L'Acqua Acida viene alimentata alla colonna di stripping 63C01 per mezzo delle pompe di alimentazione 63P01A/B.

4.6.1.2. Sezione di Stripping

L'alimentazione perviene alla colonna di stripping 63C01, dal serbatoio 63V01, attraverso lo scambiatore 63E01, dove è preriscaldata per scambio con l'acqua depurata dal fondo colonna.

L'acqua acida preriscaldata è alimentata in testa *stripper* e discende attraverso i piatti della colonna in controcorrente con H₂S ed NH₃ trascinati in fase vapore dal vapor d'acqua. In particolare, l'azione di strippaggio è ottenuta in due modi:

- con l'aggiunta di vapore diretto in colonna,
- tramite la vaporizzazione dell'acqua carica colonna stessa tramite ribollitori di fondo colonna (alimentati a loro volta con vapore recuperato a valle del servizio come condensa).

I vapori di testa *stripper* sono parzialmente condensati nel condensatore di testa 63EA01, costituito da un *aircooler* con ventilatori di raffreddamento a velocità variabile. Si opera sotto controllo di temperatura per prevenire la precipitazione di Sali di Ammonio Bisolfuro e il conseguente rischio di intasamento dei tubi condensatore. In caso di intasamento, sono previsti punti di iniezione di acqua di lavaggio all'ingresso di ogni fascio tubero.

La corrente in uscita dal condensatore è raccolta nell'accumulatore di testa 63V03. I vapori non condensati sono inviati, sotto controllo di pressione, alle unità Recupero Zolfo. La temperatura del gas acido è critica e deve essere mantenuta a 85°C per prevenire la formazione di sali incrostanti. D'altra parte una temperatura troppo alta comporterebbe un eccessivo contenuto di vapor d'acqua nella corrente di alimentazione delle Unità Recupero Zolfo.

L'acqua acida satura di NH₃ e H₂S condensata in 63V03 è riciclata in 63C01 come riflusso di testa, sotto controllo di portata resettato dal livello nell'accumulatore.

L'acqua depurata è inviata dal fondo *stripper* a preriscaldare l'alimentazione, attraverso le pompe 63P03A/B. A valle di 63C01, lo scambiatore ad acqua 63E03 raffredda ulteriormente l'acqua depurata. Tale acqua viene in parte riutilizzata come acqua di lavaggio nell'impianto HDC, in parte utilizzata ai desalter degli impianti di distillazione ed in parte smaltita nel sistema di trattamento acqua effluenti di Raffineria.

4.6.1.3. Sezione di neutralizzazione

Per raggiungere la specifica di contenuto di NH₃ dell'acqua depurata, è prevista la possibilità di utilizzo di una soluzione di soda caustica direttamente in colonna, ad opportune altezze. L'unità di iniezione consiste di un serbatoio preparazione soluzione e di due pompe dosatrici. Un pHmetro sull'acqua strippata regola l'iniezione di soda, in modo da avere un pH compreso tra 7 e 9.

4.6.2. Specifiche della Carica d'impianto

La Tabella seguente riporta la quantità e la composizione delle correnti continue di acque acide in ingresso all'unità SWS.

Tabella 4-22: Specifica della carica dell'impianto SWS

	Portata	NH ₃	H ₂ S	H ₂ O
	Kg/h	% wt	% wt	% wt
Carica da HDC (da degas drum)	14.933	2,0	3,5	94,5
Carica da HDC (dal diesel Vacuum System)	95	Tracce	Tracce	100,0
Carica da VDU	25.000	<0,1	<0,1	-
Carica da SRU / esistente	28.854	0,2	0,25	99,55
TOTALE	68.882			

4.6.3. Specifiche dei Prodotti d'impianto

La Tabella 4-23 riporta la quantità e la composizione delle correnti continue di acque acide in uscita dall'unità SWS.

Tabella 4-23: Specifica delle correnti in uscita dall'impianto SWS.

	Portata	NH ₃	H ₂ S	H ₂ O
	Kg/h	% wt	% wt	% wt
Corrente a trattamento effluenti (WWTP)	63.471	0	0	100
Corrente ad HDC	4.000	0	0	100
Corrente ad SRU	1.411	31	50	19
TOTALE	68.882			

4.6.4. Apparecchiature Principali

Tabella 4-24: Apparecchiature principali del nuovo impianto Sour Water Stripper

Sigla	Servizio
Colonna	
63C01	Stripper Acqua Acida
Vessel	
63V01	Accumulatore Di Carica Stripper Acqua Acida
63V02	Steam Condensate Drum
63V03	Accumulatore Di Riflusso Stripper Acqua Acida
Pompa	
63P01 A/B	Pompa Di Alimentazione Acqua Acida
63P02	Pompa Slop Oil
63P03 A/B	Pompa Acqua Strippata
63P04 A/B	Pompa Di Riflusso Stripper Acqua Acida
63P05 A/B	Pompa Di Rilancio Acqua Acida
Scambiatori	
63E01	Scambiatore Acqua Acida/Acqua Strippata
63E02	Ribollitore Stripper Acqua Acida
63E03	Primo Refrigerante Acqua Strippata
63E04	Secondo Refrigerante Acqua Strippata
Air Cooler	
63EA01	Condensatore Di Testa Stripper Acqua Acida
Desurriscaldatore	
63DS01	Desurriscaldatore Stripper Acqua Acida
Package	
63PK01	Package Iniezione Soda

4.6.5. Bilanci di materia ed energia

Si riportano nella seguente Tabella i bilanci provvisori di materia ed energia provvisori elaborati da SnamProgetti S.p.A.

Per l'identificazione delle correnti è necessario riferirsi agli schemi di processo riportati in Allegato 14.

Tabella 4-25: Bilanci di material ed energia

STREAM N.		1	2	3	4	5	6	7	8
DESCRIZIONE COMPONENTI		Carica da HDCK a 63V01	Carica da VDU a 63V01	Carica da SRU/Exist a 63V01	Uscita 63V01	Uscita 63P01	Uscita 63E01	Ingresso 63C01	Uscita testa 63C01
H ₂ S	kg/h	482,6	25,0	75,0	582,6	582,6	582,6	582,6	1065,2
H ₂ O	kg/h	13123,5	24950,0	29865,0	67938,5	67938,5	67938,5	67938,5	5445,9
NH ₃	kg/h	275,8	25,0	60,0	360,8	360,8	360,8	360,8	1031,7
Portata Massica Totale	kg/h	13882	25000	30000	68882	68882	68882	68882	7543
% in peso di liquido		100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	0,0
Temperatura	°C	52	35	38	40	40	88	88	115
Pressione	bar(g)	4,0	4,0	1,0	1,0	7,5	6,8	1,5	1,1
Entalpia Totale	Gcal/h	0,71	0,86	1,14	2,71	2,73	6,04	6,04	4,04
Portata Molare Totale	kmol/h	759	1387	1664	3810	3810	3810	3810	394
% in moli di liquido		100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	0,0
Portata Volum. Totale	m ³ /h	14,5	25,2	30,3	70,0	70,0	72,2	72,2	5924,0
Portata Volumetrica di Liquido	m ³ /h	14,5	25,2	30,3	70,0	70,0	72,2	72,2	n/a
Densità del Liquido .	kg/m ³	957,0	991,5	989,0	984,0	983,9	954,6	954,6	n/a
Viscosità del Liquido	cP	0,44	0,53	0,51	0,50	0,50	0,34	0,34	n/a
Tensione Superficiale del Liquido	dyne/cm	32,17	35,25	34,77	34,42	34,39	28,47	28,47	n/a
CP del Liquido	kcal/(kg·°C)	0,988	0,998	0,997	0,995	0,995	1,004	1,004	n/a
Entalpia specifica del Liquido	kcal/kg	51,1	34,5	37,9	39,3	39,6	87,7	87,7	n/a
Portata Volumetrica del Vapore	m ³ /h	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	5924,0
Peso Molecolare del Vapore		n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	19,1
Z		n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	0,986
Viscosità del Vapore	cP	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	0,01
CP del Vapore	kcal/(kg·°C)	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	0,44
CP/CV		n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	1,33
Entalpia Specifica del Vapore	kcal/kg	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	536,1

STREAM N.		9	10	11	12	13	14	15	16	17
DESCRIZIONE COMPONENTI		Uscita testa 63V03	Prodotto a SRU	Riflusso a 63C01	Uscita fondo 63C01	Uscita 63P03	Uscita 63E01	Uscita 63E03	Uscita 4E04	Prodotto a HDCK
H ₂ S	kg/h	582,6	582,6	482,6	0,0029	0,0029	0,0029	0,0029	0,0027	0,0002
H ₂ O	kg/h	220,4	220,4	5225,5	7718,15	67718,1	7718,1	7718,1	7718,2	999,98
NH ₃	kg/h	360,5	360,5	671,2	0,339	0,339	0,339	0,34	0,32	0,02
Portata Massica Totale	kg/h	1163	1163	6379	67718	67718	67718	7718	3718	4000
% in peso di liquido		0,0	0,0	100,0	100,0	100,0	100,0	00,0	00,0	100,0
Temperatura	°C	85	85	85	128	128	79	50	38	50
Pressione	bar(g)	1,0	0,8	5,5	1,5	10,0	9,3	8,8	5,0	5,0
Entalpia Totale	Gcal/h	0,35	0,35	0,54	8,66	8,69	5,37	3,38	2,42	0,20
Portata Molare Totale	kmol/h	50	51	344	3759	3759	3759	3759	3537	222
% in moli di liquido		0,0	0,0	100,0	100,0	100,0	100,0	00,0	00,0	100,0
Portata Volum. Totale	m ³ /h	25,2	820,0	7,6	72,2	72,2	69,7	68,7	25,2	4,1
Portata Volumetrica di Liquido	m ³ /h	25,2	n/a	7,6	72,2	72,2	69,7	68,7	25,2	4,1
Densità del Liquido	kg/m ³	n/a	n/a	835,8	937,6	937,3	971,4	986,3	991,2	986,3
Viscosità del Liquido	cP	n/a	n/a	0,29	0,27	0,27	0,37	0,47	0,52	0,46
Tensione Superficiale del Liquido	dyne/cm	n/a	n/a	25,16	24,00	23,96	29,76	33,36	34,85	33,36
CP del Liquido	kcal/(kg·°C)	n/a	n/a	1,02	1,02	1,02	1,00	0,998	0,998	0,998
Entalpia specifica del Liquido	kcal/kg	n/a	n/a	84,1	127,9	128,3	79,3	49,9	38,0	49,9
Portata Volumetrica del Vapore	m ³ /h	739,0	820,0	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Peso Molecolare del Vapore		23,0	23,0	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Z		0,989	0,989	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Viscosità del Vapore	cP	0,01	0,01	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
CP del Vapore	kcal/(kg·°C)	0,37	0,37	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
CP/CV		1,32	1,31	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Entalpia Specifica del Vapore	kcal/kg	298,3	298,3	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a

4.7. Sistemi di utilities

4.7.1. Impianto di trattamento acque 2 (ITA 2)

Impianto di pre-trattamento acqua grezza

Il nuovo sistema di pre-trattamento (trattamento di clariflocculazione) fornirà acqua di make up alla nuova unità di demineralizzazione, al sistema di guardia idraulica della nuova torcia e ad altri utilizzi di processo. L'acqua grezza proveniente dal fiume Sile verrà approvvigionata attraverso il sistema di emungimento (pompe di sollevamento) esistente.

L'acqua grezza, prima della clariflocculazione, verrà additivata con uno specifico polielettrolita per facilitare la precipitazione del particolato solido.

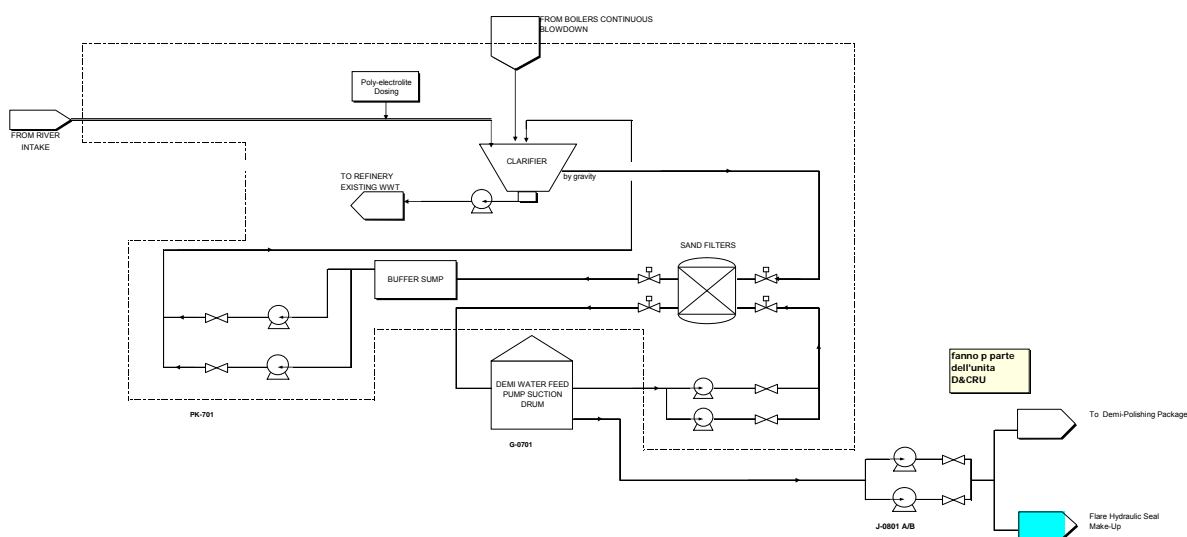
Il fango depositato verrà inviato al sistema di trattamento acque reflue esistente, mentre l'acqua chiarificata verrà ulteriormente trattata attraverso un sistema di filtri a sabbia al fine di ottenere un contenuto di particolato sospeso residuo adeguato per il successivo trattamento di demineralizzazione. Non sono previsti aggiustamenti di pH in linea.

L'acqua chiarificata verrà raccolta in uno specifico serbatoio.

Tutti i blow down provenienti dalle caldaie verranno riciclati al fine di rimuovere i chemicals in essi contenuti.

Di seguito viene riportato uno schema semplificato dell'impianto.

Figura 4-6: Schema impianto di pre-trattamento acqua grezza



L'impianto ha un approvvigionamento idrico di circa 153,3 t/h e consuma circa 7,7 t/h di vapore BP.

Impianto di demineralizzazione

L'acqua chiarificata nell'impianto di pre-trattamento precedentemente descritto verrà alimentata ad una prima sezione di trattamento costituita da due colonne a scambio ionico (1 anionica ed 1 cationica) con interposta un'unità di degassificazione in cui avverrà la rimozione della CO₂ formatasi durante il processo di acidificazione dell'acqua in presenza di bicarbonato.

L'acqua trattata, raccolta in un serbatoio intermedio insieme alle condense pulite recuperate, verrà quindi inviata in una seconda sezione di trattamento costituita da una colonna a scambio ionico (a letti misti anionici e cationici) in cui si raggiungeranno le caratteristiche qualitative in termini di residuo salino richieste per l'acqua di alimento caldaie per la produzione di vapore (Boiler Feed Water).

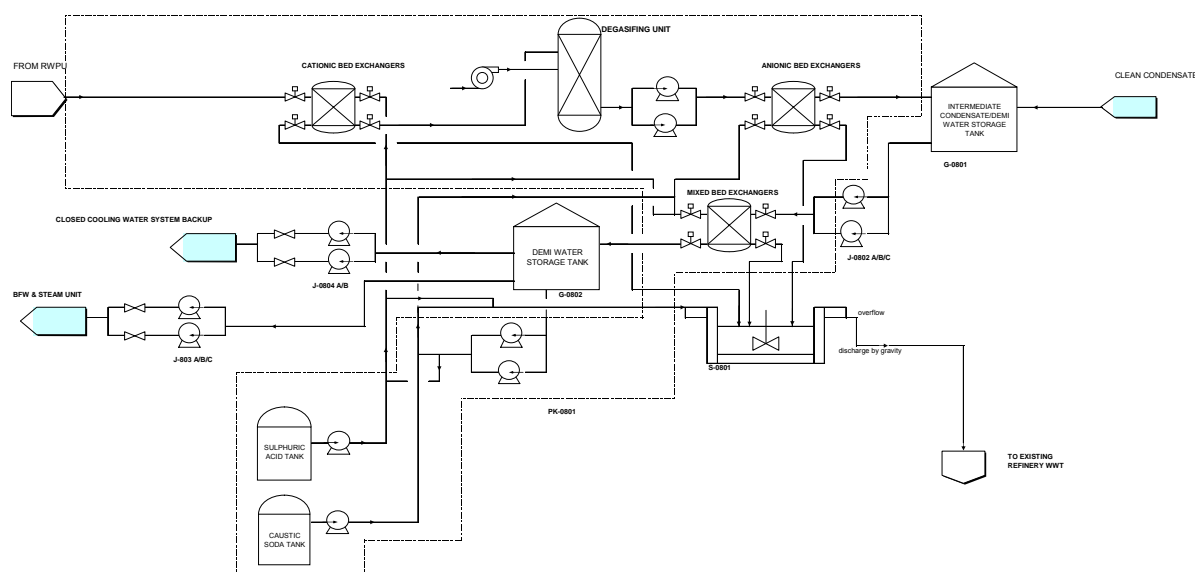
Le resine ioniche, cationiche e miste delle colonne sopra descritte verranno periodicamente rigenerate mediante acido solforico e soda caustica. Le acque reflue generate durante il processo di rigenerazione verranno inviate opportunamente neutralizzate all'impianto di trattamento acque reflue esistente.

L'acqua demi prodotta verrà utilizzata come:

- alimento al degasatore della nuova unità di recupero condense per la produzione di boiler feed water da usare nelle caldaie delle nuove unità di processo;
- acqua di processo per il nuovo impianto Steam Reformer;
- acqua di make up per il circuito chiuso di raffreddamento di processo e macchine.

Di seguito viene riportato uno schema semplificato dell'impianto.

Figura 4-7: Schema impianto di pre-trattamento acqua grezza



L'impianto produce circa 153,3 t/h di acqua demineralizzata e consuma circa 5,4 t/h di Boiler Feed Water (BFW).

Unità di recupero vapore e condense

L'unità di recupero vapore e condense verrà utilizzata per :

- fornire boiler feed water alle nuove unità di processo;
- raccogliere le condense pulite prodotte dai nuovi impianti.

L'acqua demi proveniente dall'impianto di demineralizzazione sarà pompata ad uno specifico deareatore, previo preriscaldamento con le condense dove verranno rimossi i gas disciolti tramite l'iniezione di vapore.

Dopo averla deareata e trattata con appositi chemicals per la rimozione di ossigeno, la Boiler Feed Water verrà ridistribuita agli impianti utilizzatori.

4.7.2. Impianto aria strumenti

L'impianto aria compressa essiccata è progettato per fornire aria strumenti alle nuove unità della Raffineria.

L'unità prevede l'installazione di due compressori d'aria centrifughi, posti in parallelo, generalmente uno operativo e l'altro in stand-by. A valle dei compressori è posto un KO Drum per la rimozione dell'acqua presente nell'aria.

L'aria compressa entra in un sistema di essiccamento, per essere successivamente inviata alla rete di distribuzione.

4.7.3. Impianto acqua di raffreddamento

I nuovi impianti comporteranno l'installazione di nuove unità refrigeranti ad acqua. Per questo sarà associato al nuovo complesso di impianti di un nuovo circuito chiuso ad acqua di raffreddamento.

L'acqua circolante verrà riportata alla temperatura idonea per l'utilizzo come refrigerante in scambiatori di calore in cui fluirà acqua mare, utilizzata a sua volta come fluido di raffreddamento (once-through cooling).

Nel sistema a circuito chiuso, si stima un fabbisogno idrico iniziale di 4.486 m³ di acqua demineralizzata, che una volta completato il riempimento del circuito, si limiterà al solo consumo di make up, stimato pari a circa 2 m³/h.

L'acqua mare verrà sollevata utilizzando l'esistente opera di presa lagunare. Nel sistema fluirà una portata di circa 4.486 m³/h.

4.7.4. Closed drain idrocarburico

Questo sistema verrà progettato per tutti i nuovi impianti al fine di prevedere un volume di hold up tale da assicurare che tutti i drenaggi di idrocarburi necessari per i

campionamenti, manutenzioni routinarie e non di attrezzature e verifiche di strumentazione siano recuperati in ciclo chiuso senza contatto con l'ambiente. Tale sistema sarà polmonato con il Blow down e dotato di pompe verticali per l'invio del liquido raccolto a Slop dopo raffreddamento.

4.7.5. Flare KO drum

Tutti i nuovi impianti saranno dotati di tale sistema per raccogliere eventuali gas e liquidi inviati al sistema di blowdown inclusi eventuali scarichi delle valvole di sicurezza (PSV). Il gas separato sarà inviato alla torcia di Raffineria, il liquido a Slop.

4.8. Impianto di Cogenerazione

Per soddisfare le nuove richieste di vapore e di energia elettrica degli impianti in maniera energeticamente efficiente ed ottimizzata è prevista la costruzione di una nuova unità di cogenerazione alimentata a metano e fuel gas con annessa caldaia a recupero dei fumi. La produzione di vapore da recupero termico verrà aumentata di circa il 130% rispetto all'attuale

L'impianto sarà costituito dalle seguenti apparecchiature:

- 1 turbina a gas da circa 40 MW;
- 1 caldaia a recupero che sfrutta il calore residuo di combustione presente nei fumi di scarico del turbogas a singolo livello di pressione (alta pressione), dotata di post-combustione e con possibilità di funzionamento indipendente dalla turbina a gas.

La turbina a gas con caldaia a recupero andrà ad integrare l'esistente sistema di produzione vapore ed energia elettrica di Raffineria. L'intervento prevede la messa in riserva a freddo dell'esistente caldaia B02, che verrà utilizzata solo in caso di emergenza.

La turbina a gas sarà alimentata a metano.

La caldaia a recupero sarà progettata per la massimizzazione della produzione di vapore a recupero. La produzione di vapore dalla nuova caldaia, in analogia alla 32-B-01 esistente, sarà alle seguenti condizioni:

- Pressione: 42,0 barg;
- Temperatura: 430 °C.

Il vapore prodotto sarà convogliato all'esistente collettore di ammissione in turbina a vapore 32-TGV-01 in area COGE mediante una nuova tubazione.

La caldaia a recupero sarà alimentata a metano e gas di Raffineria. La caldaia sarà provvista di un sistema di aria comburente.

Il nuovo sistema di cogenerazione di vapore ed energia elettrica sarà infine dotato di un dispositivo SCR di trattamento fumi che garantirà emissioni di NOx contenute in uscita dal gruppo turbina a gas TG03 e caldaia a recupero B03.

In Allegato 11 si riportano il lay-out ed i prospetti delle apparecchiature previste dal nuovo progetto di Turbogas.

4.8.1. Turbina a gas

L'aria in entrata viene compressa e successivamente inviata in camera di combustione, in cui è iniettato il combustibile (metano) in combustori a bassa emissione di NOx comunemente chiamati DLE (Dry Low Emission).

La turbina a gas è progettata per poter bruciare metano. I gas combustibili ad alta temperatura escono dalla camera di combustione ed entrano nella turbina a gas dove la loro energia viene convertita in energia meccanica.

Data l'elevata temperatura (1180 °C) la prima fila di palette viene rivestita di materiali speciali e presenta canalizzazioni per consentire il passaggio dell'aria di raffreddamento proveniente dal compressore.

Parte dell'energia sviluppata viene utilizzata per muovere il compressore della turbina a gas mentre parte aziona il generatore per la produzione di energia elettrica.

I gas combustibili fuoriescono dalla turbina a gas ad una temperatura di circa 540 °C attraverso uno scarico assiale e giungono nella sezione di ingresso della caldaia a recupero dopo avere attraversato un condotto divergente.

La turbina a gas è collegata al generatore mediante un riduttore. Il package della turbina a gas viene fornito dal costruttore completo di ausiliari. I principali sistemi ausiliari forniti sono:

I principali sistemi ausiliari forniti sono:

- Sistema di filtrazione aria di tipo statico
- Sistema di filtrazione/ separazione finale per metano, filtro, installato su skid, ubicato in prossimità dello skid delle valvole.
- Sistema di accensione.
- Sistema di lubrificazione e controllo.
- Sistema di raffreddamento ausiliari di macchina comprensivo di strumentazione, valvole e tubazioni di interconnessione fino all'esterno del cabinato ed air cooler.
- Un sistema stazionario di lavaggio compressore.
- Cabina per turbina a gas, ausiliari di macchina completo di ventilazione, sistema di bonifica, impianto di illuminazione normale/ emergenza, sistema di rilevazione e di spegnimento incendio, prese di corrente, mezzi di sollevamento interni per manutenzione.
- Condotto fumi di scarico fino all'uscita del diffusore, comprensivo di giunto di espansione e protezione acustica.
- Camino metallico autoportante di 30 m di bypass completo di scale e piani di servizio, illuminazione, protezioni fulmini, silenziatore. Tale camino sarà utilizzato solamente per il tempo strettamente necessario alle operazioni di fermata /avviamento della turbina a gas.
- Sistema elettrico per alimentazione ausiliari di turbina a gas.

- Sistema di controllo, monitoraggio e protezione per turbina a gas ed ausiliari.
- Generatore di taglia pari a circa 56 MVA.

4.8.2. Caldaia a recupero

La caldaia a recupero, a valle della turbina a gas, è a circolazione naturale con singolo livello di pressione. La caldaia sfrutta il calore residuo presente nei fumi della turbina a gas per produrre vapore da utilizzare nel ciclo produttivo e per sicurezza. Essa è composta da:

- Un sistema alimentato da acqua alimento caldaia proveniente dalla sezione ITA (BFW) produce vapore saturo ad alta pressione attraverso una serie di serpentine riscaldatori. Il vapore saturo dal corpo cilindrico di alta pressione viene surriscaldato in un apposito serpentino surriscaldatore per raggiungere le condizioni di processo sopra descritte. Tutti i serpentine sono racchiusi all'interno della caldaia. La caldaia sarà dotata anche di bruciatori a basso NOx alimentati a metano e/o fuel gas per favorire la produzione della quantità di vapore necessaria al progetto.
- Desurriscaldatore vapore di alta pressione.
- Valvola principale di stop/ check caldaia e relativo bypass di pressurizzazione, completi di attuatore motorizzato (MOV).
- Valvole solenoidi, motorizzate, di controllo e di sicurezza, complete di silenziatori.
- Sfiato di avviamento dopo il surriscaldatore, completo di attuatore motorizzato (MOV) e silenziatore.
- Tutti i dispositivi locali di misura, pozzetti, skin point, trasmettitori richiesti per controllo, protezione e monitoraggio del generatore di vapore, completi di elementi primari, necessari per consentire il controllo da remoto delle operazioni di avviamento fermata all'esercizio.
- Predisposizione valvolate per connessioni di azoto di inertizzazione.
- Quadri locali per il sistema di illuminazione e di distribuzione forza motrice e sistema di illuminazione, sistema di distribuzione prese e connessioni elettriche, tramite cavi, delle apparecchiature e dei sistemi elettrici.
- Sistema di controllo.
- Sistema package di dosaggio chimico, completo di serbatoi, valvole, strumentazione con sistema di controllo remoto a DCS.
- Sistema package di analisi circuito acqua/ vapore, completo di refrigeranti, prese campione, valvole, strumentazione; lo scarico del circuito di raffreddamento sarà convogliato a collettore di fognatura di stabilimento.

- Portine di ispezione e di accesso sufficienti ad ispezionare tutte le cavità dentro e fuori il percorso fumi.
- Giunti di espansione.

Le prestazioni previste dell’impianto sono di seguito riepilogate:

Tabella 4-26: Prestazioni previste dell’impianto

CASO	Udm	A2
Temperatura ambiente	°C	15
Carico turbina a gas	%	100
Potenza turbina a gas	kWe	44.630
Consumo ausiliari	kWe	820
Consumo combustibile turbina a gas	kWt	120.158
Produzione vapore	t/ h	119,04
Temperatura vapore	°C	430
Pressione vapore	Barg	42,0
Consumo combustibile caldaia	kWt	43.321
Portata fumi	t/ h	467,07
Temperatura gas scarico caldaia	°C	192

4.8.3. Sistema elettrico

Il sistema elettrico sarà costituito dai seguenti componenti:

- Linea in cavo a 132kV per la connessione, in antenna, del sistema di cogenerazione di energia elettrica e vapore alla stazione 132kV esistente di Raffineria;
- Nuova baia per ampliamento della sottostazione 132kV esistente, equipaggiata con apparecchiature di manovra, TA e TV di misura e protezione, pannelli di controllo e protezione locali e scaricatori di sovratensione (se necessari);
- Turboalternatore da accoppiare alle turbine a gas;
- Sistema d’eccitazione di tipo brushless;
- Avviatore statico a frequenza variabile associato a motore di lancio per l’avviamento delle turbine a gas;
- Condotti sbarre a fasi isolate per la connessione dell’alternatore al trasformatore elevatore, all’interruttore di macchina e per le derivazioni ai trasformatori ausiliari di unità;

- Interruttore di macchina per la protezione e la manovra dell'alternatore della turbina a gas equipaggiato con TA e TV per misure e protezioni;
- Trasformatore elevatore a due avvolgimenti per la connessione alla rete in alta tensione dell'alternatore della turbina a gas;
- Linea in cavo a 132kV (isolati in XLPE) per la connessione del trasformatore elevatore della turbina a gas con la sottostazione 132kV esistente;
- Trasformatore MT/MT a due avvolgimenti per l'alimentazione dei servizi ausiliari di impianto;
- Quadro di distribuzione primaria in media tensione equipaggiato con arrivi e partenze per l'alimentazione di trasformatori e motori;
- Trasformatori MT/bt per l'alimentazione dei quadri di distribuzione primaria in bassa tensione;
- Quadri di distribuzione primaria in bassa tensione per l'alimentazione dei motori e dei quadri di distribuzione secondaria;
- Quadri di distribuzione secondaria;
- Sistema in corrente alternata di 230 V (UPS) per l'alimentazione dei sistemi di controllo;
- Sistema in corrente continua 110 Vdc per l'alimentazione delle protezioni e dei sistemi di controllo;
- Gruppo elettrogeno diesel di emergenza per la fermata in sicurezza dell'impianto e dei sistemi di emergenza;
- Quadri di protezione per i montanti di macchina, la sottostazione AT ed i sistemi di distribuzione primaria e secondaria;
- Sistema di registrazione cronologica degli eventi (RCE) e di oscillografia per l'analisi dei guasti e dei transitori elettrici;
- Sistema di misura fiscale e commerciale;
- Impianto luce per l'illuminazione ordinaria, di sicurezza e di emergenza
- Impianto di distribuzione forza motrice;
- Impianti di terra primaria e secondaria e di protezione contro le scariche atmosferiche;

Dal trasformatore elevatore sono poi derivati i cavi AT che collegano il montante di macchina alla baia di connessione nella sottostazione AT.

Tale soluzione, rispetto a quanto esistente in Raffineria, presenta i seguenti vantaggi:

- L'utilizzo di condotti sbarre a fasi isolate riduce al minimo i rischi di guasto sulle connessioni generatore / interruttore / trasformatore;
- L'utilizzo di interruttori di macchina dedicati allo scopo (capacità di interruzione di correnti nominali elevate e di guasto con componenti continue rilevanti), permette di proteggere in maniera più efficace le macchine collegate e permette di utilizzare il trasformatore elevatore come trasformatore di distribuzione (prelevando energia dalla rete AT) nel caso in cui il generatore sia fuori servizio (realizzando il montante di macchina flessibile);
- L'utilizzo di cavi AT per la connessione con la sottostazione permette di utilizzare un conduttore per fase riducendo, anche in questo caso, il rischio di guasto (dovuto alla presenza di più conduttori per fase in parallelo) e le dimensioni dello scavo necessario per realizzare il cavidotto.

Generatori e montanti di macchina

La turbina a gas sarà accoppiata ad un turboalternatore dimensionato in maniera da trasferire in rete l'intera potenza attiva generata dalla relativa turbina, senza limitazioni all'interno dell'intero campo di funzionamento previsto.

Il sistema di raffreddamento delle macchine utilizzerà come refrigerante primario aria in ciclo chiuso, raffreddata per mezzo di scambiatori aria/acqua.

Gli alternatori saranno equipaggiati con sistemi d'eccitazione di tipo brushless.

Il neutro del generatore sarà messo a terra tramite trasformatore con secondario chiuso su resistenza, al fine di limitare la corrente di guasto verso terra a 10A e di consentire il collegamento alla protezione di terra statore.

La turbina a gas sarà provvista di un sistema d'avviamento con motore di lancio accoppiato ad un convertitore statico a frequenza variabile (SFC), per il lancio della turbina fino alla velocità di accensione e a quella di autosostentamento. Il sistema di lancio sarà alimentato dal quadro principale BT d'impianto (PC1).

L'interruttore di macchina, previsto sul montante dell'alternatore del turbogas, sarà dimensionato in funzione della corrente nominale dell'alternatore e della corrente di guasto da interrompere. L'interruttore, adatto per installazione all'aperto, sarà del tipo in SF6, capace di interrompere correnti di guasto con elevata componente continua, e sarà costituito da un insieme di apparecchiature, quali:

- Interruttore con camera d'estinzione in gas SF6;
- Sezionatore di linea a monte dell'interruttore;
- Lame di terra a monte ed a valle del complesso interruttore-sezionatore di linea;
- Condensatori;

- Trasformatori di tensione e di corrente per misure, protezioni e sincronizzazione dell'alternatore, a monte ed a valle del complesso.

Le connessioni tra il generatore - interruttore di macchina - trasformatore elevatore, saranno realizzate per mezzo di condotti sbarre a fasi isolate. Questi ultimi saranno composti di conduttori in alluminio di sezione cilindrica adeguata alla corrente nominale di macchina, racchiusi all'interno di involucri di alluminio concentrici, ed opportunamente sostenuti da supporti isolanti dimensionati per resistere alle sollecitazioni dinamiche in caso di guasto.

Nel tratto di condotto sbarre compreso tra interruttore di macchina e trasformatore elevatore, sarà prevista una derivazione con connessione ad un trasformatore ausiliario di unità, che avrà la funzione di alimentare i carichi dei servizi ausiliari dell'impianto, alla tensione di 6kV.

Trasformatore elevatore

Per la macchina a due avvolgimenti, uno dei due secondari sarà collegato al proprio generatore (mediante interruttore di macchina), mentre il rimanente sarà collegato, via cavo, alla sottostazione esistente nello stabilimento..

Le reattanze di ciascun avvolgimento saranno scelte in modo tale da limitare il valore delle correnti di guasto e, nel contempo, da non limitare il flusso di potenza reattiva da e verso la rete.

Il neutro lato AT dei trasformatori elevatori sarà collegato francamente a terra.

Gli avvolgimenti di alta tensione saranno dotati di isolatori passanti olio/olio adatti per il collegamento ai cavi AT. Gli avvolgimenti MT dedicati ai generatori saranno dotati di passanti olio/aria per la connessione ai condotti sbarre a fasi isolate.

Il trasformatore sarà dotato sul lato AT di commutatore di rapporto sotto carico.

Sistema di distribuzione primaria MT

Il sistema di media tensione sarà alimentato da un trasformatore MT/MT di tipo isolato in olio, a ventilazione naturale, derivato dai condotti sbarre di macchina e sistemato all'esterno. Il neutro del trasformatore sarà messo a terra con resistenza.

Il collegamento fra il trasformatore ed il quadro principale MT sarà realizzato in cavo ad isolamento estruso. Lo schema di impianto prevede un quadro di distribuzione a 6 kV (QMT) per l'alimentazione dei servizi ausiliari di impianto.

Il quadro di distribuzione sarà costituito da:

- Interruttore di arrivo da trasformatore di unità;
- Interruttore di interconnessione con la rete esistente MT di stabilimento (soccorso).

L'alimentazione di soccorso dalla Raffineria sarà derivata dalla rete a 3 kV e connessa al sistema MT del sistema di cogenerazione di energia elettrica e vapore mediante un trasformatore MT/MT a 6 kV.

Dal quadro di distribuzione primaria del sistema saranno alimentate tutte le utenze d'impianto con potenza superiore a 200 kW e il trasformatore MT/bt per l'alimentazione del sistema di distribuzione primaria in bassa tensione.

Il quadro sarà di tipo Metal Clad, equipaggiato con interruttori di tipo estraibile in SF6 o sotto vuoto per arrivi e partenze statiche, e con fusibile e contattore per le partenze motore.

Sistema di distribuzione primaria BT

Il sistema di bassa tensione sarà alimentato da un trasformatore MT/bt di tipo isolato in resina, a ventilazione naturale, sistemato all'esterno entro armadio dedicato. Il neutro del trasformatore sarà collegato rigidamente a terra.

Il collegamento fra il trasformatore ed il quadro principale BT sarà realizzato in cavo ad isolamento estruso.

Lo schema di impianto prevede un quadro di distribuzione primaria BT a 400V (PC-1) in configurazione PMCC (Power Motor Control Center), costituito da un doppio sistema di sbarre con congiuntore (sbarra normale e sbarra di emergenza facente capo al diesel).

Il quadro di distribuzione sarà costituito da:

- Interruttore di arrivo da trasformatore MT/bt;
- Interruttore di interconnessione con la rete esistente BT di stabilimento (soccorso);
- Interruttore di arrivo da diesel di emergenza.

Dal quadro di distribuzione primaria BT saranno alimentate tutte le utenze d'impianto con potenza inferiore a 200 kW, i quadri di sottodistribuzione e il quadro principale BT del package turbina a gas (PC-2, incluso nelle forniture del turbinista).

Sistema di distribuzione secondaria BT

I quadri di distribuzione secondaria, isolati galvanicamente attraverso trasformatori, saranno di tipo segregato, equipaggiati con interruttori modulari ed alimenteranno le seguenti utenze:

- sistema d'illuminazione e prese di forza motrice;
- valvole motorizzate;
- sistema di tracciatura elettrica delle tubazioni;
- sistemi di ventilazione, riscaldamento e condizionamento.

Diesel d’Emergenza

Sarà previsto un diesel d’emergenza per l’alimentazione delle seguenti utenze:

- carichi necessari per la fermata in sicurezza dell’impianto in caso di black-out sulla rete elettrica AT;
- sistemi di emergenza.

Il suddetto Diesel sarà collegato elettricamente alla sbarra di emergenza del quadro principale di distribuzione BT (PC-1), e sarà chiamato ad intervenire in caso di black-out della rete elettrica, per permettere la fermata in sicurezza dell’impianto.

Sistema di controllo e supervisione della rete elettrica

Il sistema di comando e controllo della rete elettrica del sistema di cogenerazione di energia elettrica e vapore sarà integrato nel DCS d’impianto.

I sistemi elettrici monitorati saranno i seguenti:

- Sottostazione in alta tensione;
- Montanti di macchina e trasformatori;
- Sistema di distribuzione primaria in media tensione;
- Sistema di distribuzione primaria in bassa tensione;
- Sistemi d’alimentazione di sicurezza ed emergenza (UPS, corrente continua e diesel di emergenza).

Per mezzo di tale sistema sarà possibile provvedere alla realizzazione delle seguenti funzioni principali:

- Visualizzazione continua dello stato della rete elettrica di sistema;
- Acquisizione degli allarmi e degli scatti e degli stati dei componenti della rete;
- Acquisizione e visualizzazione delle principali grandezze elettriche, sia in forma numerica sia diagrammatica (trend);
- Comandi di tutte le apparecchiature controllate;
- Comandi di sincronizzazione;

Il sistema di supervisione sarà composto di unità hardware e software, necessarie alla realizzazione delle funzioni di comando, controllo e misura, di comunicazione con i livelli inferiori e superiori e per la comunicazione tra le unità ridondanti.

Le logiche funzionali saranno sviluppate a livello locale con cablaggio all’interno dei quadri o sistemi di potenza.

4.8.4. Sistema automazione e controllo

La strumentazione sarà principalmente del tipo elettronico con segnali 4~ 20mA. Il sistema di controllo sarà basato sul DCS (sistema di controllo distribuito a microprocessore).

Il compito funzionale del DCS sarà il controllo modulante (closed loop control), l'acquisizione variabili di processo e loro monitoraggio, il monitoraggio degli allarmi, i controlli sequenziali, blocchi ed interblocchi (tramite sistema ESD che gestisce BMS ed i blocchi di caldaia e di impianto, mentre tutti i blocchi di turbina a gas sono gestiti dal proprio sistema di controllo e protezione).

Il DCS svolgerà anche le funzioni di controllo e monitoraggio del sistema elettrico; tuttavia le funzioni di controllo e protezione del sistema elettrico saranno demandate ai sottosistemi elettrici dedicati.

Il DCS supporterà peraltro l'interfaccia operatore sia per il processo termico che per quello elettrico, costituendo pertanto l'unico mezzo di controllo integrato per l'intera installazione.

L'interfaccia operatore sarà quella del sistema esistente, attualmente installato nella sala controllo bunkerizzata della sistema di produzione di energia elettrica e vapore COGE esistente. L'interfaccia operatore È basata sul sistema ABB MOD 300 release 14 integrato a sua volta in architettura Advant Æ OCS con cui anche le unità (PCU) di processamento segnali nuove dovranno essere interfacciate.

Le funzioni di controllo propriamente dette potranno essere svolte sia direttamente dal DCS che da sottosistemi di automazione dedicati e forniti con le unità package (e.g. sistema di controllo e protezione turbina a gas).

Il DCS sarà interfacciato con detti sottosistemi tramite link di comunicazione seriali di norma forniti in configurazione ridondata.

Per sistemi di automazione non critici, o sottoinsiemi di non rilevante importanza, le comunicazioni potranno essere realizzate con linee seriali non ridondanti. I comandi di blocco, segnalazioni e misure critiche, coinvolgenti funzioni di sicurezza o regolazione primaria, saranno realizzati con modalità hardwired.

La strumentazione sarà progettata per assicurare il controllo dell'impianto in modo sicuro ed accurato ed a facilitarne la manutenzione. La strumentazione sarà del tipo elettronico.

I trasmettitori saranno tipo SMART (quando possibile) con segnale 4~ 20 mA sul quale sarà impresso il segnale digitale per la comunicazione con il protocollo di tipo Hart o equivalente. La configurazione e la comunicazione con gli strumenti per verifiche sarà possibile tramite i comunicatori palmari (hand held communicator).

La strumentazione delle unità packaged, assimilabili ad impianti (esempio: caldaia, turbina etc.) sarà, per quanto possibile, dello stesso tipo e fornitore impiegata nel sistema

di cogenerazione, mentre le unità package minori potranno essere con la strumentazione secondo lo standard fornitore.

La strumentazione ed apparecchiature elettriche e/o elettroniche installate in aree classificate con pericolo d'esplosione saranno in esecuzione adatta per il tipo di area classificata e provviste di certificati Atex direttiva 94/9/CE; a sicurezza aumentata (EEx-e) per apparecchiature non scintillanti o a prova di esplosione (EEx-d), preferibilmente, in accordo alle normative CEI/CENELEC oppure in esecuzione a sicurezza intrinseca (EEx-i) dove più appropriato.

Le custodie degli strumenti e le apparecchiature in campo avranno un grado di protezione meccanica IP55 minimo secondo le norme IEC529. Gli strumenti saranno raggruppati negli armadi quando installati all'esterno o raggruppati sugli appositi racks per installazione al coperto salvaguardando il requisito di primari più corti possibile.

I collegamenti tra la strumentazione in campo e la sala controllo saranno per mezzo di cavi multipli posati sulle passerelle adeguatamente protette. I cavi per trasmissione segnali saranno schermati e binati a coppie (twisted). I cavi per i circuiti a sicurezza intrinseca avranno la guaina esterna di colore blu.

La strumentazione di processo critica per l'esercizio e/o la sicurezza sarà prevista in configurazione ridondante secondo i seguenti criteri:

- Tutti gli strumenti iniziatori di azioni protettive a livello dell'impianto o del sistema saranno triplicati e processati in logica 2 su 3.
- Tutti gli strumenti facenti parte dei loop di controllo cui mancato funzionamento possa causare l'indisponibilità dell'impianto saranno duplicati.
- Potranno essere utilizzati gli stessi strumenti per le funzioni di protezione e di controllo, garantendo però adeguati criteri di segregazione nei sistemi di controllo.
- Potranno essere utilizzati gli stessi strumenti per le funzioni di allarme e di controllo, garantendo però adeguati criteri di segregazione nei sistemi di controllo.

4.8.5. Bilanci di materia ed energia

L'energia elettrica fornita dalla nuova Turbogas è pari a circa 40 MW con un autoconsumo di 820 kW.

Il nuovo sistema di cogenerazione di energia elettrica e vapore utilizzerà fuel gas e metano come combustibile. Il consumo specifico previsto è di 12.300 Nm³/h di metano e 6.113 Nm³/h di fuel gas.

Le principali caratteristiche della Turbina a gas e della caldaia a recupero B03 sono riassunte nella Tabella 5-5 di seguito riportata.

Tabella 4-27: Caratteristiche delle unità costitutive del nuovo sistema cogenerativo.

Id Forno	Impianto	Combustibile	Potenza (MWt)	Camino emissione fumi
Turbina a gas	Sistema cogenerativo	Metano	120	E21N
Caldaia a recupero di fumi B03	Sistema cogenerativo	Fuel gas con opportune integrazioni di metano	43,6	E21N

I fabbisogni idrici del nuovo sistema cogenerativo sono riportati nella seguente Tabella 4-28 (con il segno – si indicano i consumi e con il + le produzioni).

Tabella 4-28: Fabbisogni idrici del nuovo sistema cogenerativo

Impianto	Vapore			Condensa	Acqua		
	HP	MP	LP		BFW	Demi	Grezza
	kg/h	kg/h	kg/h		kg/h	kg/h	kg/h
Sistema cogenerativo	+21.500	-	-	-	-84.370	-	-

La quantità di Boiler Feed Water necessaria al nuovo sistema cogenerativo verrà fornita dall'impianto di demineralizzazione esistente ITA.

4.9. Torcia

Tutti gli apparecchi di Raffineria che lavorano in pressione sono protetti da valvole di sicurezza che, al raggiungimento di una determinata soglia di pressione, scaricano il fluido di processo contenuto in modo che possa essere inviato, attraverso un opportuno collettore, al sistema di torcia.

Tale sistema costituisce un dispositivo primario di sicurezza della Raffineria che protegge da sovrappressioni l'intero sistema impiantistico garantendo un'adeguata gestione delle emergenze e degli upset .

Gli impianti sono altresì dotati di adeguata strumentazione di regolazione e controllo che consente una gestione nelle normali condizioni di esercizio e nei transitori (incluso fermata ed avviamento) che previene l'intervento delle valvole di sicurezza

La torcia di Raffineria, che costituisce un primario dispositivo di sicurezza, non è sufficiente per ricevere i fluidi provenienti dai nuovi impianti, per cui è necessaria la realizzazione di una nuova torcia a essi dedicata.

La nuova torcia avrà un'altezza di circa 110 m e avrà un funzionamento discontinuo, caratterizzato da una emissione di fumi trascurabile. In linea con le MTD la nuova torcia sarà dotata di un sistema “smokeless”.

4.10. Serbatoi

Per far fronte alle nuove esigenze di stoccaggio derivate dalla parziale differenziazione dello slate dei prodotti è prevista la realizzazione di 7 nuovi serbatoi le cui caratteristiche sono riportate nella Tabella 4-29 di seguito riportata.

Tabella 4-29: Descrizione dei nuovi serbatoi

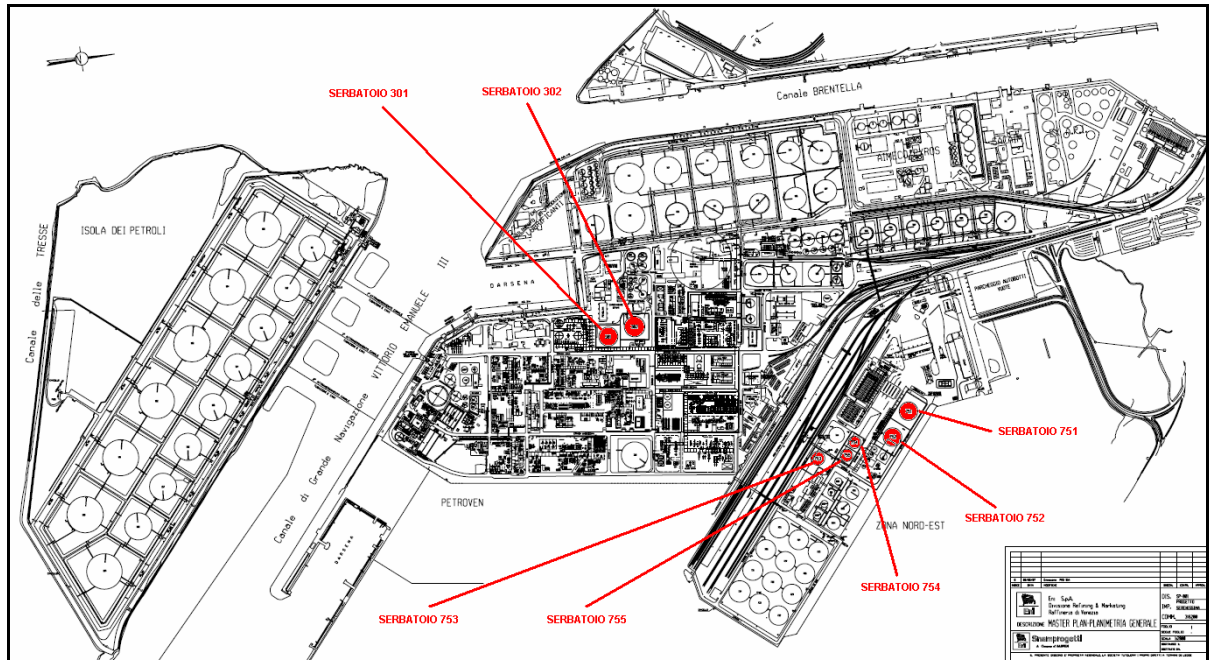
ID	Prodotto	Ubicazione	Categoria	Tipo	Tenuta	Fondo	Capacità Max Operativa (m ³)
751	Benzina	Zona Nord/Est	A	Galleggiante	Doppia	Doppio	10.660
752	Benzina	Zona Nord/Est	A	Galleggiante	Doppia	Doppio	10.660
753	Benzina	Zona Nord/Est	A	Galleggiante	Doppia	Doppio	5.740
754	Benzina	Zona Nord/Est	A	Galleggiante	Doppia	Doppio	2.870
755	Benzina	Zona Nord/Est	A	Galleggiante	Doppia	Doppio	2.870
301	Olio combustibile	Raffineria	C	Fisso	-	Singolo	14.875
302	Olio combustibile	Raffineria	C	Fisso	-	Singolo	17.000

Come evidenziato nella precedente tabella, tutti i serbatoi destinati allo stoccaggio di prodotti volatili saranno del tipo a tetto galleggiante con doppia tenuta, con la conseguente minimizzazione delle emissioni in atmosfera nella fase di caricamento dei serbatoi; inoltre i serbatoi avranno doppio fondo in linea con le MTD e con la politica aziendale di massimizzazione della prevenzione ambientale al fine di impedire la propagazione di eventuali perdite nel terreno sottostante.

L'ubicazione dei serbatoi per diversa tipologia di prodotto stoccato rimarrà invariata rispetto alla configurazione attuale: i serbatoi di greggio rimarranno ubicati presso l'Isola dei Petroli, mentre quelli dedicati ai prodotti semilavorati e quelli finiti in area di Raffineria e in Zona Nord-Est.

Nella Figura 4-8 di seguito riportata viene indicata la futura collocazione dei nuovi serbatoi.

Figura 4-8: Ubicazione dei nuovi serbatoi



4.11. Dispositivi di misura, controllo, regolazione e protezione

Gli impianti di Raffineria sono dotati della necessaria strumentazione dedicata al controllo, regolazione e protezione al fine di garantire la marcia sempre in condizioni di sicurezza.

In linea con le Best Practices internazionali, ed al fine di garantire la massima affidabilità e sicurezza nei sistemi di controllo e di protezione degli impianti, i segnali provenienti dall'impianto vengono gestiti separatamente da due sistemi distinti:

- DCS – Distributed Control System – sistema per la gestione operativa ed il controllo dei parametri di processo;
- PLC – Programmable Logic Controller – sistema per la gestione dei blocchi e delle messe in sicurezza automatiche impianti.

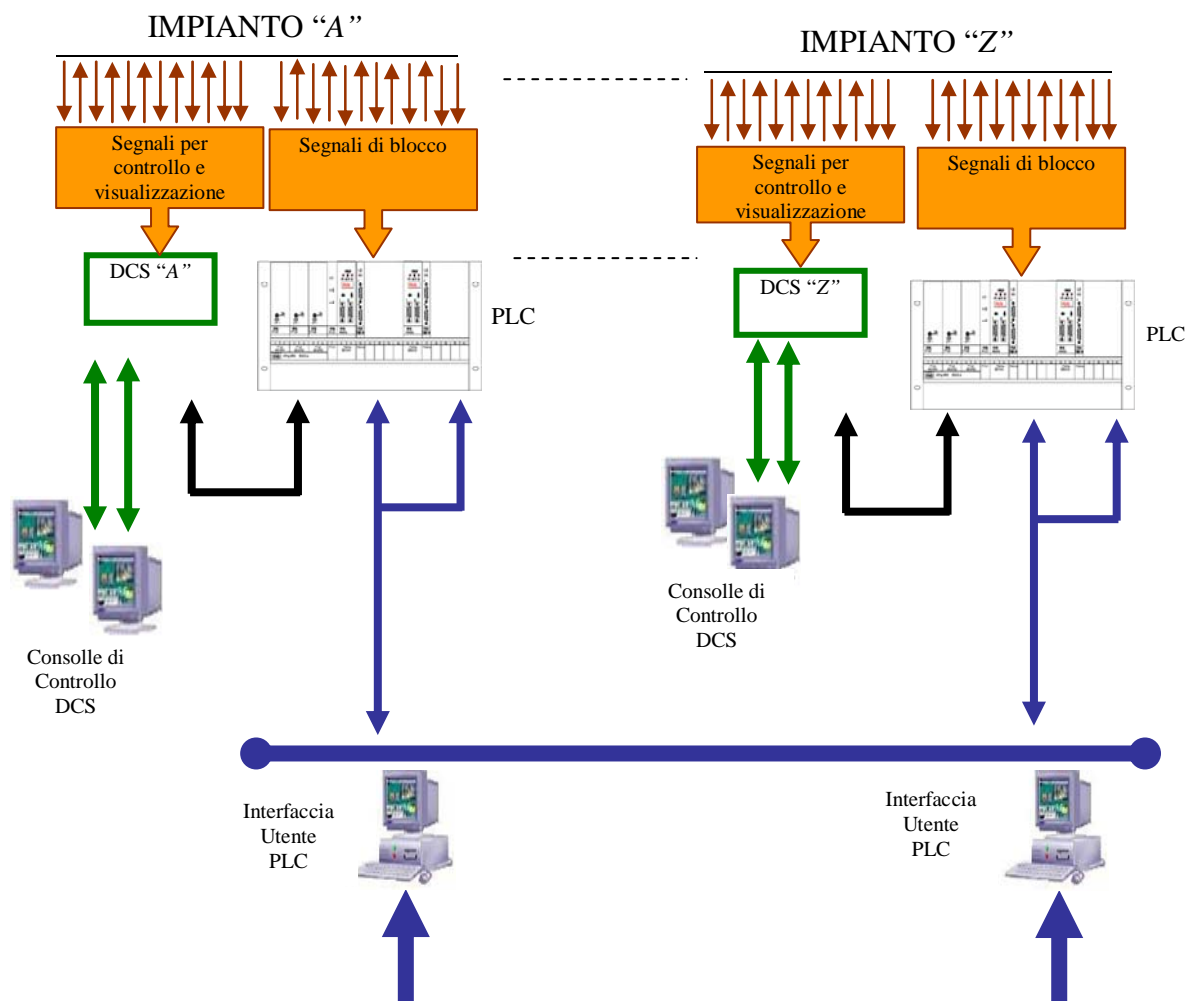
Pur mantenendo distinte le funzioni di controllo (DCS) da quelle di sicurezza (PLC) i due sistemi comunicano costantemente in tempo reale garantendo in tal modo il monitoraggio continuo del segnale analogico su entrambi i sistemi.

Per garantire l'affidabilità del sistema nel suo complesso, in fase di progettazione ed in fase di esercizio saranno implementate le seguenti linee guida:

- ridondanza degli elementi posti a salvaguardia dei punti individuati come critici, in maniera che il guasto di uno di essi (alla cui sostituzione si provvede immediatamente appena avutone segnalazione) non abbia ripercussione alcuna sulla sicurezza d'esercizio;
- progettazione del sistema in grado di mettere automaticamente l'impianto in condizione di sicurezza d'esercizio nel caso di ulteriore guasto;
- adeguati programmi e procedure di verifica e manutenzione.

Di seguito, si riporta uno schema riassuntivo dell'esistente rete interna di Raffineria in cui si evidenzia, oltre all'indipendenza nella gestione della regolazione e della protezione, anche la comunicazione dei due sistemi, DCS e PLC, che permette al DCS di leggere sul PLC e registrare e visualizzare Blocchi e Allarmi. Analoga filosofia sarà implementata nella realizzazione dei nuovi impianti.

Figura 4-9: Schema rete distribuzione dati PLC - Campo, DCS - Campo e PLC - DCS



4.12. Interconnecting

L'interconnecting interno alle nuove unità è stato sviluppato secondo un criterio di minimizzazione dei percorsi tubazioni e tenendo conto delle necessarie operazioni e facilities per il sezionamento degli impianti nel complesso.

L'interconnecting tra le unità del Progetto Serenissima e la Raffineria è stato progettato tenendo conto dei seguenti fattori:

- disponibilità delle Utilities ed unità esistenti;
- minimizzazione dei percorsi tubazioni;
- necessità di effettuare operazioni per il sezionamento degli impianti del complesso;
- flessibilità di lavorazione della Raffineria.

4.12.1. Interconnecting interno alle Nuove Unità

L'interconnecting interno alle nuove unità è progettato in modo tale da garantire la distribuzione di tutte le utilities necessarie al corretto funzionamento del processo primario.

Oltre alle utilities rese disponibili dalla Raffineria esistente, le nuove unità dispongono di:

- una nuova unità di demineralizzazione che produce acqua demi da utilizzare come:
 - alimento alla nuova unità di recupero condense;
 - acqua di processo per il nuovo impianto Steam Reformer;
 - acqua di make up per il circuito chiuso di raffreddamento di processo e macchine.
- una nuova unità di recupero vapore e condense che è utilizzata per:
 - fornire Boiler Feed Water alle nuove unità di processo;
 - raccogliere le condense pulite prodotte dai nuovi impianti.
- un impianto aria compressa essiccata progettato per fornire aria strumenti alle nuove unità.
- un nuovo circuito chiuso ad acqua di raffreddamento.

4.12.2. Interconnecting con la Raffineria esistente

La carica alla nuova unità Vacuum è costituita dai greggi processati dal Topping esistente DP-3 e dai residui atmosferici di importazione disponibili presso i serbatoi stoccaggio di greggio ubicati presso l'Isola dei Petroli. Il principale obiettivo della nuova unità Vacuum è

quello di massimizzare la produzione di Gasolio medio e pesante (HVGO e MGVO), da destinare come carica in alimentazione alla nuova unità Hydrocracker. Gli altri prodotti dell'unità (LVGO, MVGO e Residuo Vacuum) vengono inviati presso i serbatoi di stoccaggio in area di Raffineria e in Zona Nord-Est. Parte del MVGO può essere inviato in colaggio diretto all'impianto Thermal Cracking esistente.

La carica alla nuova unità Hydrocracker è costituita da Gasolio medio e pesante (HVGO e MGVO) proveniente dalla nuova unità di distillazione sottovuoto. I prodotti dell'unità (GPL, Nafta leggera stabilizzata, Nafta pesante, Kerosene, Diesel, Unconverted Oil Bleed) vengono inviati presso i serbatoi di stoccaggio in area di Raffineria e in Zona Nord-Est.

La nuova unità Steam Reformer fornisce idrogeno al nuovo impianto Hydrocracker producendo inoltre vapore surriscaldato ad alta pressione. La carica utilizzata da quest'impianto può essere metano proveniente dalla rete Snam RG o un mix variabile di metano e GPL.

La nuova unità di rigenerazione dell'ammina tratta tutta l'ammina utilizzata nei processi di lavaggio gas e GPL dell'unità Hydrocracker e di trattamento del gas di coda della nuova unità di Recupero Zolfo. E' trattata, inoltre, l'ammina ricca proveniente dal nuovo impianto Vacuum. Sarà possibile trattare anche ammina proveniente dagli esistenti impianti di lavaggio gas in modo da costituire una riserva alle attrezzature attualmente installate.

La nuova unità Sour Water Stripper è in grado di trattare oltre alle acque provenienti dai nuovi impianti anche parte di quelle trattate negli esistenti impianti SWS di Raffineria, incrementando così il grado di affidabilità e disponibilità complessivo del sistema di trattamento acque acide.

Il nuovo impianto Claus tratta le correnti gassose contenenti H₂S e NH₃ provenienti dai nuovi impianti in cui avvengono le reazioni di desolforazione.

Il fluido di processo scaricato dalle valvole di sicurezza dei nuovi impianti sarà convogliato nella nuova torcia inclusa nel Progetto Serenissima.

Alcuni prodotti provenienti dai nuovi impianti possono essere inviati a più di una unità esistente o a stoccaggio, in maniera tale da aumentare la flessibilità operativa della Raffineria nel caso di fuori servizio di una o più unità di destinazione.

L'acqua di processo prodotta dai nuovi impianti verrà convogliata nella rete fognaria esistente della Raffineria.

4.13. Aspetti relativi alla sicurezza

4.13.1. Adempimenti D.Lgs. 334/99

Per il progetto oggetto della presente Relazione Ambientale 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. 334/99 e s.m.i..

Nel presente capitolo si riporta una valutazione preliminare dei rischi connessi all'impiego delle sostanze detenute e manipolate negli impianti oggetto del presente Studio di Impatto Ambientale; tale analisi consiste nella individuazione di eventi incidentali di riferimento e nell'analisi delle possibili evoluzioni degli incidenti verso scenari incidentali sulla base di:

- studio degli incidenti tipici che caratterizzano unità analoghe, sia per processo che per tipologia di sostanza utilizzata;
- studio relativo al layout integrato installazioni nuove/esistenti.

Nella Tabella 4-30 si riporta, per ciascuno degli impianti da realizzare, un elenco (non esaustivo) di eventi incidentali caratteristici (Top Events) che possono avere credibilmente origine nell'attività industriale in esame e che possono essere generati:

- da cause di processo (generati, quindi, da guasti/sequenze di guasti o malfunzionamenti dei sistemi di regolazione, errori di conduzione o di manovra, indisponibilità dei sistemi di blocco, allarme, etc.),
- da cause random cioè non riconducibili direttamente a cause di processo (rottture o perdite dovute a fenomeni di usura, corrosione, stress del materiale, difetti di montaggio, fatica, etc.).

Le frequenze di accadimento stimate delle ipotesi incidentali risultano comprese tra $1 \cdot 10^{-6}$ a $1 \cdot 10^{-4}$ eventi/anno, rientrando quindi nella classe di probabilità “improbabile”

Nella successiva Tabella 4-31 sono invece indicati gli scenari incidentali che possono derivare dai Top events di riferimento (ad esempio pool fire, esplosione, rilascio tossico, etc.) con le relative distanze di danno, desunte da precedenti studi su impianti similari. A tal proposito, si precisa quanto segue:

- i dati riportati sono riferiti ad impianti simili ma non uguali;
- le conseguenze degli scenari riportati sono il risultato di:
 1. simulazioni non sempre effettuate con i medesimi codici di calcolo (seppur tutti validati e certificati);
 2. composizioni dei fluidi simili ma non uguali;
 3. condizioni di esercizio simili ma non uguali;

4. condizioni meteo tipiche dei siti nei quali gli impianti sono stati installati;
5. le distanze tabulate sono relative a simulazioni in condizioni stazionarie e senza tenere conto dell'intervento di sistemi di emergenza (isolamento, raffreddamento, barriere ad acqua, ecc.);
6. le distanze non tengono conto di effetti schermanti di altre apparecchiature e/o edifici.

Le frequenze di accadimento per gli scenari incidentali, ipotizzate sulla base di esperienze di impianti simili, risultano maggiori di $1 \cdot 10^{-6}$ eventi/anno

Tabella 4-30: Descrizione degli eventi incidentali

Unità	Evento incidentale (Top Event)
Unità HDC	Miscela esplosiva in camera di combustione forni
	Rilascio bifasico di miscela di carica/miscela effluente Reattori 1° e 2° stadio di reazione
	Rilascio di miscela gassosa ricca in H ₂ S per sovrappressione nel separatore bassa temperatura/bassa pressione
	Rilascio di miscela idrocarburi medio/pesanti in alimentazione alla sezione di frazionamento per rottura tenuta pompe
	Rilascio di idrocarburi medi (kerosene, diesel) da sezioni di Frazionamento per rottura tenuta pompe operanti ad alta temperatura
	Rilascio di nafta da sezioni di Frazionamento/Recupero Leggeri in fase liquida.
	Rilascio di miscela idrocarburi leggeri (LPG) da Sezione Recupero Leggeri per rottura tenuta pompe
	Rilascio di miscela off gas da Sezione Reazione/ Trattamento con ammina
	Rilascio di gas di riciclo (Idrogeno) ad alta pressione
Unità Rigenerazione Ammina	Rilascio di gas acido ricco in H ₂ S per rottura random
Unità SWS	Rilascio di gas acido ricco in H ₂ S ed NH ₃ per rottura random
Nuovo Impianto Recupero Zolfo	Rilascio di SO ₂ da torcia per invio a blow-down dalla portata di gas acido in carica all'impianto.
	Rilascio di idrogeno solforato dalla linea di adduzione al I reattore Claus.
	Rilascio di fumi con alta concentrazione di SO ₂ da camino per bassa conversione di H ₂ S in zolfo.
Torcia	Perdita di fiamma.
Steam Reformer	Rottura cilindro compressore gas di alimentazione per liquido di aspirazione.
	Rottura mandata compressore gas di alimentazione.
	Esplosione in camera di combustione forno steam reforming.
	Rilascio dal refrigerante ad aria del gas di processo.
	Passaggio di gas di processo al degasatore.
	Perdita significativa da linea gas ingresso.
Vacuum	Rilascio di idrocarburo ad altissima temperatura da una delle pompe di estrazione sul fondo colonna Vacuum.

Unità	Evento incidentale (Top Event)
	Trafilamento dalla tenuta di uno scambiatore del treno di scambio
Turbogas	Rilascio di gas metano dalla turbina
Serbatoi	Affondamento tetto con rilascio di benzina in corrispondenza del tetto galleggiante di un serbatoio di stoccaggio.
	Overfilling/Perdita di benzina con rilascio nel bacino di contenimento di un serbatoio di stoccaggio.

Tabella 4-31: Descrizione degli scenari incidentali.

Unità	Scenari Incidentali
Unità HDC	<p>Sezione di Reazione</p> <p>Gli scenari associati sono:</p> <ul style="list-style-type: none"> ○ Dispersione tossica: IDLH a 70 metri; ○ Jet fire per innesco immediato. Questo scenario comporta irraggiamento di 5 kW/m² a 49 m (lesioni irreversibili per le persone) e 12.5 kW/m² a 43 m (Danni alle strutture); ○ Pool fire con soglie di danno minori di quelle associate al Jet fire. <p>Sezione di compressione Idrogeno</p> <p>Lo scenario incidentale associato a questa sezione è il seguente:</p> <ul style="list-style-type: none"> ○ Jet fire con irraggiamento di 5 kW/m² a 103 m (lesioni irreversibili per le persone) e 12.5 kW/m² a 88 m (danni alle strutture). <p>I compressori sono solitamente realizzati all'interno di un 'building' dotato di opportuni sistemi di rivelazione H₂ e di fiamma, che segnalano l'eventuale perdita e che possono attivare sistemi di raffreddamento e mandare in blocco i compressori limitando la durata dello scenario evidenziato.</p> <p>Frazionamento</p> <p>Lo scenario incidentale associato a questa sezione è il seguente:</p> <ul style="list-style-type: none"> ○ Jet fire con irraggiamento di 5kW/m² a 161 m (lesioni irreversibili per le persone) e 12.5 kW/m² a 135 m (Danni alle strutture). <p>La colonna sarà dotata di opportuni rilevatori di incendio ed attivazione automatica dei sistemi di raffreddamento, di sistemi di intercettazione e blocco che limitano la durata dello scenario e che l'analisi non tiene conto della direzionalità del getto e dell'effetto schermo di altre apparecchiature.</p> <p>Recupero Leggeri</p> <p>Gli scenari associati a queste apparecchiature possono essere:</p> <ul style="list-style-type: none"> ○ Jet fire per innesco immediato produce un irraggiamento di 5 kW/m² a 125 m (lesioni irreversibili per le persone) e 12.5 kW/m² a 105 m (Danni alle strutture); ○ Pool fire con soglie di danno minori di quelle associate al Jet fire. ○ Flash Fire per innesco ritardato con LFL/2 a 180 m. <p>La sezione sarà dotata di opportuni rivelatori di incendio ed attivazione automatica dei sistemi di raffreddamento, di sistemi di intercettazione e blocco che limitano la durata dello scenario e che l'analisi non tiene conto della direzionalità del getto e dell'effetto schermo di altre apparecchiature.</p> <p>Sezione forni</p> <p>In caso di esplosione in camera di combustione forni, è ragionevole ritenere che l'energia liberata venga in parte sfogata dal camino e dai portelli di esplosione ed in parte assorbita dalla struttura stessa del forno; non si può escludere la proiezione di frammenti (materiale refrattario) verso l'ambiente esterno della camera di combustione del forno stesso. Tuttavia il livello di prevenzione assicurato dalle protezioni previste porta a considerare l'evento come "non credibile".</p>
Unità Rigenerazione Ammina	<p>Lo scenario associato a questi impianti è la dispersione di H₂S con i seguenti effetti:</p> <ul style="list-style-type: none"> ○ Dispersione tossica: IDLH a 130 metri per l'Unità Rigenerazione Ammina; ○ Dispersione tossica: IDLH a 80 metri per l'Unità SWS.
Unità SWS	
Nuovo Impianto Recupero Zolfo	<p>Gli scenari incidentali ipotizzabili per l'impianto in esame sono:</p> <ul style="list-style-type: none"> ○ rilascio di fumi contenenti anidride solforosa; ○ rilascio tossico di H₂S; ○ jet fire.

Unità	Scenari Incidentali
Torcia	Si ipotizza l'emissione in atmosfera di sostanze infiammabili e/o tossiche e nocive. Il nuovo sistema di torcia sarà dimensionato con adeguato margine di sicurezza rispetto alla portata massima di sfiato di emergenza dalle valvole di sicurezza o di depressurizzazione e realizzato con criteri che rispecchiano lo “stato dell'arte” per tali apparecchiature. Qualora in fase di analisi di Sicurezza da includere nello specifico Rapporto di Sicurezza per Nulla Osta di Fattibilità si evidenziassero impatti potenzialmente pericolosi per la salute e per l'ambiente, si procederà ad eventuali miglioramenti del progetto (per esempio con l'incremento dell'altezza della torcia, o con l'adozione di diverse condizioni di efflusso, sistemi di controllo, ecc.).
Steam Reformer	In caso di rilascio di idrogeno gli scenari incidentali prevedibili sono: <ul style="list-style-type: none"> ○ Jet fire per innesco immediato. Questo scenario comporta irraggiamento di 5 kW/m² a 19 m (lesioni irreversibili per le persone) e 12.5 kW/m² a 16.5 m (danni alle strutture); ○ Flash Fire per innesco ritardato con LFL/2 a 21 m. Nel caso invece di esplosione in camera di combustione forno steam reforming, con sfogo attraverso le portelle di scoppio, di gas in fase di combustione, le principali conseguenze esterne sono dovute all'irraggiamento causato da fiamme/fumi caldi fuoriuscenti dalle aperture presenti che, data la breve durata del fenomeno, provocherebbero danni solo per chi si trovasse nelle vicinanze del forno. Gli effetti sono normalmente limitati all'area dell'impianto stesso.
Vacuum	Gli scenari incidentali presi a riferimento per l'impianto in esame sono: <ul style="list-style-type: none"> ○ Jet fire da collettore di alimentazione forno Vacuum: 5 kW/m² a 27m; ○ VCE nella colonna Vacuum; 0.07 bar a 50m.
Turbogas	All'impianto TurboGas è stato associato un rilascio di gas metano dalla turbina, il quale può evolvere in: <ul style="list-style-type: none"> ○ Jet fire per innesco immediato. Questo scenario comporta irraggiamento di 5 kW/m² a 110 m (lesioni irreversibili per le persone) e 12.5 kW/m² a 80 m (danni alle strutture); ○ Flash Fire per innesco ritardato con LFL/2 a 115 m.
Serbatoi	Ai nuovi serbatoi di stoccaggio è stato associato un rilascio di benzina in corrispondenza del tetto galleggiante il quale può evolvere in Pool fire per innesco immediato. Tale scenario risulta tuttavia classificabile come non credibile. Ai nuovi serbatoi di stoccaggio è infine associato un rilascio di benzina nel bacino di contenimento il quale può evolvere in: <ul style="list-style-type: none"> ○ Pool fire; ○ Flash fire. Tale scenario risulta tuttavia classificabile come non credibile.

Si fa presente che i risultati sopra esposti sono da considerarsi obiettivi minimi, in quanto nello 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..

4.13.2. Criteri di Progettazione Impianti Elettrici

Per gli impianti elettrici delle unità saranno adottate le seguenti norme standard di progettazione:

- CEI (COMITATO ELETTROTECNICO ITALIANO);
- CEI 81.1 - “Protezione delle strutture contro i fulmini”;
- CEI 81.4 - “Protezione delle strutture contro i fulmini; CEI 81.1 – “Protezione delle strutture contro i fulmini” Valutazione del rischio dovuto a fulmini”;
- CEI 31-1 a 31-13 e 31-15 – “Costruzioni elettriche per atmosfere potenzialmente esplosive”;
- CEI 31-14, 31-16 e 31-17 – “Prescrizioni per la scelta, l'installazione e l'uso di apparecchiature di spruzzatura elettrostatica per prodotti infiammabili”;
- CEI 31-18 a 31-22 – “Apparecchiature elettriche per la rilevazione e misura di gas combustibili”;
- CEI 31-30 – “Costruzioni elettriche per atmosfere pericolose per la presenza di gas” – Classificazione dei luoghi di pericolo;
- CEI 31-33 - Impianti elettrici nei luoghi con pericolo di esplosione”;
- CEI 31-35 - “Guida per la classificazione dei luoghi con pericolo di esplosione”;
- CEI 64-8 - “Prescrizioni di progettazione ed esecuzione impianti elettrici”;
- CEI 64-2 e 64-2/A - “Impianti elettrici nei luoghi con pericolo di esplosione – Prescrizioni specifiche per la presenza di polveri infiammabili e sostanze esplosive”;
- CEI EN 50014, 50015, 50016, 50017, 50018, 50019, 50020, 50028 e 50039 – “Costruzioni elettriche per atmosfere potenzialmente esplosive”;
- CEI EN 50054, 50055, 50056, 50057 e 50058 – “Apparecchiature elettriche per la rilevazione e misura di gas combustibili”;
- CEI 3-14, 3-15, 3-16, 3-18, 3-19, 3-20, 3-23, 3-25, 3-35, 3-36, 3-38, 3-39 e 3-42 - Norme sui simboli grafici per gli schemi elettrici;
- CEI 11-1, 11-8, 11-17 e 11-37 - Impianti di produzione, trasmissione e distribuzione di energia elettrica;
- Direttive ATEX 94/9/CE e 99/92/CE;

Legislazione Italiana

- DPR 27/04/1955 n. 547 - Norme per la prevenzione degli infortuni sul lavoro;
- Legge 01/03/1968 n. 168 - Disposizioni concernenti la produzione di materiali, apparecchiature, macchinari, installazione impianti elettrici ed elettronici;
- DPR 21/07/1982 n. 675 - Attuazione della Direttiva CEE n. 196 del 1979 relativa al materiale elettrico destinato ad essere utilizzato in atmosfera esplosiva, per il quale si applicano taluni metodi di protezione;
- DPR 21/07/1982 n. 727 - Attuazione della Direttiva CEE n. 76/117 relativa al materiale elettrico destinato ad essere utilizzato in atmosfera esplosiva.
- DPR 23/03/1998 n.126 - Regolamento recante norme per l'attuazione della direttiva 94/9/CE in materia di apparecchi e sistemi di protezione destinati ad essere utilizzati in atmosfera potenzialmente esplosiva.
- Legge 05/03/90 n. 46 - Norme per la sicurezza degli impianti.
- DPR n. 447 del 06/12/91 Regolamento di attuazione della legge n.46 del 05/03/1990, in materia di sicurezza degli impianti.

Serbatoi, tubazioni, colonne, scambiatori, recipienti e strutture metalliche in genere saranno adeguatamente messi a terra con cavo di rame ed adatti spandenti. Per la protezione contro scariche elettrostatiche si fa riferimento alla normativa CEI di riferimento ed alle norme API per liquidi a bassa conducibilità elettrica. Le sezioni di nuova installazione sono state progettate e realizzate in accordo ai requisiti richiesti dalle Direttive ATEX 94/9/CE e 99/92/CE.

4.13.3. Progettazione dei Sistemi di Scarico della Pressione

Le valvole di sicurezza sono dimensionate secondo la normativa ISPEL - ex raccolta E della ANCC e secondo le norme API; il calcolo è stato effettuato per la condizione più gravosa tra l'ipotesi di incendio, mancanza energia elettrica, mancanza fluido refrigerante, errore di manovra e altri eventuali disservizi.

4.13.4. Norme di Progettazione dei Recipienti di Processo, delle Tubazioni e dei Serbatoi

La progettazione, la costruzione e l'esercizio dei componenti degli impianti è stata effettuata secondo le norme:

Apparecchiature in pressione

- ASME - “Boiler and Pressure Vessel Code (Section I, Section VIII - Division 1 and 2)” (caldaie e apparecchiature per la produzione di energia);
- API Standards 650, 620 e 2000 (serbatoi);

- AD Merkblätter – “Technical rules for pressure vessels (completely with plastic ring binder)”;
- API 612 “Petroleum, Petrochemical and Natural Gas Industries - Steam Turbines - Special-Purpose Applications” (turbine a vapore);
- HEI Standards (condensatori di vapore a superficie);
- Standard ASME B 16.47 (apparecchiature in pressione);
- TEMA Standards (scambiatori);
- API Standard 661 “Air-Cooled Heat Exchangers for General Refinery Service” (scambiatori);
- Standard EN 13445 (apparecchiature in pressione);
- ASME ANSI B.31.1 e B.31.3 (bruciatori);
- API standard 674 - Positive Displacement Pumps – Reciprocating (pompe);
- API standard 675 - Positive Displacement Pumps - Controlled Volume (pompe);
- API standard 616 - Gas Turbines for the Petroleum, Chemical and Gas Industry Services (turbine a gas);
- API standard 617 - Axial, Centrifugal Compressors and Expander-compressors for Petroleum, Chemical and Gas Industry Services (compressori);
- API standard 618 - Reciprocating Compressors for Petroleum, Chemical and Gas Industry Services (compressori);
- PED - Pressure Equipment Directive 97/23/CE - Attrezzature a Pressione;
- Normativa AgipPetroli (ex norme SnamProgetti) per le tubazioni.
- DPR 23/03/1998 n.126 - Regolamento recante norme per l'attuazione della direttiva 94/9/CE in materia di apparecchi e sistemi di protezione destinati ad essere utilizzati in atmosfera potenzialmente esplosiva.

La progettazione, costruzione ed esercizio delle apparecchiature in pressione è stata effettuata in accordo alle norme ISPEL ed al D.Lgs. 25/2/2000 n. 93 “Attuazione della Direttiva 97/92/CE in materia di attrezzature a pressione”.

4.13.5. Criteri di Protezione da Sostanze Corrosive

I criteri adottati per la protezione dalla corrosione sono:

- adeguati sovrassessori di corrosione;
- i materiali utilizzati sono in accordo con le specifiche di linea Agip Petroli;

- trattamento materiali (ad esempio ricottura);
- verniciature.

Tutte le apparecchiature e le linee interessate saranno progettate come previsto dalle NACE MR0103, specifiche per gli impianti di raffinazione.

Le operazioni di verniciatura saranno effettuate in accordo con quanto prescritto dal Manuale delle pitturazioni (Settore Agip Petroli).

4.13.6. Sistema antincendio

4.13.7. Criteri Generali di Progetto

I criteri che in generale verranno presi in considerazione per la progettazione del sistema antincendio per i nuovi impianti sono i seguenti:

- UNI 9490 “Alimentazioni idriche per impianti automatici antincendio;
- UNI 9485 “Idranti soprasuolo”;
- UNI 10779 “Rete idranti”;
- DM 31/07/34 “Approvazione delle norme di sicurezza per la lavorazione, l’immagazzinamento, l’impiego o la vendita di oli minerali, e per il transito degli oli stessi;
- DM 13/10/94 “Approvazione della regola tecnica di prevenzione incendi per la progettazione, la costruzione, l’installazione e l’esercizio dei depositi di GPL, in serbatoi fissi di capacità complessiva superiore a 5 m3 e/o in recipienti mobili di capacità complessiva superiore a 5.000 kg”;
- NFPA 11 “Low expansion foam, ed.2002;
- NFPA 15 “Water spray fixed system, ed.2001;
- NFPA 16 “Deluge foam-water sprinkler and foam water spray system, ed.2003;
- NFPA 20 “Installation of stationary pumps, ed.1999;
- NFPA 30 “Flammable and combustible liquid code, ed.2000.
- API STD 2030 “Application of fixed water spray system for fire protection in the petroleum industry, ed.1228;
- IM.12.2.1.2 “IRI GAP – Fixed protection for oil and chemical plants”;
- IM.14.0.1 “IRI GAP – Fire protection water supplies”;
- IM.14.1.10 “IRI GAP – Estimating fire protection water demands”.

- Standard interni.
- Best Practices HSE.

4.13.8. Classificazione delle Aree con Pericolo di Esplosione

La Classificazione delle Aree Pericolose è svolta in accordo alle Norme CEI EN 60079-10 e CEI EN 50281-3, applicabili al progetto, ai fini della definizione dell'estensione delle zone pericolose entro le quali il materiale elettrico deve rispondere a determinati requisiti.

L'attività di classificazione aree pericolose è propedeutica alla applicazione della normativa di recepimento della *Direttiva CE ATEX (D.Lgs. 233/03, DPR 126/98)*.

L'attività consiste nell'esame delle sorgenti di rilascio di prodotti infiammabili identificate dalle Unità di Processo, nella valutazione della loro dispersione al fine della definizione del tipo e dell'estensione delle Zone Pericolose, così come sono definite nella Norma applicata.

4.13.9. Sistemi di Rilevazione Fire & Gas

Per i sistemi di rilevazione unità saranno adottate le seguenti norme standard di progettazione:

- Norme UNI EN (54-1, 54-2, 54-3, 54-4, 54-5, 54-6, 54-7, 54-10, 54-11, 54-12;)
- Norma UNI 9795: “Sistemi fissi automatici di rilevazione, di segnalazione manuale e di allarme incendio” – Ed. 2005;
- Norme CEI sottocomitato 31J, CEI 31-30 Fascicolo 7177 Parte 10 Classificazione dei luoghi pericolosi ed 2004, CEI 31-35 Ed. 3 Febbraio 2007;
- Guida alla classificazione della norma CEI EN 60079-10 (CEI 31-30);
- Direttiva 1999/92/CE del 16/12/99, detta anche direttiva ATEX 137, recepita dallo Stato italiano con D.Lgs. 233 del 12 Giugno 2003, relativa alle prescrizioni minime per il miglioramento della tutela della sicurezza e della salute dei lavoratori che possono essere esposti al rischio di atmosfere esplosive, entrata in vigore il 10/09/03;
- D.M. 26/2/04: “Ministero del lavoro e delle politiche sociali definizione di una prima lista di valori limite indicativi di esposizione professionale degli agenti chimici” HSE – Fire and gas detection – 30.01.2004;
- Standard proprietari;
- Norme API RP 55: “Recommended Practices for Oil and Gas Producing and Gas Processing e API 551/2/4/5 – Instrument and control system installation.
- British Standard BS EN 50241-2:1999 e British Standard BS EN 50073:1999;

- Norme ISA S5.1, ISA S5.2, ISA S5.3, ISA S5.5 e ISA S5.4;
- Norma IEC 61508, IEC 61000 (ex IEC 801), IEC 61131, IEC 61131-2, IEC 61131-3, IEC 61131-5, IEC 61511-1, IEC 61511-2 e IEC 61511-3;
- Norma EN 61779-1, EN 61779-2, EN 61779-3, EN 61779-4, EN 61779-5;
- Standard interni.

Legislazione Italiana

- DM 31/07/34 e successive modifiche e/o integrazioni;
- DPR 17/04/55 n° 547 – “Norme per la prevenzione degli infortuni”;
- DPR 19/03/56 n°303;
- DPR 06/12/91 n°447 – “Regolamento di attuazione della legge 05/03/90 n°46 in materia di sicurezza degli impianti”;
- DLgs 19/9/94 n° 626 – “Attuazione delle direttive CEE, riguardanti il miglioramento della sicurezza e della salute dei lavoratori sul luogo di lavoro”;
- DM 13/10/94 - “Approvazione della regola tecnica di prevenzione incendi per la progettazione, la costruzione, l'installazione e l'esercizio dei depositi di G.P.L. in serbatoi fissi di capacità complessiva superiore a 5 m³ e/o in recipienti mobili di capacità complessiva superiore a 5.000 kg”.
- DLgs 14/8/96 n° 493 – “Attuazione della direttiva 92/58/CEE concernente le prescrizioni minime per la segnaletica di sicurezza e/o salute sul luogo di lavoro”.
- D.Lgs 17/08/99 n° 334 - “Attuazione della direttiva 96/82/CE relativa al controllo dei pericoli di incidenti rilevanti connessi con determinate sostanze pericolose”
- DM 09/08/00 - “Linee guida per l'attuazione del sistema di gestione della sicurezza”;
- DM 09/08/00 - “Individuazione delle modificazioni di impianti e di depositi, di processi industriali, della natura o dei quantitativi di sostanze pericolose che potrebbero costituire aggravio del preesistente livello di rischio”;
- DLgs 21/09/05, n° 238 - “Attuazione della Direttiva 2003/105/CE che modifica la Direttiva 96/82/CE, sul controllo dei pericoli di incidenti rilevanti connessi con determinate sostanze pericolose”.

Sono stati definiti i criteri generali per la definizione del sistema per la rivelazione tempestiva di eventuali rilasci di sostanze tossiche e/o infiammabili e principi di incendio che possono accadere in impianto, con il fine di mettere in atto misure per proteggere il personale, le apparecchiature d'impianto e l'ambiente circostante.

Le attività previste sono le seguenti:

- Elaborazione dei criteri di base e della filosofia dei sistemi di rivelazione incendio e gas ed individuazione delle apparecchiature protette dal sistema;
- Definizione della tipologia di rivelatore di gas in funzione della sostanza da rilevare;
- Definizione delle soglie di intervento;
- Definizione del posizionamento dei rilevatori e degli allarmi gas e incendio;
- Verifica della correttezza del posizionamento dei rilevatori e degli allarmi in campo.

Tipologie dei Rivelatori di Gas

In funzione delle differenti sostanze da rivelare e dell'ubicazione dei possibili punti di rilascio, verranno individuate differenti tipologie di rivelatori da installare, così come definito nel seguito.

Gas Infiammabili

I sensori dei dispositivi di rivelazione per gas infiammabili saranno in grado di rivelare in continuo la presenza di gas nel punto di possibile perdita.

Il limite di concentrazione di riferimento è il limite inferiore di infiammabilità (LEL) che sarà preso pari a quello del gas più critico.

Sono previste due soglie di intervento, rispettivamente pari a:

- Pre-Allarme: in caso di raggiungimento di concentrazioni pari al 15% del LEL,
- Allarme: in caso di raggiungimento di concentrazioni pari al 30% del LEL.

Gas Tossici

I sensori per i dispositivi di rilevamento di gas tossici saranno in grado di monitorare in continuo la presenza di gas nei punti di possibile perdita.

Posizionamento dei Rivelatori di Gas

Sulla base delle planimetrie di impianto e della disposizione delle apparecchiature, il posizionamento dei rivelatori di gas viene effettuato nelle zone di impianto in cui si possano verificare con maggiore probabilità rilasci accidentali di materiale tossico e/o infiammabile, tenendo conto anche delle caratteristiche atmosferiche prevalenti nell'area di interesse.

In fase di ingegneria di dettaglio, sulla base dei principi sopra esposti, sarà sviluppato il posizionamento di dettaglio dei sensori, che verrà rappresentato su apposita planimetria.

4.13.10.Criteri per i Rivestimenti Protettivi Antifuoco – Fire Proofing

Scopo dell'analisi è identificare, all'interno dell'impianto i centri di pericolo che possono generare incendi e l'estensione dell'area di rischio risultante ai fini della protezione passiva delle strutture circostanti, inclusa la definizione dei requisiti REI dei fabbricati.

Ogni apparecchiatura verrà analizzata per identificare le sostanze pericolose trattate ed i relativi quantitativi, per poter definire le zone ove si può verificare un incendio con fuoco sostenuto e di conseguenza individuare le aree entro le quali le strutture portanti, i supporti delle apparecchiature e quanto altro debba essere protetto dagli effetti di un incendio, ai fini della messa in sicurezza dell'impianto (es. valvole di blocco) dovranno essere soggette a protezione passiva.

4.14. Valutazione Comparativa del Progetto con le Migliori Tecniche Disponibili

Il confronto con le Migliori Tecniche Disponibili (MTD) viene effettuato con riferimento alla seguente documentazione:

1. “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, in data 31 maggio 2007, di seguito Rif. 1;
2. “Reference Document on Best Available Techniques for Mineral Oil and Gas Refineries (BREF)” emesso dall’ufficio IPPC della Unione Europea sito in Siviglia nel febbraio 2003, di seguito Rif. 2.

4.14.1. Vacuum

Il nuovo impianto Vacuum sarà alimentato con residuo atmosferico ottenuto dalla lavorazione dei grezzi “Essider” e “Belaym” alla capacità sotto indicata:

- Caso “Belaym” alla capacità di 7.000 t/g (29,17 t/h);
- Caso “Essider” alla capacità di 5.000 t/g (20,83 t/h).

Per la gestione globale della combustione, il forno di preriscaldamento 61F01 dell’unità è dotato di un sistema di controllo dell’aria comburente con monitoraggio dell’eccesso d’aria mediante analizzatori di ossigeno e di misura della temperatura fumi all’uscita del forno.

Inoltre il nuovo impianto di distillazione sottovuoto è progettato per massimizzare il recupero energetico dalle correnti calde per preriscaldamento del greggio. È prevista l’installazione di un sistema di preriscaldamento dell’aria comburente del forno che permette di riscaldare l’aria comburente raffreddando i fumi in uscita: tale sistema permette di aumentare l’efficienza del forno fino ad oltre il 90%.

Le condense prodotte dall’impianto sono recuperate nella nuova unità di recupero condense, per la produzione di Boiler Feed Water.

Queste tecniche sono allineate con quanto previsto nel Rif. 1 (pag.582), che considera MTD per il miglioramento dell’efficienza energetica:

- l’applicazione di efficienti tecniche di produzione di energia, come il preriscaldamento dell’aria di combustione,
- l’ottimizzazione del recupero di calore dei flussi caldi di processo;
- la gestione ottimale della combustione, ricorrendo a monitoraggio dell’eccesso d’aria e della temperatura dei fumi;
- il riutilizzo dell’acqua di condensa.

L'impiego di tecniche di tipo primario, cioè misure di prevenzione e controllo, è sempre preferibile alle tecniche di tipo secondario (misure di abbattimento).

Il calore necessario al processo verrà fornito dal forno, alimentato con fuel gas opportunamente integrato da metano. Tale assetto è in linea con quanto previsto nel Rif.1 (pag. 583) per la gestione globale della combustione e dei combustibili utilizzati per la riduzione delle emissioni convogliate in atmosfera di SOx: è considerata MTD di tipo primario l'impiego di combustibili a basso tenore di zolfo, massimizzando l'utilizzo del gas di Raffineria desolfurato e soddisfacendo il resto del fabbisogno energetico con combustibili liquidi a basso tenore di zolfo.

Inoltre il forno 61F01 è dotato di bruciatori a bassa emissione di azoto (low-NOx); anche questa installazione è in linea con quanto previsto nel Rif. 1 (pag.583) per la gestione globale della combustione e dei combustibili utilizzati per la riduzione delle emissioni convogliate in atmosfera di NOx: è considerata MTD di tipo primario l'impiego di bruciatori di tipo low-NOx.

Per quanto riguarda i consumi energetici del nuovo impianto, in Rif. 2 sono riportati i consumi attesi per un'unità Vacuum come da Tabella 4-32. In Tabella 4-33 sono riportati i consumi dell'impianto da basi di progetto.

Tabella 4-32: Da BREF: Consumi attesi per impianti Vacuum

	Consumi per t di alimentazione
Fuel	400÷800 MJ/t*
Electricity	1.5÷4.5 kWh/t*
Steam	20÷60 kg/t
Cooling water (Delta T = 17°C)	3÷5 m ³ /t

Tabella 4-33: Raffineria di Venezia: Consumi Vacuum da basi di progetto

	Consumi per t di alimentazione
Fuel	585 MJ/t*
Electricity	6,8 kWh/t*
Steam	36 kg/t
Cooling water (Delta T = 17°C)	6,8 m ³ /h

*Considerando la somma dei consumi termici ed elettrici, i valori attesi da BREF risultano compresi tra 112,6 e 226,7 kWh/t. I consumi termici ed elettrici complessivi del nuovo impianto Vacuum sono pari a 169,3 kWh/t e quindi pienamente all'interno del range proposto dal BREF.

Dal confronto tra le due tabelle risulta evidente che i consumi di fuel e vapore del nuovo impianto Vacuum risultano allineati con i valori indicati nel BREF, mentre appare un modesto aggravio per il consumo di energia e di acqua di raffreddamento.

È inoltre considerata MTD per gli impianti Vacuum, l’invio delle acque acide dai condensatori da vuoto alla sezione Sour Water Stripper.

Il grado di vuoto previsto per l’impianto è di 60 mmHg in testa colonna. Il valore scelto, abbinato all’installazione dei precodensatori, permette l’ottimizzazione dei consumi di vapore agli eiettori e dell’acqua di raffreddamento usata per la condensazione dello stesso.

4.14.2. Hydrocraker

L’impianto Hydrocracker, di capacità 3.000 t/g, sarà in grado di lavorare gasolio medio e pesante proveniente dall’impianto Vacuum (MVGO e HVGO), e sarà in grado di incrementare la produzione di diesel, a basso tenore di zolfo (<10 ppm) e a basso contenuto di aromatici di circa 500 kt/anno.

L’unità in oggetto prevede l’installazione di tre nuovi forni (forno di prima fase, di seconda fase e forno carica frazionatore); i forni saranno alimentati con fuel gas opportunamente integrato da metano. Tale assetto è in linea con quanto previsto nel Rif.1 (pag. 583) per la gestione globale della combustione e dei combustibili utilizzati per la riduzione delle emissioni convogliate in atmosfera di SOx: è considerata MTD di tipo primario l’impiego di combustibili a basso tenore di zolfo, massimizzando l’utilizzo del gas di Raffineria desolfurato e soddisfacendo il resto del fabbisogno energetico con combustibili liquidi a basso tenore di zolfo. I forni inoltre saranno dotati di bruciatori a bassa emissione di NOx. Le nuove unità di combustione risultano in linea con quanto previsto nel Rif. 1 (pag. 582 e 583) per il miglioramento dell’efficienza energetica e per la gestione globale della combustione e dei combustibili.

Per quanto riguarda i consumi energetici del nuovo impianto, in Rif. 2, (Paragrafo 3.13) sono riportati i consumi attesi per un’unità Hydrocraker (vedi tabella successiva).

Tabella 4-34: Da BREF: Consumi attesi per impianti di Hydrocraking

	Consumi per t di alimentazione
Fuel	400÷ 1.200 MJ/t
Electricity	20÷150 kWh/t
Steam	30÷300 kg/t
Cooling water (Delta T = 17°C)	10÷300 m ³ /t

I valori corrispondenti per la nuova sezione della Raffineria sono stati calcolati con riferimento alla carica di progetto di 3.000 t/g. Tali valori sono riportati nella tabella seguente.

Tabella 4-35: Raffineria di Venezia: Consumi Hydrocraking da basi di progetto

	Consumi per t di alimentazione
Fuel	773 MJ/t
Electricity	76 kWh/t
Steam	190 kg/t
Cooling water (Delta T = 17°C)	14 m ³ /t

Dal confronto tra le tabelle sopra riportate risulta evidente che i consumi del nuovo impianto di Hydrocraking risultano allineati con i valori indicati nel BREF.

I rifiuti solidi addizionali prodotti dalla nuova unità di Hydrocraking sono costituiti dai catalizzatori esausti; la carica dei reattori è pari a 194 t ed i catalizzatori utilizzati sono rigenerabili con cadenza biennale ed hanno una durata di due cicli di marcia. Il consumo medio annuale è pari quindi a circa 50 t/a; tale valore è allineato con quanto indicato in Rif.2 (Paragrafo 3.13) dove è previsto un consumo medio annuale pari a 50÷200 t/a.

Inoltre, sempre in Rif. 2, Paragrafo 5.13, vengono indicate le seguenti tecniche da utilizzare per le unità di Hydrocraking:

- trattamento degli off gas ricchi in H₂S negli impianti di lavaggio con ammine e nelle unità SRU;
- trattamento delle acque reflue, ricche in H₂S e composti azotati, nelle unità di Sour Water Stripper;
- utilizzo di tecniche di rigenerazione del catalizzatore in cooperazione con il fornitore;
- unità termicamente integrate con sistema di 4 separatori;
- recupero di energia basato sul salto di pressione del liquido.

Il nuovo impianto della Raffineria risulta allineato a quanto previsto nel BREF in quanto:

- Tutti i prodotti contenenti H₂S verranno trattati con dedicati sistemi di lavaggio amminico (MDEA) in grado di ridurre il tenore di H₂S nel gas a valori inferiori a 100 ppm; è prevista inoltre una nuova unità di rigenerazione dell'ammina (ARU) dimensionata per trattare tutta l'ammina utilizzata nei processi di lavaggio dell'unità Hydrocraker. I gas acidi di testa della colonna di rigenerazione verranno trattati in una nuova unità Claus, descritta di seguito;
- Le acque reflue acide generate nel nuovo impianto verranno trattate in una nuova unità Sour Water Stripper (Unità SWS), dimensionata in maniera tale da coprire non solo la produzione incrementale ma da comportare anche un incremento della capacità di lavorazione delle unità SWS di Raffineria, aumentando così il grado di

affidabilità e disponibilità complessivo del sistema di trattamento acque acide. I gas di testa colonna verranno inviati al nuovo impianto Claus;

- Per il catalizzatore, come già riportato, sono previsti due cicli con rigenerazione effettuata fuori sito;
- L'unità è termicamente integrata con configurazione a 4 separatori;
- L'unità è ad alta pressione e viene utilizzato un sistema di recupero di energia basato sul salto da alta a bassa pressione del liquido mediante turbina.

4.14.3. Impianto Recupero Zolfo

La nuova unità di Recupero Zolfo che lavorerà in parallelo alle esistenti (RZ1 e RZ2) è una unità di tipo tradizionale, ad aria non arricchita. E' prevista un'unità di trattamento dei gas di coda (TGTU) e un postcombustore catalitico in grado di convertire l'H₂S residuo a SO₂ prima dell'immissione in atmosfera.

Le migliori tecniche disponibili indicate in Rif. 1 (pag. 588) e Rif. 2, (Paragrafo 5.23) sono le seguenti:

- Assicurare un'efficienza non inferiore al 99,5% per gli impianti nuovi e non inferiore al 99% per gli impianti esistenti. Monitorare l'efficienza di recupero;
- Dimensionare l'unità di Recupero Zolfo in maniera tale che possa trattare tutto l'idrogeno solforato in carica alla sezione;
- Installare almeno due unità di Recupero Zolfo in parallelo, in maniera tale da garantire il tenore di emissione di zolfo nelle condizioni normali di esercizio e durante le fermate programmate delle unità di recupero zolfo;
- Recuperare nell'unità di Recupero Zolfo anche il gas di testa contenente H₂S ed NH₃ proveniente dall'unità di Sour Water Stripper;
- Massimizzare il fattore di utilizzo impianto al 95÷96% incluso il periodo di fermata per manutenzione programmata;
- Mantenere un rapporto ottimale H₂S/SO₂ mediante un sistema di monitoraggio di processo.

La nuova unità di Recupero Zolfo della Raffineria risulta allineata alle MTD in quanto:

- L'indice di conversione dell'H₂S a zolfo del sistema complessivo (Claus + TGTU) è pari al 99,8%.
- La capacità del nuovo impianto sarà pari a 100 t/giorno di zolfo liquido prodotto, quindi superiore alla produzione massima incrementale prevista dovuta al nuovo Hydrocracker. Si otterrà quindi un incremento della capacità totale di trattamento di gas acidi di Raffineria, garantendo quindi complessivamente un incremento medio della performance (in termini di recupero dello zolfo e riduzione dell'emissione di

SO₂) e dell'affidabilità del processo di desolforazione dei gas e recupero zolfo nel suo insieme;

- La nuova unità Recupero Zolfo potrà lavorare in parallelo con le unità esistenti RZ1 e RZ2;
- Nell'unità verranno recuperati anche i gas di testa proveniente dal nuovo impianto Sour Water Stripper;
- Il fattore di servizio previsto per la nuova unità è pari al 98%;
- Il nuovo impianto sarà dotato di un sistema di monitoraggio del processo per garantire il rapporto ottimale H₂S/SO₂.

4.14.4. Impianto Produzione Idrogeno

Nel forno della nuova unità Steam Reformer sarà installato un sistema SCR (Selective Catalytic Reduction) per la riduzione delle emissioni di NO_x; tale tecnica è in linea con quanto previsto in Rif. 1 (pag.583).

Sono considerate MTD per gli impianti di Steam Reforming (Rif. 1, pag.590 e 591):

- utilizzare la tecnica di purificazione Pressure Swing Adsorption (PSA) quando è richiesto un elevato grado di purificazione dell'idrogeno;
- nel caso di impiego di PSA, l'utilizzo del gas di spurgo come combustibile nel forno di reforming.

La nuova unità di Steam Reforming risulta allineata alle MTD in quanto:

- L'unità è progettata per massimizzare i recuperi energetici e presenta un sistema di integrazione energetica tra le varie sezioni d'impianto sia per il preriscaldamento della carica che per la produzione/surriscaldamento del vapore utilizzato nella reazione;
- L'unità PSA ha la funzione di purificare la corrente di idrogeno prodotta nell'unità di produzione idrogeno che viene utilizzata nelle unità di desolforazione. Date le specifiche di severità delle unità stesse l'idrogeno introdotto deve avere elevate caratteristiche di purezza e pertanto la gestione del PSA viene fatta in relazione a tali esigenze, garantendo fino a un minimo di 99,5 % di purezza;
- Il purge gas dell'unità PSA viene alimentato come combustibile al forno di reforming dell'unità di produzione idrogeno.

Per quanto riguarda i consumi energetici del nuovo impianto, in Rif. 2, paragrafo 3.14 sono riportati i consumi attesi per un'unità di Steam Reforming (Tabella 4-36) e i consumi attesi per la nuova unità (Tabella 4-37).

Tabella 4-36: Da BREF : Consumi attesi per impianti di Steam Reforming

	Consumi per t di alimentazione
Fuel	35.000÷ 80.000 MJ/t
Electricity	200÷800 kWh/t
Steam	2.000÷8.000 kg/t
Cooling water (Delta T = 10°C)	50÷300 m ³ /t

Tabella 4-37: Raffineria di Venezia: Consumi Steam Reforming da basi di progetto

	Consumi per t di alimentazione
Fuel	12.926 MJ/t
Electricity	435 kWh/t
Steam	2.383 kg/t
Cooling water (Delta T = 17°C)	22 m ³ /t

Dal confronto tra le tabelle sopra riportate risulta evidente che i consumi del nuovo impianto di Steam Reforming risultano allineati con i valori indicati nel BREF.

4.14.5. Serbatoi di Stoccaggio

In Rif. 1 (pagg. 146÷147) sono indicate le MTD per lo stoccaggio e movimentazione dei prodotti e per la prevenzione delle perdite da serbatoi; le principali sono di seguito riportate:

- utilizzo di serbatoi a tetto galleggiante per lo stoccaggio dei prodotti volatili;
- installazione di guarnizioni doppie sul tetto galleggiante;
- installazione di doppi fondi sui serbatoi di benzina, kerosene e gasolio.

I nuovi serbatoi previsti dal Progetto Serenissima sono allineati alle MTD in quanto i serbatoi per lo stoccaggio di prodotti volatili saranno del tipo a tetto galleggiante con doppia tenuta, con la conseguente minimizzazione delle emissioni in atmosfera nella fase di caricamento del serbatoi; inoltre, avranno doppio fondo al fine di impedire la propagazione di eventuali perdite nel terreno sottostante.

4.15. Fase di Cantiere

L'allestimento del cantiere sarà operato in modo da garantire il rispetto delle più severe norme in materia di salute e sicurezza e ambiente.

Le scelte delle tecnologie e delle modalità operative per la gestione del cantiere saranno dettate, oltre che da esigenze tecnico-costruttive, anche dall'esigenza di contenere al massimo la produzione di materiale di rifiuto, i consumi per trasporti, la produzione di rumori e polveri dovuti alle lavorazioni direttamente ed indirettamente collegate all'attività del cantiere ed infine gli apporti idrici ed energetici.

La durata della fase di cantiere ai fini della costruzione dei nuovi impianti è stata stimata su base statistica in circa 36 mesi, comprensiva della fase di realizzazione delle opere civili e della fase dei montaggi elettromeccanici delle varie componenti del progetto. L'inizio dei lavori per il progetto è previsto entro il 2008.

Il numero medio di occupati nei lavori di cantiere sarà in media di 600 persone, con picchi previsti attorno a 1.000 persone (valore di picco).

Nel cantiere per la costruzione dei nuovi impianti è previsto l'utilizzo delle apparecchiature riportate nella tabella seguente.

Tabella 4-38: Mezzi utilizzati durante la fase di cantiere

Macchine di movimento terra	Numero
- scavatrici	5
- pale caricatrici	3
- autocarri ribaltabili	6
- ruspe, livellatrici	4
- rulli compressori	2
- asfaltatrici	2
Macchine di movimento materiali	Numero
- autobetoniere	6
- impianti mobili per il pompaggio del CLS	3
- trattori	4
- autogrù superiori a 300 t	2
- autogrù semoventi 15-150 t	12
- gru edilizie fisse	3
- autocarri con gru	4
- carrelli elevatori	6
Macchine stazionarie	Numero
- impianto fisso di produzione di CLS	1
- gruppi elettrogeni	4
- motocompressori	5
- motosaldatrici	6
- elettrosaldatrici	20
- macchine piegaferro	4
- imbullonatrici	5
Macchine impattatrici	Numero
- martelli pneumatici e perforatrici	6
- macchine per palificata	3

Durante la realizzazione dei nuovi impianti, verrà parzialmente modificato anche l'attuale parco serbatoi di Raffineria. In particolare, alcuni dei serbatoi attualmente in uso verranno smantellati e ne verranno costruiti altri sostitutivi di maggior capacità. Infine altri serbatoi subiranno una modifica nella destinazione d'uso. Per maggiori dettagli si rimanda ai paragrafi 4.10 e 5.4 del presente documento.

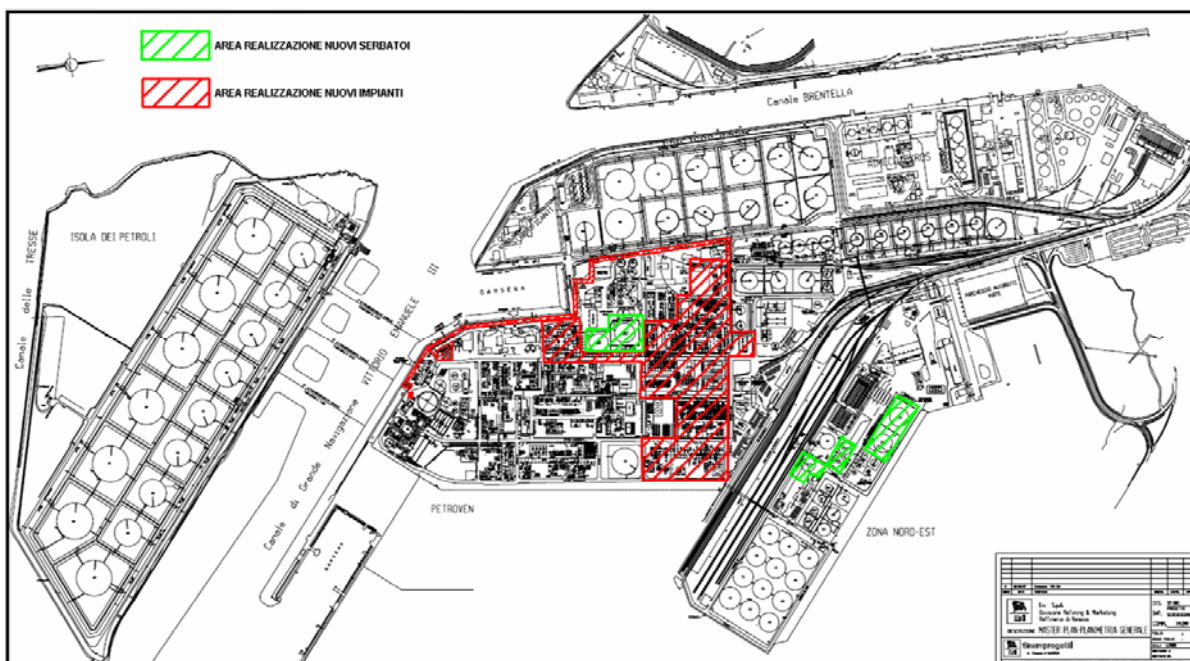
4.15.1. Attività di sbancamento e demolizione

Per la realizzazione dei nuovi impianti e dei nuovi serbatoi si eseguirà uno scavo di sbancamento ad una profondità media di circa 1,50 m sul quale poggiano le fondazioni di

item minori (pompe, plinti pipe rack), le opere di drenaggio (pozzetti), le altre reti interraste (masselli, tubazioni). La stessa realizzazione di palificate o consolidamenti del terreno potrà essere eseguita sempre da questo piano di sbancamento.

L’area complessiva interessata dalle attività per la realizzazione dei nuovi impianti e per la realizzazione dei nuovi serbatoi avrà un’estensione pari a circa 75.000 m² (65.000 m² in area impianti e 10.000 m² in area Nord-Est). Nella Figura seguente viene riportata l’ubicazione delle aree di realizzazione dei nuovi impianti e dei nuovi serbatoi.

Figura 4-10: Ubicazione aree di realizzazione dei nuovi impianti e dei nuovi serbatoi



Per le fondazioni più importanti dovute a carichi notevoli verranno realizzate fondazioni a sezioni obbligate fino alla quota necessaria utilizzando, ove necessario, palificazioni.

L’area in cui è prevista l’installazione dei principali nuovi impianti descritti nei capitoli precedenti è attualmente occupata da un magazzino e da un’officina. Tali edifici verranno demoliti per consentire l’installazione dei nuovi impianti.

L’officina verrà rilocata in un fabbricato esistente posto all’interno della Raffineria che verrà in tale occasione sottoposto a ristrutturazione. Il magazzino e l’adiacente fabbricato con carro ponte verrà invece costruito in un’area interna della Raffineria.

4.15.2. Operazioni di Smantellamento dei Serbatoi Esistenti

Sarà preventivamente predisposto il cantiere comprendente il trasporto dei mezzi impiegati, l’installazione del box adibito a spogliatoio/magazzino la realizzazione di allaccio idrico antincendio alla rete di stabilimento posta in prossimità al cantiere.

Previa bonifica si procederà all'apertura di un varco, sulla parete, delle dimensioni di circa 5,00 m di larghezza e circa 5,00 m di altezza per consentire l'accesso all'interno del serbatoio e la demolizione del tetto galleggiante posato a terra. Per realizzare tale varco si procederà mediante taglio a freddo della lamiera metallica utilizzando idonea attrezzatura. Verrà quindi rimossa la lamiera metallica mediante utilizzo di cesoia idraulica montata su escavatore cingolato.

Si procederà quindi alla demolizione del tetto galleggiante adagiato a terra all'interno del serbatoio metallico. Tale demolizione sarà eseguita a freddo.

Il tetto verrà diviso in settori di pezzatura camionabile e progressivamente caricato su idonei automezzi per essere evacuato dal cantiere e smaltito secondo quanto previsto dal D.Lgs. 152/06 in termini di gestione dei rifiuti. Sgombrato il tetto rimarrà un contenitore cilindrico completamente vuoto. Le dimensioni dei serbatoi sono tali da consentire lo svolgimento delle successive attività di demolizione sia dall'interno che dall'esterno dei serbatoi stessi. Si procederà quindi alla demolizione delle pareti dei serbatoi utilizzando una cesoia a freddo-

La demolizione dei muri di contenimento del serbatoio avverrà mediante martello pneumatico installato su cingolato. Le porzioni di muro demolite saranno ridotte a pezzatura idonea per essere caricata con pala meccanica sul camion ed evacuata dal cantiere.

Per la demolizione dei serbatoi a tetto fisso, in analogia con quanto detto sopra, l'abbattimento dovrà cominciare nella parte alta dei manufatti e procedere verso il basso, tenendo il fronte di demolizione il più possibile pulito da elementi pericolanti; il lavoro dovrà essere condotto in modo da non pregiudicare la stabilità strutturale dei manufatti.

Occorre prestare particolare cura nell'esecuzione delle opere di rimozione del fondo dei serbatoi: il taglio degli stessi avverrà esclusivamente per mezzo di idro-lance. L'uso di fiamme ed in generale di apparecchiature a fuoco è da escludere totalmente a causa del rischio di presenza di sacche di vapori di idrocarburi imprigionate al disotto del fondo del serbatoio stesso.

4.15.3. Attività di Costruzione

Anche in questo caso le attività di cantiere prevedono, tra le diverse fasi operative, lo scavo di terreni per la costruzione di fondazioni e manufatti.

Esistono in Raffineria consolidate procedure per la gestione delle attività di scavo dei terreni e, pertanto, in caso di eventuale presenza di materiali contaminati verranno intraprese tutte le misure necessarie per eliminare cause ed effetti.

In questa fase potranno essere utilizzati macchinari speciali (ad esempio macchine per l'installazione di pali di fondazione) e non si esclude l'effettuazione in campo della saldatura e trattamento termico dei principali item (colonne e reattori). Tuttavia, le attività si svolgeranno in un'area circoscritta e per tempi limitati e si può dunque ritenere che in questa fase gli impatti durante la fase di costruzione siano non rilevanti.

Infine, durante le attività di costruzione, verranno adottate specifiche tecniche che eviteranno di mettere in comunicazione la falda superficiale e la falda profonda al fine di evitare fenomeni di cross-contamination.

4.15.4. Produzione di rifiuti

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

Tabella 4-39: Rifiuti prodotti durante le attività di cantiere

Descrizione del rifiuto	Codice CER	Fase di provenienza	Quantità	Recupero Smaltimento
Terra e rocce	170504	Scavi per nuove fondazioni	154.500 t	D/R
Terra e rocce contenenti sostanze pericolose	170503*	Scavi per nuove fondazioni	47.000 t	D
Rifiuti misti pericolosi	170903*	Attività di smantellamento serbatoi	2.000 t	D
Morchie e fondi da serbatoi	050103*	Bonifiche propedeutiche a demolizioni di serbatoi	350 m ³	D
Rivestimenti e materiali refrattari provenienti da lavorazioni non metallurgiche, contenenti sostanze pericolose	161105*	Coibentazioni	10 t	D
Rivestimenti e materiali refrattari provenienti da lavorazioni non metallurgiche, non pericolosi	161106	Coibentazioni	10 t	D
Ferro e acciaio	170405	Demolizioni di serbatoi e strutture metalliche	1.811 t	R
Cavi	170411	Da demolizioni	20 t	R
Altri rifiuti dell'attività di costruzione e demolizione, contenenti sostanze pericolose	170903*	Demolizioni sopra suolo (Colette in calcestruzzo)	80 m ³	D
Rifiuti misti dell'attività di costruzione e demolizione	170904	Demolizioni di fabbricati	150 m ³	D/R
Calcestruzzo	170101	Demolizioni di fabbricati	5.000 t	D/R
Acque di aggotamento da scavi	191308	Eventuali acque di aggotamento da scavi	500 m ³	D
Materiali isolanti contenenti amianto	170601*	Demolizioni di fabbricati	385 m ²	D

Il quantitativo di terre di scavo potenzialmente contaminate riportato nella precedente tabella è stato stimato sulla base dei risultati delle indagini su suolo e sottosuolo finora condotte in sito. Sulla base delle valutazioni svolte, è stato stimato che, su un quantitativo

totale di terreno scavato pari a 112.000 m³, circa 86.000 m³ (pari a circa 154.500 t) risulteranno presumibilmente puliti mentre i restanti 26.000 m³ (pari a 47.000 t) potenzialmente contaminati da metalli pesanti e idrocarburi. In particolare si stima che il 25% di questi ultimi sarà potenzialmente contaminato da metalli pesanti (area Nord-Est), mentre il 75% da idrocarburi (area impianti).

Le stime sopra proposte sono da considerarsi estremamente preliminari e in futuro verranno effettuate delle indagini integrative che consentiranno valutazioni più precise. In particolare, è attualmente in corso di predisposizione il Piano di Bonifica (PDB) dei suoli dell'intero sito di Raffineria, che farà riferimento alle “Nuove norme in materia ambientale”, contenute nel D. Lgs. n. 152 del 3 aprile 2006, entrato in vigore in data 29 aprile 2006.

Le attività di scavo e di caratterizzazione/gestione dei terreni connessi agli interventi di costruzione dei nuovi impianti, saranno inserite ed autorizzate all'interno di tale Piano di Bonifica così come i piani di gestione specifici per il terreno di scavo prodotto.

L'utilizzo di piani di gestione del terreno di scavo consentirà di:

- soddisfare le indicazioni normative che privilegiano il reimpiego diretto dei materiali nei luoghi di produzione;
- ridurre i trasporti all'esterno dell'area di Raffineria per lo smaltimento delle terre di scavo, con una conseguente significativa riduzione del traffico in fase di cantiere e delle emissioni di inquinanti dei mezzi di trasporto;
- ridurre i cumuli di terre di scavo e la loro permanenza nelle aree di cantiere, con la conseguente diminuzione dell'emissione di polveri dovuta alla loro movimentazione ed erosione da parte del vento.

5. DESCRIZIONE RAFFINERIA POST OPERAM E CONFRONTO CON ASSETTO ANTE OPERAM

5.1. Bilanci Materiali ed Energetici

5.1.1. Bilancio di materia

A seguito alle modifiche impiantistiche introdotte dal progetto non si prevedono variazioni nel flusso di materie prime in ingresso alla Raffineria.

La previsione indicativa del futuro bilancio di materie prime in ingresso e il confronto con la configurazione attuale è riportata nella seguente Tabella.

Tabella 5-1: Previsione Materie Prime in Ingresso in Raffineria alla Massima Capacità di Lavorazione Autorizzata

MATERIA IN ENTRATA	Configurazione attuale	Configurazione futura
	Quantità (kt/a)	Quantità (kt/a)
Greggi	4.235	4.515
Semilavorati	707	480
TOTALE ENTRATE	4.942	4.995

I prodotti finali subiranno un sostanziale cambiamento attraverso una maggior conversione degli oli combustibili a vantaggio dei prodotti più leggeri.

La successiva Tabella riassume la relativa previsione di quantità di prodotti in uscita dalla Raffineria, suddivisi per tipologia e il confronto con la configurazione attuale.

Tabella 5-2: Previsione Prodotti Finiti in Uscita dalla Raffineria alla Massima Capacità di Lavorazione autorizzata

	Configurazione attuale	Configurazione futura*
MATERIA IN USCITA	Quantità (kt/a)	Quantità (kt/a)
GPL	74	45
Virgin Nafta	146	212
Benzine	972	927
Kero da introduzione	124	0
Kero autoproduzione	0	207
Gasolio da introduzione	310	0
Gasolio autoproduzione	1.797	2.130
Olio combustibile	875	645
Bitume	333	400
Zolfo	15	41
TOTALE PRODOTTI	4.646	4.607
Consumi e Perdite	296	388
TOTALE USCITE	4.942	4.995

*Nella configurazione futura si ha una riduzione delle introduzioni di kero e Gasolio da esterno legata alla maggiore autoproduzione pari a 380 kt/a.

Come evidenziato dal confronto riportato nella Tabella sopra riportata, le modifiche previste ai cicli produttivi consentiranno di incrementare la produzione di distillati e di diminuire parallelamente quella di olio combustibile. In particolare è importante sottolineare che, a differenza della configurazione attuale nella quale parte del kero e del gasolio prodotti viene importata dall'esterno come semilavorato o finito, nella configurazione futura tali distillati verranno interamente autoprodotti.

Per produrre l'idrogeno necessario per il processo di Hydrocracking verrà consumato metano. Nello specifico, il nuovo steam reformer utilizzerà un quantitativo di 20.146 kg/h di metano per produrre un quantitativo massimo di circa 55.000 Nm³/h di idrogeno ad alta purezza, che verrà inviato agli impianti utilizzatori di Raffineria.

5.1.2. Produzione dei Energia Elettrica e Vapore

La nuova turbina a gas con caldaia a recupero andrà ad integrare l'esistente sistema di produzione vapore ed energia elettrica di Raffineria. In particolare, a seguito dell'installazione della nuova unità di cogenerazione, la caldaia B02 dell'esistente impianto COGE verrà spenta e messa in riserva a freddo e utilizzata solo in caso di emergenza.

L'impianto COGE esistente nella futura configurazione di Raffineria sarà così strutturato dal punto di vista termico:

- 1 caldaia a recupero (B01) che utilizza il calore residuo dei fumi provenienti da Turbogas esistente e postcombustione da 125 t/h a 43 barg (di cui 50 t/h fornite a solo recupero e 75 t/h a solo postcombustione);
- 2 degasatori da 263 m³/h, 140°C, 2,2 barg;
- 1 turbina a gas (TG01) da 25,6 MW elettrici;
- 1 turbina a vapore (TGV01) da 8,1 MW, con spillamento da 8 t/h a 24 barg per abbattimento NOx nel turbogas esistente, derivazione di 80 t/h a 14 barg per rete vapore tecnologico agli impianti e scarico 32 t/h a 4 barg per rete riscaldamenti e processo.

I fumi di scarico della TG01 alimenteranno la caldaia a recupero dotata di postcombustione (B01).

Il vapore prodotto dalla caldaia B01 verrà inviato alla turbina a vapore (TGV01) per la produzione d'energia elettrica e utilizzato attraverso lo spillamento della stessa a 24 barg per abbattimento NOx, la derivazione a 14 barg e lo scarico a 4 barg come sopra descritti.

Nella Tabella 5-3 sono riportati i dati relativi alla produzione complessiva di vapore ed energia elettrica nella configurazione impiantistica futura e il confronto con dati relativi alla configurazione attuale.

Tabella 5-3: Produzione Media Annuale di Energia Elettrica e Vapore

	U.d.m.	Impianto	Configurazione attuale	Configurazione futura
Produzione di vapore	t/a	Da caldaia B03	-	1.043.000
		Da caldaia B01	1.039.665*	559.484
Produzione di Energia Elettrica	MWh/a	Gruppo a vapore TGV01	235.501	235.501
		Gruppo Turbogas TG01		
		Gruppo Turbogas TG03	-	391.000

*Comprende anche la produzione di vapore della caldaia B02

La produzione di energia elettrica dal turbogruppo a gas TG01, dal turbogruppo a vapore TGV01 e dal nuovo turbogruppo TG03 consentirà l'alimentazione di tutte le macchine elettriche di stabilimento e l'immissione in RTN (Rete di Trasmissione Nazionale) della differenza tra l'energia prodotta dai turbogruppi e l'energia assorbita dalle macchine elettriche suddette.

L'autoproduzione di energia elettrica consentirà alla Raffineria di essere autosufficiente e di svincolarsi in caso di necessità dalla rete elettrica nazionale garantendo il permanere di condizioni di sicurezza anche in caso di black out esterno.

5.1.3. Consumi di Energia Elettrica e Combustibili

Le nuove unità in progetto necessitano tanto di energia termica che elettrica. La potenza elettrica assorbita dai nuovi impianti sarà pari a circa 17 MW, con impianti in marcia normale. La Tabella 5-4 indica la potenza elettrica assorbita da ciascun impianto.

Tabella 5-4: Potenza Elettrica Assorbita dai nuovi impianti

Impianto	Potenza Elettrica Assorbita (MW)
Vacuum	2
Hydrocracker	9,52
Steam Reformer	2,5
Recupero Zolfo	0,3
Rigenerazione Ammina	0,22
Sour Water Stripper	0,03
Utilities	2,36

L'energia elettrica fornita dalla nuova Turbogas è pari a circa 44 MW con un autoconsumo di 820 kW.

È prevista l'installazione di nuovi forni, una turbina a gas e di una caldaia a recupero. La Tabella 5-5 riporta la loro identificazione e la potenza termica di ciascuno di essi. I nuovi forni, la nuova caldaia a recupero e la Turbogas saranno dotati di bruciatori a bassa emissione di NOx.

Tabella 5-5: Elenco dei Forni Installati nelle nuove unità e nella nuova Turbogas

Id Forno	Impianto	Combustibile	Potenza (MW)
61F01	Vacuum	Fuel gas con opportune integrazione di metano	47
60F01	Hydrocracker	Fuel gas con opportune integrazione di metano	32,8
60F02	Hydrocracker	Fuel gas con opportune integrazione di metano	
60F03	Hydrocracker	Fuel gas con opportune integrazione di metano	
62F01	Steam Reformer	Fuel gas con opportune integrazione di metano	102
65H01	Recupero Zolfo	Fuel gas con opportune integrazione di metano	1,4
Turbina a gas	Sistema cogenerativo	Metano	120
Caldaia a recupero di fumi B03	Sistema cogenerativo	Fuel gas con opportune integrazione di metano	43,6

I nuovi impianti utilizzeranno fuel gas con opportune integrazioni di metano, mentre la nuova turbina a gas sarà alimentata a metano. Il loro consumo sarà come di seguito indicato:

- impianto Vacuum: 4.650 Nm³/h di fuel gas.
- impianto Hydrocracker: relativamente al funzionamento di tutti e tre i forni a Fuel Gas, il consumo è pari a 2.932 Nm³/h;
- impianto Idrogeno: 1.575 kg/h di fuel gas + off gas autoprodotta dallo stesso impianto (marcia a massima potenzialità con alimentazione metano);
- impianto Zolfo: 117 Nm³/h di fuel gas;
- sistema cogenerativo: 12.300 Nm³/h di metano e 6.113 Nm³/h di fuel gas.

Le caldaia B01 verrà anch'essa alimentata solo da fuel gas (2.000 Nm³/h) con opportune integrazioni di metano a differenza dell'assetto attuale che prevede anche l'alimentazione di una quota di fuel oil.

5.2. Uso di Risorse

5.2.1. Acqua

I nuovi impianti di Raffineria richiedono un approvvigionamento idrico integrativo di circa 153 m³/h, emunti dal fiume Sile.

I fabbisogni idrici aggiuntivi per i nuovi impianti sono riportati nella tabella seguente (con il segno – si indicano i consumi):

Tabella 5-6: Bilancio idrico e di vapore per i nuovi impianti

Impianto	Vapore			Condensa Kg/h	Acqua		
	HP	MP	LP		BFW	Demi	Grezza
	kg/h	kg/h	kg/h		kg/h	kg/h	kg/h
Vacuum		12.000	-10.500	2.000	-30.000		
Hydrocracker		-23.780		21.000	-16.347		
Steam Reformer	26.400					-66.657	
Recupero Zolfo		8.850	3.850		-13.050		
Sour Water Stripper			-5.740	6.000	-200		
Unità Rigenerazione Ammina			-13.500	13.800	-200		
Sistema cogenerativo	21.500				-84.370*		
Utilities			-13.692	6.000	-5.420	-65.217	-153.374
Impianto demi esistente						-21.500	
TOTALE	47.900	-2.930	-39.582	48.800	-65.217	-153.374	-153.374**

*a carico del sistema esistente

** considera il rendimento dell'impianto di demineralizzazione

Di seguito sono riportati i consumi di acqua di raffreddamento per i nuovi impianti.

Tabella 5-7: Consumi di acqua di raffreddamento per i nuovi impianti.

Unità	Fresh Cooling Water m ³ /h	Sea Water m ³ /h
Hydrocracker	-1.820	
Vacuum	-2.000	
Steam Reformer	-240	
Sour Water Stripper	-140	
Unità Rigenerazione Ammina	-42	
Recupero Zolfo	-150	
Sistema cogenerativo	0	
Impianto Trattamento Acque -ITA2-	-50	
Aria compressa	-20	
Circuito acqua di raffreddamento	4.486	-4.486
Torcia & Blowdown	-24	
TOTALE	0	-4.486

L'unità di raffreddamento è caratterizzata da prelievi idrici dell'acqua mare pari a circa 4.486 m³/h, mentre il circuito chiuso di raffreddamento viene integrato con circa 2 m³/h di acqua demineralizzata di make-up.

Nella tabella di seguito riportata vengono indicati i consumi idrici per la configurazione futura della Raffineria e il confronto con i rispettivi dati relativi alla situazione attuale.

Tabella 5-8: Consumi idrici per la configurazione futura di Raffineria e confronto con la configurazione attuale

	UdM	Raffineria Attuale	Raffineria Futura
Acqua Potabile e Industriale	m ³ /h	257	410
Acqua di raffreddamento	m ³ /h	6.915	11.401

5.2.2. Suolo e Sottosuolo

Le aree su cui verranno realizzati i nuovi impianti di estensione pari a circa 75.000 m², considerando anche le aree dedicate alla realizzazione dei nuovi serbatoi, ricadono su suolo industriale all'interno del perimetro attuale di Raffineria in zone solo parzialmente utilizzate.

Le nuove aree occupate saranno complessivamente pari a circa il 7% della superficie totale delimitata dal perimetro di Raffineria (pari a circa 110 ettari).

Dai risultati analitici della caratterizzazione sui suoli è emerso che 16 sondaggi, ubicati all'interno delle aree interessate dalla realizzazione dei nuovi impianti, presentano campioni di terreno con concentrazioni eccedenti i limiti normativi per gli idrocarburi, leggeri e pesanti, e per gli aromatici. La contaminazione interessa soprattutto gli strati più superficiali di terreno per uno spessore medio di circa 1 m.

Preliminarmente alla realizzazione dei nuovi impianti si intraprenderanno tutte le azioni richieste dalla vigente normativa in particolare finalizzate allo svincolo delle aree di interesse. Nell'ambito dell'esecuzioni di queste attività verranno predisposti specifici piani di gestione dei materiali di scavo.

5.3. Interferenze con l’Ambiente

5.3.1. Emissioni in Atmosfera

5.3.1.1. Emissioni Convogliate

Nel progetto di realizzazione dei nuovi impianti è prevista l’installazione di 6 nuovi forni, di una Turbogas e di una caldaia a recupero (si veda Tabella 5-5) che costituiranno nuove sorgenti di emissioni continue di Raffineria.

Le emissioni relative all’impianto Recupero Zolfo saranno convogliate al nuovo camino impianto zolfo denominato E22N (di altezza prevista pari a 55 m e diametro interno di 2 m), mentre quelle relative agli altri interventi al un nuovo camino centralizzato denominato E21N (di altezza prevista pari a 110 m e diametro interno di 6,7 m). La Turbogas sarà dotata di un camino ausiliario che verrà utilizzato solo in fase di avviamento o in emergenza (ad esempio fermata della caldaia a recupero B03) e quindi sarà caratterizzato da una emissione di fumi trascurabile.

L’ubicazione dei nuovi camini è indicata nell’Allegato 4.

Per quanto riguarda gli impianti di produzione di energia elettrica e vapore previsti per la configurazione futura di Raffineria (Turbogas TG01, caldaia B01, turbogas TG03 e caldaia B03 in esercizio) si evidenzia che:

- La caldaia B01 verrà alimentata solo da fuel gas con opportune integrazioni di metano a differenza dell’assetto attuale che prevede anche l’alimentazione di una quota di fuel oil. Le modifiche all’impianto COGE esistente (messa in riserva fredda della caldaia B02, alimentazione alla caldaia B01 di soli combustibili gassosi) comporteranno un sostanziale miglioramento delle emissioni in atmosfera prodotte da tale unità rispetto alle produzioni attuali.
- l’utilizzo di combustibili gassosi e l’installazione di un dispositivo SCR di trattamento fumi per le unità del nuovo sistema di cogenerazione (turbogas TG03 e caldaia a recupero B03), garantiranno emissioni contenute di NO_x, PST e SO₂.

La caldaia B02, attualmente in esercizio, come anticipato nei precedenti capitoli, verrà invece messa in riserva a freddo e utilizzata solo in caso di emergenza.

Nella Tabella successiva sono riportate le caratteristiche dei flussi emissivi prodotti dalla COGE esistente (TG01 e B01 in esercizio) per la configurazione impiantistica futura confrontati con quelli della configurazione attuale (TG01, B01 e B02 in esercizio).

Tabella 5-9: Flussi emissivi della COGE esistente per la configurazione futura e confronto con dati attuali

Parametro	Configurazione attuale	Configurazione futura
	TG01, B01 e B02 in esercizio	TG01, B01 in esercizio
	kg/h	kg/h
SO ₂	86,4	17,11
NO _x	64,7	45,45
PST	3,2	0,00
CO	10,4	4,45

Nella Tabella 5-10 sono invece riportati i flussi emissivi previsti per la nuova Turbogas TG03 e la nuova caldaia a recupero B03.

Tabella 5-10: Flussi emissivi del nuovo gruppo cogenerativo previsti per la configurazione futura

Parametro	TG03 e B03	
	kg/h	mg/Nm ^{3*}
SO ₂	2,84	5,99
NO _x	9,48	20,00
PST	0,00	0,00
CO	9,15	19,31

*Concentrazione riferita ad un contenuto di O₂ nei fumi pari al 15%.

Per quanto riguarda i nuovi impianti di processo, si evidenzia che :

- tutti i nuovi forni bruceranno solo fuel gas opportunamente integrato con metano e off gas (gas di ricircolo) che garantirà emissioni trascurabili di PST e la limitazione delle emissioni di SO₂;
- tutti i nuovi forni saranno adottati bruciatori Low NOx che garantiranno emissioni di NOx contenute;
- nel nuovo impianto di produzione idrogeno sarà installato un dispositivo SCR di trattamento fumi che garantirà emissioni di NOx contenute;
- il nuovo sistema di cogenerazione di vapore ed energia elettrica sarà dotato di un dispositivo SCR di trattamento fumi che garantirà emissioni di NOx contenute;
- il nuovo impianto Claus (che convoglierà le proprie emissioni al camino impianto zolfo), essendo dotato di un'unità di trattamento del gas di coda (TGTU), avrà una conversione dell' H₂S del 99,8%, in linea con le MTD (Migliori Tecniche Disponibili) che, per impianti di questo tipo, richiedono una conversione minima del 99,5%.

Il progetto prevede anche la realizzazione di una nuova torcia, le cui emissioni, a carattere discontinuo, sono considerate trascurabili.

Nella Tabella 5-11 sono riportate le caratteristiche dei flussi emissivi prodotti dai singoli nuovi impianti.

Tabella 5-11: Flussi emissivi dei nuovi impianti

Impianto	Portata	Inquinanti Emessi							
		SO ₂		NO _x		CO		Polveri	
	Nm ³ /h	mg/Nm ³	kg/h	mg/Nm ³	kg/h	mg/Nm ³	kg/h	mg/Nm ³	kg/h
Vacuum	46.342	79,41	3,68	150,00	6,95	58,26	2,70	0,00	0,00
Steam Reformer	116.882	15,06	1,76	17,54	2,05	24,98	2,92	0,00	0,00
Hydrocracker	32.428	79,25	2,57	150,00	4,86	58,28	1,89	0,00	0,00
Unità Recupero Zolfo	10.500	1000,00	10,50	100,00	1,05	150,00	1,58	40,00	0,42

Per quanto riguarda le emissioni di CO₂ dei nuovi impianti, è stato stimato che in caso di funzionamento continuo per 8.760 h/a, saranno annualmente pari a circa 737.532 t, di cui 464.990 t prodotte dallo Steam Reformer.

La Tabella 5-12 riporta le caratteristiche del flusso emissivo complessivo di Raffineria relativo alle concentrazioni medie attese per ogni cammino nella configurazione futura.

Questo scenario emissivo, in analogia con la situazione attuale, sarà utilizzato per la stima della ricaduta degli inquinanti nello scenario di progetto.

Tabella 5-12: Caratteristiche del Flusso Emissivo Medio Annuale – Scenario Futuro.

Camino	Ore funzionamento	Portata (Nm ³ /h)	Inquinanti Emessi							
			SO ₂		NO _x		CO		Polveri	
			mg/Nm ³	kg/h	mg/Nm ³	kg/h	mg/Nm ³	kg/h	mg/Nm ³	kg/h
E21	8.760	669.229	16,21	10,85	34,88	23,34	24,90	16,67	0,00	0,00
E22	8.760	10.500	1.000,00	10,50	100,00	1,05	150,00	1,58	40,00	0,42
E3	8.688	21.600	1.101,22	23,79	463,60	10,01	12,96	0,28	41,03	0,89
E8	8.696	20.166	1.103,05	22,24	390,96	7,88	11,95	0,24	40,34	0,81
E12	8.696	22.855	1.103,05	25,21	412,59	9,43	25,90	0,59	55,78	1,27
E14	8.696	31.257	1.103,05	34,48	500,35	15,64	15,44	0,48	36,85	1,15
E15	8.712	23.867	1.102,97	26,32	437,64	10,45	46,37	1,11	66,81	1,59
E16	8.562	12.196	787,68	9,61	369,00	4,50	48,00	0,59	17,78	0,22
E17	8.760	19.236	1.730,52	33,29	272,96	5,25	192,45	3,70	24,65	0,47
E18	8.760	388.753	215,26	83,68	173,00	67,26	15,00	5,83	7,92	3,08
E20	8.760	63.542	961,22	61,08	416,00	26,43	5,00	0,32	46,00	2,92
Totale				341,05		181,24		31,38		12,83
Totale annuo				t/a		t/a		t/a		t/a
				2.949		1.562		273		112

Nella Tabella 5-13 si riporta infine il confronto tra i flussi emissivi complessivi di Raffineria previsti per la configurazione futura e quelli attuali.

Tabella 5-13: Confronto flussi emissivi configurazione attuale e futura di Raffineria

Parametro	U.d.m.	Configurazione attuale	Configurazione futura
SO ₂	t/a	3.290	2.949
NO _x	t/a	1.524	1.562
CO	t/a	129	273
PST	t/a	145	112

5.3.1.2. Emissioni Diffuse

Per quanto riguarda le emissioni diffuse (derivanti da flange, pompe, valvole, ecc.) non sono previste variazioni apprezzabili rispetto allo stato attuale. La Raffineria, tuttavia, sta effettuando una campagna per la riduzione delle emissioni diffuse che consiste nell'adottare doppie tenute sulle macchine operatrici e organi di regolazione critici, installazione di doppie tenute su serbatoi dotati di tetto galleggiante, utilizzo di vernici termoriflettenti.

Nella Tabella 5-14 si riporta il confronto tra i flussi emissivi previsti per la configurazione futura e quelli attuali:

Tabella 5-14: Confronto flussi emissivi configurazione attuale e futura di Raffineria

Parametro	U.d.m.	Configurazione attuale	Configurazione futura
COV	t/a	537	552

5.3.2. Scarichi idrici

Gli scarichi idrici previsti dalle nuove unità sono riportati in Tabella 5-15 e sono costituiti da:

- scarichi di processo, inviati preventivamente a Sour Water Stripper;
- scarichi dall'unità ITA 2;
- acque meteoriche, provenienti dalle nuove aree di impianto.

Tabella 5-15: Effluenti idrici inviati a trattamento e a scarico

Tipologia acqua	U.d.m.	Portata effluente idrico
Acqua da SWS	(m ³ /h)	48,5
Acqua da ITA 2	(m ³ /h)	20
Acqua meteo	(m ³ /h)	3
Fanghi	(m ³ /h)	2,5
TOTALE		74

Tali effluenti andranno ad alimentare l'esistente impianto di trattamento acque di Raffineria, il quale tratta tutti gli streams liquidi convogliati al collettore di fognatura (intesi come acque di processo e acque meteoriche), per essere successivamente scaricati dall'esistente scarico di Raffineria, in attesa di poter essere inviati all'impianto di depurazione di Fusina.

L'impianto di Trattamento acque di Raffineria si compone di due linee di depurazione:

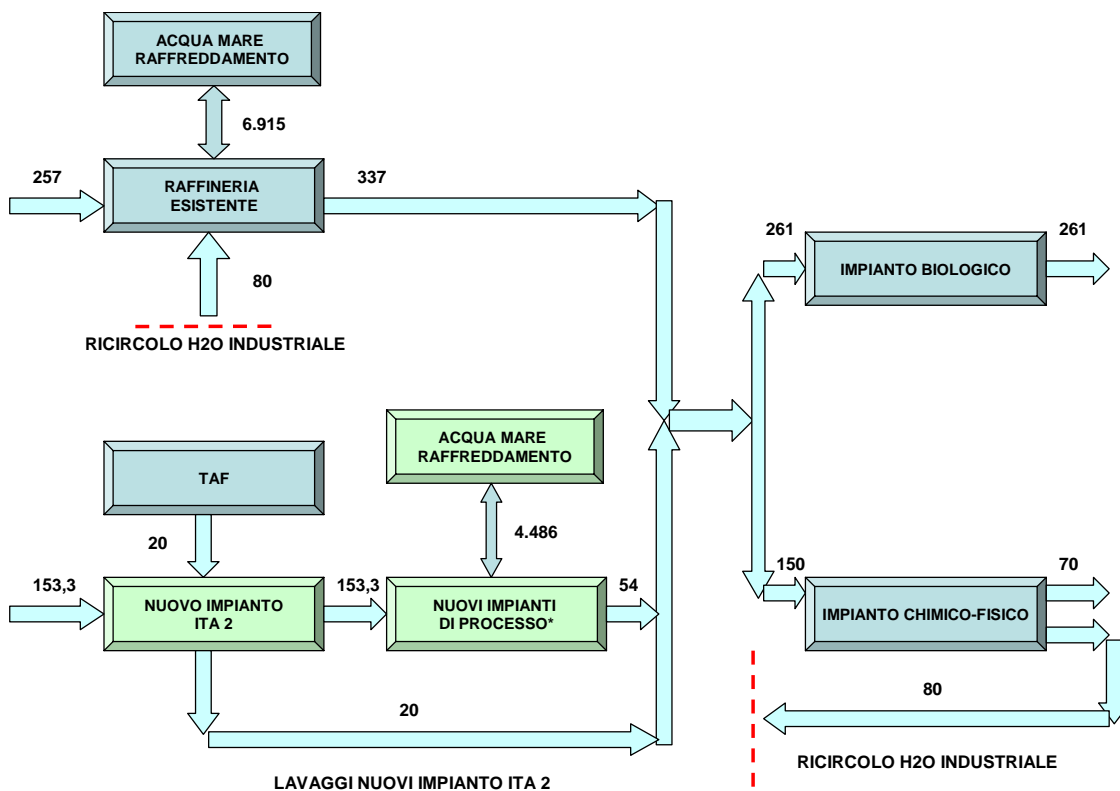
- a. LINEA BIOLOGICO, composta da:
- separatori API e trattamento primario di flottazione;
 - trattamento secondario a fanghi attivi (predenitrificazione-ossidazione/nitrificazione – sedimentatori secondari);

- trattamento terziario su filtri a sabbia a controlavaggio continuo con disinfezione dell’effluente.
- b. LINEA CHIMICO-FISICO, composta da:
- trattamento primario di flottazione;
 - trattamento secondario su filtri a sabbia;
 - trattamento terziario su filtri a carboni attivi.

Per la configurazione futura, l’incremento di produzione di reflui stimato verrà in parte trattato nel biologico ($4 \text{ m}^3/\text{h}$) ed in parte nel chimico fisico ($70 \text{ m}^3/\text{h}$). Nella configurazione attuale, l’impianto chimico–fisico tratta le acque piovane e le acque scolanti provenienti dall’Isola dei Petroli ed è mantenuto in servizio, a capacità limitata, per prevalente riuso interno. La richiesta complessiva della rete servizi acqua industriale, che determina la portata di refluo inviabile a depurazione sulla linea chimico-fisico è infatti pari a ca. il 50÷60% della portata di progetto della stessa, pari a $150 \text{ m}^3/\text{h}$.

Nella seguente Figura 5-1 e nella Tabella 5-16 viene rappresentato schematicamente il bilancio idrico di Raffineria nell’assetto futuro e il confronto con l’assetto attuale .

Figura 5-1: Schema del bilancio idrico medio di Raffineria nella configurazione futura (Quantità in m³/h)



*Il nuovo impianto Steam Reforming consuma circa 66 m³/h di acqua demineralizzata per il processo.

Tabella 5-16: Confronto bilancio idrico configurazione attuale e futura

BILANCIO IDRICO			
Parametro	U.d.m.	Configurazione attuale	Configurazione futura
Acqua in ingresso	m ³ /h	257	410
Acqua reflua a trattamento	m ³ /h	257	331
Acqua ricircolata	m ³ /h	80	80

Per trattare i nuovi reflui di processo, la linea chimico fisico dovrà essere sottoposto ad adeguamento tecnologico.

La fase progettuale è stata preceduta da una sperimentazione con impianto pilota per definire il migliore dimensionamento delle sezioni di post-trattamento dell'attuale effluente depurato della linea chimico-fisico.

I risultati della sperimentazione con impianto pilota sono risultati in linea con le attese tecniche ed hanno consentito di individuare una filiera di trattamento, da collocare a valle del trattamento terziario esistente su filtri a carboni attivi, composta da:

- pre-miscelazione con agente ossidante e polielettrolita cationico dell’effluente depurato da filtri a carboni attivi (“IN-LINE FLOCCULATION”);
- filtro a quarzite/pirolusite per rimozione di ferro;
- resina cationica forte (cicli di rigenerazione ad acido cloridrico) per rimozione d’ammoniaca;
- resina selettiva (ad esaurimento) per rimozione dei metalli (selenio);
- neutralizzazione basica (NaOH e Ca(OH)₂).

La qualità delle acque previste per la nuova configurazione impiantistica è riportata nella seguente tabella.

Tabella 5-17: Confronto qualità scarichi prevista per la configurazione futura e la configurazione attuale

Parametro	U.d.m.	Configurazione attuale	Configurazione futura
Scarico Parziale SM2 – Impianto Biologico			
COD	mg/l	23,2	23,2
BOD5	mg/l	2,7	2,7
Oli minerali	mg/l	0,3	0,3
Ammoniaca	mg/l	0,5	0,5
Azoto nitroso	mg/l	0,2	0,2
Azoto totale	mg/l	4,8	4,8
Solidi sospesi	mg/l	9,2	9,2
Fosfati	mg/l	0,1	0,1
Scarico Parziale SM3 – Impianto Chimico Fisico			
COD	mg/l	22,4	22,4
Oli minerali	mg/l	0,3	0,3
Ammoniaca	mg/l	1,5	1,5
Azoto nitroso	mg/l	0,1	0,1
Azoto totale	mg/l	2,5	2,5
Fosfati	mg/l	0,1	0,1

5.3.3. Rumore

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

Le specifiche *Eni R&M* relative alle caratteristiche di potenza sonora delle apparecchiature prevedono tassativamente valori di emissione sonora inferiori a 85 dB(A). Pertanto tale limite sarà rispettato anche per le apparecchiature rumorose (pompe, compressori, ecc.) previste per il presente progetto. Nel caso in cui la potenza sonora di apparecchiature specifiche provochi livelli di rumore superiori a quello menzionato, saranno predisposti opportuni sistemi di insonorizzazione.

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 in accordo alla normativa vigente e quindi inferiore a 70 dB(A) diurni e notturni.

5.3.4. Rifiuti

I principali rifiuti solidi addizionali prodotti dalle nuove unità sono costituiti dai catalizzatori esausti e dai rifiuti prodotti dalla 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 di desolforazione e che saranno gestiti secondo le normative vigenti in materia di trattamento, smaltimento e gestione rifiuti.

La rigenerazione dei catalizzatori delle nuove unità verrà effettuata fuori sito da società specializzate del settore.

Inoltre, si stima la produzione aggiuntiva dei seguenti rifiuti:

- Recupero Zolfo: 15.000 kg di allumina da sostituire ogni due anni;
- ITA 2: 11.800 kg di resina cationica forte, 4.720 kg di resine cationiche deboli, 8.925 kg di resina cationica forte e 3.120 kg di resina anionico debole da sostituire ogni due anni.

Nella successiva Tabella si riporta in sintesi la produzione di rifiuti stimata per i nuovi impianti.

Tabella 5-18: Rifiuti prodotti dai nuovi impianti

Unità di provenienza	Tipologia di rifiuto	Quantità (t/a)
Hydrocracker	Catalizzatori	65
Steam Reformer	Catalizzatori	32
Recupero Zolfo	Catalizzatori	7
ITA 2	Resine	14
TOTALE		118

Nella Tabella 5-19 è riportato il confronto tra la produzione di rifiuti prevista per la configurazione futura di Raffineria e i dati attuali.

Tabella 5-19: Confronto produzione di rifiuti configurazione attuale e futura.

Parametro	U.d.m.	Configurazione attuale	Configurazione futura
Rifiuti pericolosi e non pericolosi	t/a	5.368	5.487

5.3.5. Traffico

Per quanto riguarda il traffico via terra, nella configurazione futura della Raffineria si prevede una sensibile diminuzione del numero di autobotti impiegate per il trasporto dei prodotti finiti a fronte di un parziale incremento dell'utilizzo di ferrocisterne. In particolare è previsto un aumento del traffico su rotaie di circa 2 ferrocisterne al giorno e una diminuzione del traffico su gomme di circa 12 autobotti al giorno. Tale dato rappresenta un contributo positivo sia per l'alleggerimento del traffico su un'area già caratterizzata da sostanziali problematiche di viabilità sia per la diminuzione delle emissioni di inquinanti in atmosfera legate ai trasporti.

Il traffico marittimo subirà una diminuzione media di circa 41 navi all'anno (-19%) imputabile essenzialmente alla diminuzione dei semilavorati in entrata e dell'olio combustibile in uscita dalla Raffineria.

La Tabella seguente riporta il confronto tra i dati di movimentazione di mezzi per la configurazione impiantistica attuale e prevista per quella futura.

Tabella 5-20: Confronto traffico tra configurazione impiantistica attuale e futura

Mezzo di trasporto	U.d.m.	Configurazione Attuale	Configurazione Futura
Navi (materie prime e prodotti finiti)	navi/anno	213	172
Autobotti (ATB) (materie prime e prodotti finiti)	ATB/giorno	101	89 (*) (**)
Ferrocisterne (FCC) (Finiti)	FCC/giorno	14	16
Oleodotti (Finiti)	kt/a	3.126	3.218

(*) Decremento legato al trasporto dei prodotti finiti. Il trasporto delle materie prime rimane invariato.

5.4. Serbatoi e Stoccaggi

Per far fronte alle nuove esigenze di stoccaggio derivate dalla parziale differenziazione dello slate dei prodotti, oltre alla realizzazione dei nuovi serbatoi descritti in dettaglio nel paragrafo 4.10, sono previsti i seguenti adeguamenti al parco serbatoi esistente. Nello specifico, gli adeguamenti previsti sono i seguenti:

- smantellamento di 20 serbatoi esistenti;
- modifica nella destinazione d'uso di ulteriori 12 serbatoi esistenti.

Nella Tabella 5-21 e nella Tabella 5-22 seguenti è riportata la descrizione dei serbatoi esistenti che verranno smantellati o la cui destinazione d'uso subirà delle modifiche rispetto all'attuale.

Tabella 5-21: Descrizione dei serbatoi da smantellare

ID	Prodotto	Ubicazione	Categoria	Capacità Max Operativa (m ³)
205	Greggio	Raffineria	A	859
207	Slop	Raffineria	A	1.125
226	Benzina	Raffineria	A	1.696
227	Benzina	Raffineria	A	1.689
308	Benzina	Raffineria	A	9.650
309	Benzina	Raffineria	A	9.621
719	Benzina	Zona Nord/Est	A	1.662
722	Benzina	Zona Nord/Est	A	1.666
208	Petrolio	Raffineria	B	9.814
209	Petrolio	Raffineria	B	9.628
307	Petrolio	Raffineria	B	1.195
319	Petrolio	Raffineria	B	997
320	Petrolio	Raffineria	B	993
228	HVGO	Raffineria	C	1.581
229	HVGO	Raffineria	C	1.578
708	Slop	Zona Nord/Est	C	415
710	Olio combustibile	Zona Nord/Est	C	2.001
711	Biodiesel	Zona Nord/Est	C	2.002
712	Olio combustibile	Zona Nord/Est	C	562
713	Petrolio	Zona Nord/Est	B	564

Tabella 5-22: Modifiche delle destinazioni d’uso per i serbatoi esistenti

ID	Prodotto attuale	Prodotto futuro	Ubicazione	Categoria attuale	Categoria futura	Capacità Max Operativa (m ³)
202	Gasolio	Slop	Raffineria	C	A	1.663
203	Gasolio	Benzina	Raffineria	C	A	1.661
505	Kero	Benzina	Raffineria	B	A	5.346
508	Benzina verde	MTBE	Raffineria	A	A	5.375
509	Benzina verde	Benzina riformata	Raffineria	A	A	5.387
510	Benzina Austria	Benzina riformata	Raffineria	A	A	5.311
511	Benzina verde	Benzina riformata	Raffineria	A	A	12.528
516	Benzina Iso	Gasolio	Raffineria	A	A	9.149
721	Benzina Austria	Biodiesel	Zona Nord/Est	A	A	1.665
714	Petrolio	Biodiesel	Zona Nord/Est	B	B	563
715	Petrolio	Biodiesel	Zona Nord/Est	B	B	564
716	Petrolio	Slop	Zona Nord/Est	B	A	470
717	Biodiesel	Slop	Zona Nord/Est	C	A	471
800	Benzina	Kero	Zona Nord/Est	A	A	1.655
801	Bludiesel	Kero	Zona Nord/Est	C	B	1.659
802	Benzina	Kero	Zona Nord/Est	A	A	1.657
803	Gasolio	Kero	Zona Nord/Est	C	B	1.662
804	Acqua	Kero	Zona Nord/Est	C	B	5.725

Per lo stoccaggio delle materie prime e dei prodotti, la Raffineria nella configurazione futura sarà pertanto dotata di un parco di circa 125 serbatoi avente una capacità complessiva di circa 1,3 milioni di m³ (greggio, semilavorati e prodotti finiti). A parità di capacità complessiva di stoccaggio, il numero di serbatoi verrà quindi ridotto rispetto alla configurazione attuale, in linea con le MTD applicabili che indicano di preferire l’utilizzo di pochi serbatoi di dimensioni elevate in alternativa a tanti di dimensioni più ridotte.

Nella tabella seguente è riportato il quadro riassuntivo del futuro parco serbatoi suddiviso per tipologia di prodotto/categoria associata.

Tabella 5-23: Parco serbatoi della configurazione futura di Raffineria e confronto con configurazione attuale

Prodotto o categoria	Configurazione attuale		Configurazione futura	
	N°serbatoi dedicati	Capacità di stoccaggio (m ³)	N° serbatoi dedicati	Capacità di stoccaggio (m ³)
GPL	18	7.070	18	7.070
CAT. A	41	792.852	43	807.295
CAT. B	12	42.409	7	22.448
CAT. C	67	468.333	57	479.228
TOTALE	138	1.310.664	125	1.316.041

Lo stato dei serbatoi di stoccaggio in Raffineria è di fondamentale importanza ed è tenuto sotto controllo dalle unità tecniche di Raffineria al fine di garantire la protezione della falda e del suolo da eventuali spandimenti. In tale ambito la Raffineria:

- si è dotata di uno strumento di programmazione delle attività di ispezione e manutenzione del parco serbatoi basata su norme MTD internazionali;
- è in atto un programma di installazione progressiva di doppi fondi in conformità alle MTD internazionali ed alla politica aziendale.

5.5. Rappresentazione sintetica della Raffineria allo stato attuale e in seguito alla realizzazione del progetto

Nella Tabella 5-24 si riporta un confronto dei parametri significativi della Raffineria allo stato attuale e in seguito alla realizzazione del progetto.

Tabella 5-24: Confronto dei parametri significativi della Raffineria allo stato attuale ed in seguito alla realizzazione del progetto

Parametro	UdM	Raffineria Attuale	Raffineria Futura	Variazione (Futura – Attuale)
MATERIE PRIME				
Greggio	kt/a	4.236	4.515	279
Semilavorati	kt/a	707	480	-227
TOTALE	kt/a	4.943	4.995	52
PRODOTTI FINITI				
GPL	kt/a	74	45	-29
Virgin Nafta	kt/a	146	212	50
Benzine	kt/a	972	927	-45
Kero da introduzione*	kt/a	124	0	-124
Kero autoproduzione*	kt/a	0	207	207
Gasolio da introduzione*	kt/a	310	0	-310
Gasolio autoproduzione*	kt/a	1.797	2.130	333

Parametro	UdM	Raffineria Attuale	Raffineria Futura	Variazione (Futura – Attuale)
Olio combustibile	kt/a	875	645	-230
Bitumi	kt/a	333	400	67
Zolfo	kt/a	15	41	26
Consumi e perdite	kt/a	296	388	92
TOTALE	kt/a	4.942	4.995	53
PRELIEVO IDRICO				
Acqua Potabile e industriale	m ³ /h	257	410	153
Acqua di raffreddamento	m ³ /h	6.915	11.401	4.486
SCARICHI IDRICI				
Quantità				
Acqua reflua a trattamento	m ³ /h	257	331	74
Acqua ricircolata	m ³ /h	80	80	-
Qualità				
Scarico Parziale SM2 – Impianto Biologico				
COD	mg/l	23,2	23,2	-
BOD5	mg/l	2,7	2,7	-
Oli minerali	mg/l	0,3	0,3	-
Ammoniaca	mg/l	0,5	0,5	-
Azoto nitroso	mg/l	0,2	0,2	-
Azoto totale	mg/l	4,8	4,8	-
Solidi sospesi	mg/l	9,2	9,2	-
Fosfati	mg/l	0,1	0,1	-
Scarico Parziale SM3 – Impianto Chimico Fisico				
COD	mg/l	22,4	22,4	-
Oli minerali	mg/l	0,3	0,3	-
Ammoniaca	mg/l	1,5	1,5	-
Azoto nitroso	mg/l	0,1	0,1	-
Azoto totale	mg/l	2,5	2,5	-
Fosfati	mg/l	0,1	0,1	-
EMISSIONI IN ATMOSFERA				
Emissioni di SO ₂	t/a	3.290	2.949	-341
Emissioni di NO _x	t/a	1.524	1.562	38
Emissioni di CO	t/a	129	273	144
Emissioni di PST	t/a	145	112	-33
Emissioni di COV	t/a	537	552	15
RIFIUTI				
Rifiuti pericolosi e non pericolosi	t/a	5.368	5.486	118
MOVIMENTAZIONE MATERIE PRIME/PRODOTTI FINITI				
Navi	navi/a	213	172	-41
Autobotti	ATB/g	101	89	-12
Ferrocisterne	FCC/g	14	16	2
Oleodotti	kt/a	3.126	3.218	92

*Nella configurazione futura si ha una riduzione delle introduzioni di kero e Gasolio da esterno legata alla maggiore autoproduzione pari a 380 kt/a

Allegati

Allegato 1

Schema a blocchi di Raffineria con le nuove unità

Allegato 2

Planimetria della configurazione futura della Raffineria

Allegato 3

Layout e prospetto dell'impianto Vacuum

Allegato 4

Process Flow Diagrams dell'impianto Vacuum

Allegato 5

Layout e prospetto dell'impianto Hydrocracker

Allegato 6

Process Flow Diagrams dell'impianto Hydrocracker

Allegato 7

Layout e prospetto dell'impianto Steam Reformer

Allegato 8

Process Flow Diagrams dell'impianto Steam Reformer

Allegato 9

Layout e prospetto dell'impianto di Recupero Zolfo

Allegato 10

Process Flow Diagrams dell'impianto di Recupero Zolfo

Allegato 11

Layout e prospetto Turbogas

Allegato 12

Process Flow Diagrams Turbogas

Allegato 13

Layout e prospetto impianti ausiliari

Allegato 14

Process Flow Diagrams impianti ausiliari