



Sito: Raffineria Sarroch (Cagliari)

IMPIANTO: Complesso "Raffineria + IGCC "

Gestore: SARAS SPA

Categoria: IPPC 1.2: Raffineria

IPPC 1.1: IGCC

DOMANDA DI AUTORIZZAZIONE INTEGRATA AMBIENTALE

AI SENSI DEL D.LGS. N.59 DEL 18 FEBBRAIO 2005

Scheda C - Allegato C.6

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



ICARO

Gennaio 2007



INTRODUZIONE

Il presente documento riporta la descrizione dei processi produttivi riferiti agli impianti nel nuovo assetto (vedasi la scheda C1 e il programma degli interventi indicato nella scheda C5), con le tecniche di adeguamento proposte, le variazioni in termini di consumi e di emissioni, i benefici ambientali attesi e, qualora fossero presenti, i cross media effects.

L'ultima parte della relazione è stata dedicata alla trattazione dei progetti di miglioramento riferiti allo stabilimento nel suo complesso e ai singoli processi/impianti.

Si fa presente che, sia gli investimenti previsti e sia il piano di miglioramento per le linee di sviluppo future, derivano dal confronto fra l'assetto impiantistico attuale e le Migliori Tecniche Disponibili (MTD), definite nel documento "linee guida nazionali per l'identificazione delle migliori tecniche disponibili" e nel Bref comunitario di settore "Reference Document on Best Available Techniques for Mineral Oil and Gas Refineries (BREF)", ai fini del miglioramento delle performance ambientali della raffineria nel suo complesso.

L'analisi delle MTD applicabili all'intero stabilimento, sono state descritte in dettaglio nel documento Allegato D15a alla scheda D.

Il programma temporale degli interventi è stato suddiviso temporalmente in due fasi:

- FASE A: interventi resi operativi a partire dal 2009;
- FASE B: interventi resi operativi a partire dal 2011

Segue una descrizione dei piani di miglioramento.

FASE A

Realizzazione di modifiche ai processi ed agli impianti allo scopo di migliorare la qualità dei prodotti (che hanno effetto indiretto sulle emissioni) e di migliorare le prestazioni ambientali del sito. Questa fase prevede il completamento delle modifiche entro l'anno 2008 e quindi poter usufruire dei vantaggi derivanti dagli investimenti dal 1° gennaio 2009.

Dette modifiche si riferiscono ai seguenti impianti:

- Impianto Visbreaking: installazione di bruciatori del tipo low-Nox sui forni di processo per la riduzione delle emissioni;
- Impianto Topping RT2: installazione di bruciatori del tipo low-Nox sui forni di processo per la riduzione delle emissioni;
- Impianti di recupero Zolfo: realizzazione della nuova sezione di Trattamento dei Gas di coda al fine di incrementare l'efficienza di recupero dello zolfo dal 97,5% attuale al 99,5%;
- Impianto IGCC: aumento della produzione di idrogeno a 60.000 Nm³/h, che permetterà di ottenere effetti indiretti nell'ambiente consentendo un incremento di gasoli a basso contenuto di zolfo.

FASE B

Realizzazione di modifiche ai processi ed agli impianti allo scopo di migliorare le prestazioni di alcuni impianti (che hanno effetti sulla qualità dei prodotti e sulle emissioni indirette) e di migliorare le prestazioni ambientali del sito riducendo le emissioni dirette.

Questa fase prevede il completamento delle modifiche entro l'anno 2010 e quindi poter usufruire dei vantaggi derivanti dagli investimenti dal 1° gennaio 2011.

Dette modifiche si riferiscono ai seguenti impianti:

- Impianto Visbreaking: l'adeguamento tecnologico permetterà di migliorare il ciclo di produzione in termini di affidabilità, flessibilità e prestazioni; permetterà, inoltre, di migliorare l'efficienza energetica dell'impianto;
- Impianto MHC2: l'adeguamento tecnologico dell'unità permetterà di incrementare la



- capacità di produzione di gasoli a basso contenuto di zolfo (effetti ambientali indiretti);
- o Impianto di Steam Reforming: la realizzazione di questo impianto risulta necessaria per la crescente richiesta di idrogeno per i processi di desolforazione;
 - o Impianto Alchilazione: l'adeguamento tecnologico permetterà di migliorare il ciclo di produzione in termini di affidabilità, flessibilità e prestazioni e della qualità della benzina alchilata prodotta (effetti ambientali indiretti);
 - o Interventi di recupero energetico negli Impianti FCC e nelle Unità di desolforazione U500 e U700 (effetti ambientali diretti);
 - o Interventi di recupero energetico del calore sensibile dei fumi degli impianti:
 - Topping 1;
 - FCC-CO-boiler;
 - Topping 2;
 - Topping RT2;
 - Visbreaking;
 - Vacuum 1;
 - Vacuum 2.
 - o Interventi di recupero di polveri nell'Impianto FCC (filtrazione slurry e abbattimento polveri III e IV stadio, con effetti ambientali diretti).

Oltre a quanto definito ai punti precedenti, la raffineria, come linee di indirizzo future, ha in progetto di attuare un piano di miglioramento che coinvolge interventi definiti sia nell'ambito delle migliori tecniche disponibili (MTD) generali, che riguardano cioè la raffineria nel suo complesso, e sia nell'ambito delle MTD applicabili al singolo processo, attività o unità produttiva



FASE A



IMPIANTO VISBREAKING RT1

Installazione bruciatori Low-NOx

Descrizione dell'intervento

Le tecniche utilizzate per ridurre le emissioni di ossidi di azoto si dividono in 2 categorie. Le tecniche primarie sono rivolte a prevenire la formazione degli ossidi di azoto e comprendono variazioni delle operazioni di pre-combustione e modifiche della combustione. Le modifiche della combustione riguardano principalmente la temperatura di fiamma, la concentrazione di ossigeno nella zona di combustione primaria e il tempo di residenza ad alta temperatura. Le tecniche secondarie sono invece finalizzate all'abbattimento degli NOx prodotti nella combustione stessa e quindi al trattamento dei fumi della combustione.

L'intervento proposto per l'impianto Visbreaking RT1 consiste nell'installazione di bruciatori Low-NOx, tecnica primaria utilizzata al fine di ridurre le emissioni di ossidi di azoto.

Aspetti ambientali

Emissioni

Aria

La formazione di NOx è fortemente influenzata, oltre che dalle modifiche della combustione, anche dalle caratteristiche costruttive dell'impianto, dal tipo di bruciatori installati e dal tipo di combustibile utilizzato.

Nel caso in cui si utilizzino bruciatori Low-NOx si possono ottenere riduzioni del 40-60% per i combustibili gassosi e del 30-50% per i combustibili liquidi.

Effetti cross media

Nella combustione esiste un legame diretto tra gli NOx e le emissioni di particolato, per cui bisogna tener presente i cosiddetti effetti "cross media". Infatti la riduzione degli NOx richiede un abbassamento della temperatura di fiamma e ciò determina un aumento del particolato.

Per i bruciatori Low-NOx a fuel oil, così come per i bruciatori convenzionali, una ulteriore riduzione della temperatura produce, oltre al particolato, anche emissioni di CO. Per questo motivo prima dell'installazione dei bruciatori è necessario valutare caso per caso se tale tecnica è applicabile senza creare problemi.



INDICE

INDICE	2
INTRODUZIONE	3
FASE A	5
FASE B	20
PROGETTI DI MIGLIORAMENTO	56



IMPIANTO TOPPING RT2

Installazione bruciatori Low-NOx

Descrizione dell'intervento

Le tecniche utilizzate per ridurre le emissioni di ossidi di azoto si dividono in 2 categorie. Le tecniche primarie sono rivolte a prevenire la formazione degli ossidi di azoto e comprendono variazioni delle operazioni di pre-combustione e modifiche della combustione. Le modifiche della combustione riguardano principalmente la temperatura di fiamma, la concentrazione di ossigeno nella zona di combustione primaria e il tempo di residenza ad alta temperatura. Le tecniche secondarie sono invece finalizzate all'abbattimento degli NOx prodotti nella combustione stessa e quindi al trattamento dei fumi della combustione.

L'intervento proposto per l'impianto Topping RT2 consiste nell'installazione di bruciatori Low-NOx, tecnica primaria utilizzata al fine di ridurre le emissioni di ossidi di azoto.

Aspetti ambientali

Emissioni

Aria

La formazione di NOx è fortemente influenzata, oltre che dalle modifiche della combustione, anche dalle caratteristiche costruttive dell'impianto, dal tipo di bruciatori installati e dal tipo di combustibile utilizzato.

Nel caso in cui si utilizzino bruciatori Low-NOx si possono ottenere riduzioni del 40-60% per i combustibili gassosi e del 30-50% per i combustibili liquidi.

Effetti cross media

Nella combustione esiste un legame diretto tra gli NOx e le emissioni di particolato, per cui bisogna tener presente i cosiddetti effetti "cross media". Infatti la riduzione degli NOx richiede un abbassamento della temperatura di fiamma e ciò determina un aumento del particolato.

Per i bruciatori Low-NOx a fuel oil, così come per i bruciatori convenzionali, una ulteriore riduzione della temperatura produce, oltre al particolato, anche emissioni di CO. Per questo motivo prima dell'installazione dei bruciatori è necessario valutare caso per caso se tale tecnica è applicabile senza creare problemi.

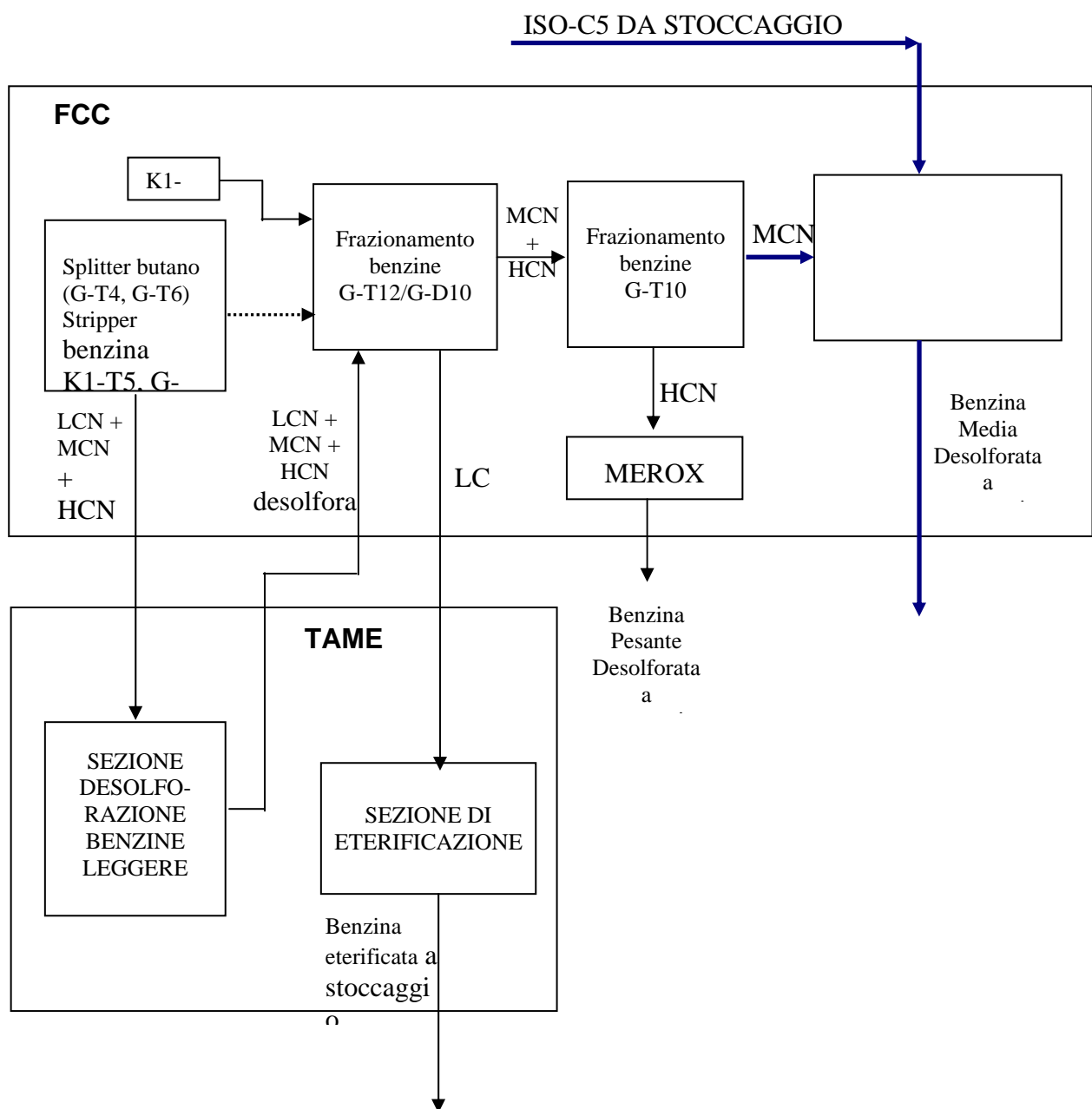
Avviamento della nuova sezione desolfurazione benzine MCN (U800)

Descrizione dell'intervento

L'intervento proposto consiste nell'avviamento della nuova sezione desolfurazione benzine medie da cracking (MCN), recentemente progettata dalla Società AXENS.

A fronte di tali adeguamenti, la benzina MCN costituente il prodotto di testa della colonna GT10 non sarà più alimentata all'unità Merox Minalk ma alla nuova sezione desolfurazione.

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





La idrodesolforazione della benzina media da cracking verrà attuata mediante un sistema di reazione composto da due reattori (R-801 ed R-802), in presenza di idrogeno. L'idrogeno solforato sviluppato nel corso della reazione sarà rimosso dalle fasi liquide e gassose rispettivamente nello scrubber amminico T-801 e nella colonna stabilizzatrice T-802 dell'unità.

La nuova unità di idrodesolforazione sarà costituita in dettaglio dalle seguenti sottosezioni:

- carica,
- reazione,
- separazione,
- compressione gas di riciclo,
- stabilizzazione,
- iniezione di agenti chimici.

L'unità di idrodesolforazione sarà alimentata con una corrente costituita dall'80% di MCN (benzina media da cracking) e dal 20% di isopentano (ISO-C5) proveniente da stoccaggio (ortonsfere).

Allo scopo di preservare il catalizzatore di idrodesolforazione, l'ISO-C5 deve essere preventivamente lavato con acqua per allontanare eventuali tracce di soda.

A tal fine la corrente di ISO-C5 sarà miscelata con acqua di lavaggio attraverso una valvola di miscelazione. La miscela di acqua di lavaggio ed ISO-C5 sarà quindi alimentata al decantatore D801.

L'acqua separata nel decantatore sarà inviata mediante le pompe P-801A/B alle unità di trattamento acqua ad eccezione di una quota, riciclata sulla linea di alimentazione dell'ISO-C5.

La fase superiore presente nel decantatore dell'acqua di lavaggio è costituita da ISO-C5 libero d'acqua.

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

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

La carica sarà quindi suddivisa in 3 correnti: la prima corrente costituirà il "raffreddamento" del primo reattore di desolforazione, il secondo stream, sarà preriscaldato in controcorrente con l'effluente reattore R-802 negli scambiatori E-801 A/B/C, previa miscelazione con l'idrogeno di riciclo proveniente dal compressore MC-801 ed E-802 A/B, e quindi alimentato al reattore di desolforazione R-801, mentre l'ultima corrente costituirà il bypass degli scambiatori di preriscaldamento citati; Infatti la temperatura del primo reattore di desolforazione sarà controllata attraverso la portata di prodotto che "bypassa" degli scambiatori E-801 A/B/C.

Il reattore R-801 sarà costituito da due letti catalitici ed opererà in fase vapore.

Tra il primo ed il secondo letto di catalizzatore sarà operato un quench con la corrente di benzina che si stacca a monte del treno di preriscaldamento, al fine controllare l'incremento di temperatura e limitare la saturazione delle olefine. La portata della benzina di quench sarà regolata in controllo di portata, in cascata con la temperatura in ingresso al secondo letto di catalizzatore.

La benzina in uscita dal primo reattore di desolforazione R-801 verrà preriscaldata nel forno F801, quindi sarà alimentata al secondo reattore R-802 operante con un singolo letto.

La benzina in uscita dal reattore R-802, previo raffreddamento negli scambiatori E-802 A/B, E-801A/B/C (in controcorrente con la carica), sarà alimentata al flash drum D806 nel quale saranno



separate una fase acquosa contenente idrogeno solforato che sarà alimentata agli impianti SWS esistenti, una fase idrocarburica liquida, che sarà alimentata alla colonna stabilizzatrice T-802, ed una fase gassosa. I vapori in uscita dal D807 saranno ulteriormente raffreddati nel condensatore ad aria AC-801, quindi alimentati al separatore D-803 nel quale saranno separate tre fasi:

- la fase acquosa contenente idrogeno solforato, che sarà alimentata agli impianti SWS esistenti;
- la fase idrocarburica liquida, che sarà alimentata alla colonna stabilizzatrice T-802;
- la fase vapore, che sarà inviata alla colonna di lavaggio amminico T-801 dove l'idrogeno solforato contenuto verrà rimosso.

Nella colonna T-801 il fuel gas verrà lavato dall' H_2S , attraverso assorbimento con una soluzione di ammina "povera" proveniente dalle esistenti Unità di lavaggio amminico della Raffineria (impianti DEA 1/2/3). L'ammina ricca in idrogeno solforato verrà quindi inviata in controllo di livello nuovamente agli esistenti impianti di lavaggio amminico per la rigenerazione.

Il gas lavato in uscita dalla testa colonna T801, costituente il gas di riciclo, sarà suddiviso in due stream: la corrente principale verrà alimentata al KO drum D-804, per separare eventuali trascinalamenti di liquidi, quindi al compressore del gas di riciclo MC-801 e da qui alla sezione di reazione, previa miscelazione con una corrente di idrogeno fresco; la restante quota di gas di riciclo sarà inviata alla rete fuel gas.

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

La fase liquida in uscita dal separatore D-803 sarà inviato alla stabilizzatrice T-802 previo riscaldamento negli scambiatori (carica/fondo) E-803 A/B. La frazione di testa della colonna, parzialmente condensata nello scambiatore ad acqua E-806, sarà alimentata all'accumulatore di testa D-805. La fase liquida sarà reflussata totalmente in colonna mediante le pompe P-804A/B, mentre il gas acido separato verrà inviato in controllo di pressione al sistema di trattamento gas acidi.

La benzina desolfurata di fondo colonna T-802, costituente il prodotto finito (benzina con tenore di zolfo inferiore ai 10 ppm), sarà inviata a stoccaggio mediante le pompe di fondo P-803, previo raffreddamento negli scambiatori E-803 A/B, nel preriscaldatore carica colonna ET-T2 dell'impianto di eterificazione, nel condensatore ad aria AC-802, nello scambiatore ad acqua E-805; una quota del prodotto di fondo colonna sarà alimentato al ribollitore costituito dal forno F-802.



Aspetti ambientali

L'installazione della nuova unità comporta un beneficio ambientale indiretto in quanto le benzine prodotte ed immesse sul mercato hanno un tenore di zolfo più basso.

Consumi

La nuova sezione porta all'aumento del consumo di idrogeno e i consumi energetici dovuti all'installazione di pompe, compressori, e degli aircoolers.

Emissioni

Aria

È prevista l'attivazione di un nuovo punto di emissione in atmosfera costituito dal camino comune ai due nuovi forni (F801 e F802). La prevenzione di effetti particolarmente impattanti avviene attraverso l'esclusivo utilizzo nei forni di combustibile (Fuel Gas) a basso tenore di zolfo.

Per le emissioni diffuse la riduzione avviene attraverso l'uso di pompe dotate di tenuta doppia con collettamento a blow down.

Le emissioni diffuse da valvole e accoppiamenti flangiati sono minimizzate con l'utilizzo di classi di tubazioni più alte.

Rifiuti

La principale tipologia di rifiuti prodotti è costituita dai volumi di catalizzatore esausto dei reattori R801 e R802, tale tipologia di rifiuti è normalmente classificata come rifiuto pericoloso con codice CER 160802* e 160807* il cui smaltimento viene gestito secondo le specifiche operative interne alla raffineria, secondo quanto previsto dalla normativa vigente (recupero metalli).

Rumore

Le principali sorgenti sonore sono costituite da area pompe, soffianti e aircoolers.

Le specifiche di fornitura delle apparecchiature sono state fatte imponendo come valore di riferimento 80 dB(A).



RECUPERO ZOLFO Z2, Z3, Z4

Avviamento della nuova sezione trattamento gas di coda TGTU

Descrizione dell'intervento

L'intervento proposto consiste nell'avviamento della nuova unità TGTU per il trattamento del gas di coda verso gli inceneritori degli impianti zolfo, allo scopo di elevare il rendimento di conversione dell'intero impianto recupero zolfo (Z2/Z3/Z4). Le unità di trattamento dei gas di coda aumentano il recupero complessivo di H₂S diminuendo le emissioni di ossidi di zolfo della raffineria.

Sono disponibili numerose tecnologie TGTU, collaudate in impianti industriali, mediante le quali è possibile incrementare l'efficienza di recupero di un impianto zolfo.

In tutte le tipologie di processo, le tracce residue di idrogeno solforato non reagito, come pure tutti i contaminanti gassosi, vengono infine distrutti mediante ossidazione termica.

Nella seguente tabella viene riportato l'elenco delle tipologie TGTU con le relative caratteristiche in termini di resa di recupero dello zolfo attesa.

Processo	Resa di recupero dello zolfo attesa, %
Claus	96.01
Superclaus	98.66
Sulfreen	99.42
Beavon	99-99.9
CBA	99-99.5
Clauspol	99.5-99.9
Clauspol II	99.6
Riduzione di SO ₂	99.9
IdroSulfreen (1)	99.67
DoxoSulfreen (2)	99.88
RAR	99.94
LO-CAT II (3)	99.99
SCOT	99.5-99.9
(1) Reattori Sulfreen e sezione dell'idrolisi (2) Reattori Sulfreen, sezione dell'idrolisi e reattori DoxoSulfreen (3) Il gas di coda di LO-CAT II non può essere incenerito perciò lo zolfo si presenta sotto forma di "specie" H ₂ S	

La tecnologia del TGTU che la Società Saras ha deciso di adottare è il processo SCOT, le cui modalità di funzionamento sono descritte di seguito.

Con l'intervento previsto l'efficienza di conversione sarà portata dall'attuale 97,5% al 99,5%.

Il gas che prima veniva inviato all'inceneritore (tail gas), sarà diretto alla sezione trattamento gas di coda dove l'SO₂ ancora presente viene convertita cataliticamente in H₂S per renderne possibile la separazione dal gas mediante assorbimento in una soluzione amminica.

L'idrogeno necessario per la riconversione dell'SO₂ è contenuto nella miscela stessa di gas proveniente dal corpo principale dell'impianto di recupero zolfo (contenente principalmente SO₂, H₂ e H₂S).

La quantità di H₂ risulta essere sufficiente per far sì che si verifichino le reazioni descritte, ma è



comunque prevista l'installazione di una nuova linea di alimentazione H₂, nel caso in cui la quantità dello stesso presente nella miscela non fosse sufficiente a garantire il completamento delle reazioni.

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

Qui avviene la conversione dei composti solforati presenti in H₂S, secondo le reazioni di idrogenazione ed idrolisi descritti nel successivo paragrafo.

In considerazione dell'esotermicità delle reazioni, la temperatura in uscita dal reattore è di circa 310°C.

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

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

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

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

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

Qui l'H₂S presente nel gas viene assorbito dalla soluzione amminica alimentata nella parte alta della colonna in controllo di portata.

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

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

L'ammina ricca, previo riscaldamento negli scambiatori D4-E1-A/B/C in controcorrente con l'ammina rigenerata, è alimentata alla colonna di rigenerazione D4-T1; qui l'H₂S presente nell'ammina viene strappato con vapore.

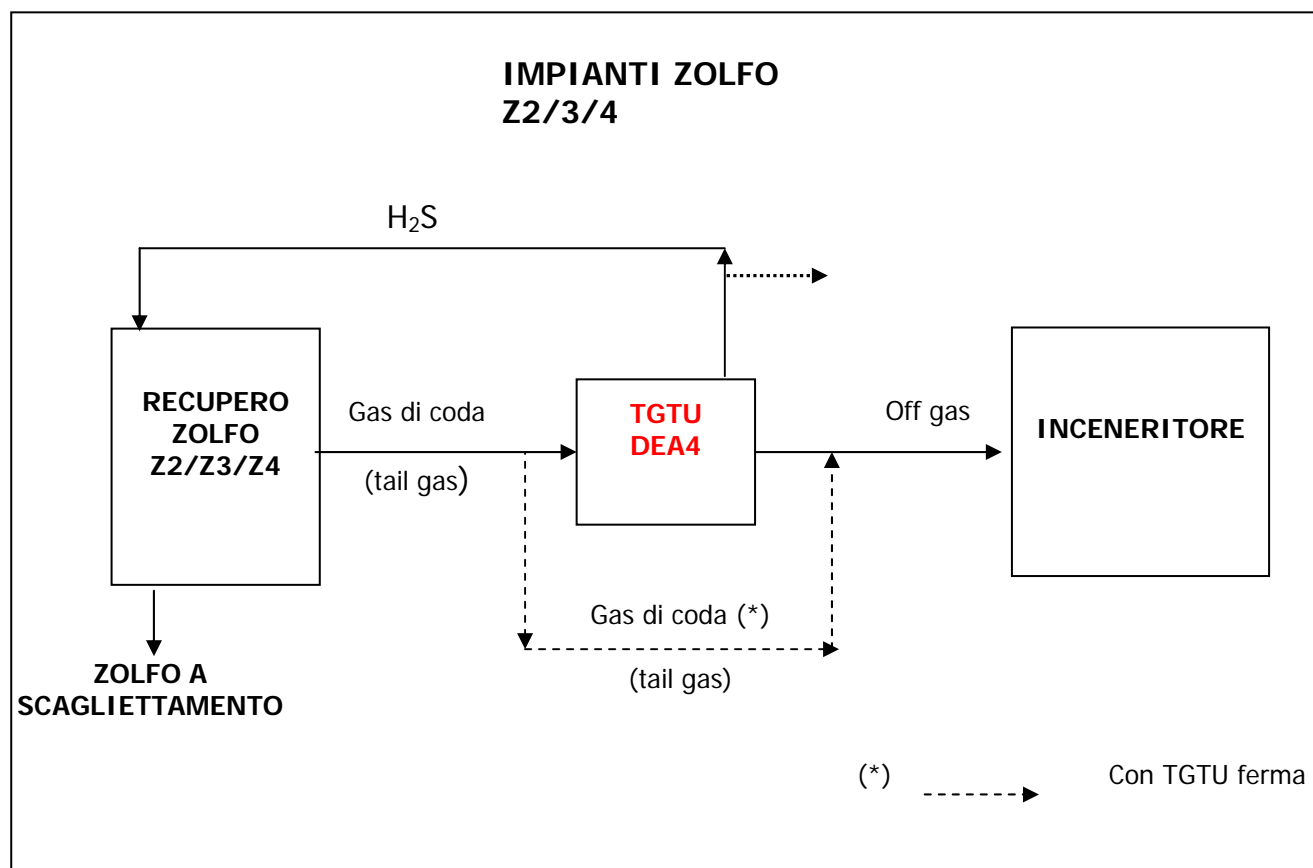
I vapori in uscita dalla testa colonna D4-T1 sono condensati nell'air cooler D4-EA-2 e nello scambiatore D4-E6, quindi sono alimentati nell'accumulatore di testa D4-D2. I gas acidi che si separano nel D4-D2 sono alimentati alla sezione di reazione – Claus degli impianti Z2/3/4.

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

L'ammina rigenerata in uscita dal fondo colonna D4-T1 è alimentata alle colonne di assorbimento dell'H₂S, mediante le pompe D4-MP-1/S, previo raffreddamento negli scambiatori E-1 A/B/C, D4-EA4 e D4-E7.

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

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



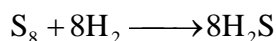
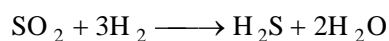
Il processo di trattamento dei gas di coda di tipo SCOT adottato nello stabilimento Saras è uno dei più utilizzati ed è costituito essenzialmente dalle seguenti sezioni:

- Sezione di Idrogenazione catalitica
- Sezione di assorbimento amminico
- Sezione di rigenerazione

Sezione di idrogenazione catalitica

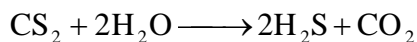
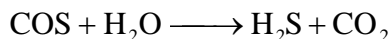
Nella sezione di idrogenazione catalitica, si ha la conversione su letto di catalizzatore al cobalto/molibdeno, dei composti solforati presenti nel gas di coda in H₂S. Le tipiche reazioni di conversione sono:

Idrogenazione del diossido di zolfo

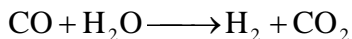




Idrolisi dei solfuri e disolfuri di carbonio



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



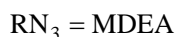
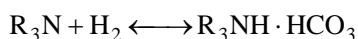
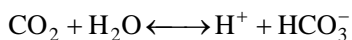
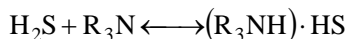
Tutte le reazioni sopra descritte sono esotermiche. L'incremento di temperatura è di circa 30°C.

Sezione di assorbimento amminico

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

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

- Reazioni con ammina



In particolare l'unità TGTU della Saras opererà su due linee in parallelo TGTU-1 e TGTU-2, ed una sezione comune DEA4 dedicata alla rigenerazione amminica e sarà costituito essenzialmente dalle seguenti sezioni:

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



Aspetti ambientali

Emissioni

Aria

L'unità di trattamento dei gas di coda aumenta il recupero globale di H₂S, riducendo le emissioni di SO₂ della raffineria.

I potenziali rilasci di contaminanti in aria sono quelli relative alla reazione di post-combustione dell'effluente gassoso e ad eventuali fuoriuscite potenziali (trafilamenti) di H₂S dalle flange e dalle apparecchiature.

Il contenimento delle emissioni fuggitive è costituita dal sistema di pompe a doppia tenuta stagna e dal colettamento a blow-down

Le emissioni diffuse derivanti dalle valvole e accoppiamenti flangiati sono minimizzate attraverso l'utilizzo di classe di tubazioni più alte.

Rifiuti

I rifiuti tipici generati sono il catalizzatore esausto, classificato come rifiuto pericoloso, codice CER 160802*, residui di pulizia dei filtri di ammina, generalmente solfuri di ferro e depositi.

Tutti i rifiuti prodotti sono comunque gestiti in raffineria, secondo quanto previsto dalla normativa vigente.

Acqua

Le acque reflue tipiche prodotte sono le acque acide da processo di trattamento del gas di coda che vengono inviate al trattamento nell'unità di SWS.

Rumore

Le principali sorgenti sonore sono costituite da area pompe, soffianti e aircoolers.

Le specifiche di fornitura delle apparecchiature sono state fatte imponendo come valore di riferimento 80 dB(A).



Impianto IGCC

Aumento della produzione di idrogeno a 60.000 Nm³/h

Descrizione dell'intervento

Il Gas di Sintesi purificato dall'H₂S proveniente dall'Unità 500 è alimentato all'Unità 600 nella quale l'idrogeno, dopo essere stato preriscaldato, è parzialmente purificato dagli altri componenti nel Sistema a Membrane POLYSEP.

Per una maggiore flessibilità dell'impianto, questa Unità può essere totalmente by-passata.

Il gas permeato ottenuto è poi trattato nel POLYBED PSA (Pressure Swing Absorber - Unità 610) per produrre una corrente di idrogeno ad elevata purezza. La capacità nominale dell'impianto è, attualmente, di 40.000 Nm³/h di H₂ puro.

Allo scopo di incrementare la capacità di produzione dell'idrogeno da 40.000 Nm³/h a 60.000 Nm³/h, è prevista l'installazione delle seguenti apparecchiature:

Unità 600:

- 600-L01-S01C Filtro su linea syngas a membrane 600-L01
- 600-L01-E02-C Refrigerante gas permeato in uscita dalle membrane 600-L01
- 600-K01-C Compressore permeato in uscita dalle membrane 600-L01

Unità 610:

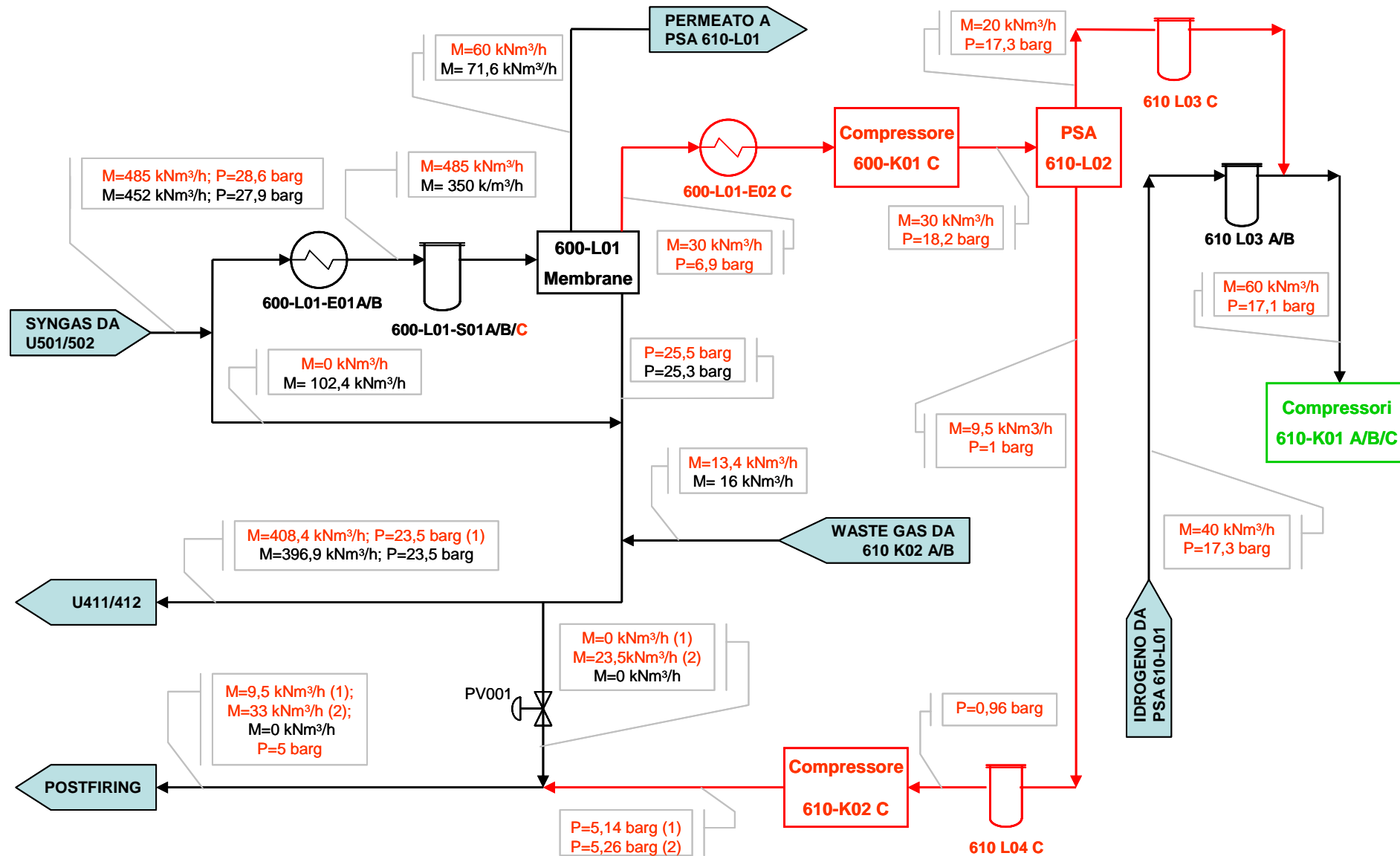
- 610-L02 Unità POLYBED UOP di estrazione e purificazione idrogeno
- 610 L03-C Filtro idrogeno a monte esistenti compressori 610-K-01-A/B/C
- 610-K02-C Compressore waste gas in uscita da nuovo PSA 610-L02
- 610 L04-C Filtro waste gas in aspirazione nuovo compressore 610 K02C

E' inoltre prevista la modifica delle seguenti apparecchiature esistenti:
compressori idrogeno 610-K01-A/B/C,
Sistema a Membrane POLYSEP

In particolare gli esistenti compressori idrogeno saranno adeguati alla futura portata di esercizio, pari a 60.000 Nm³/h.

Per una maggiore flessibilità di esercizio dell'impianto, è prevista la "parzializzazione" dell'esistente sistema a Membrane POLYSEP. Il sistema membrane sarà suddiviso in due parti, una "allineata" all'esistente PSA, ed una allineata al nuovo PSA.

Nella seguente pagina viene riportato uno schema a blocchi dell'unità 600/610 nell'assetto impiantistico futuro, nella quale sono evidenziate (in rosso) le apparecchiature di nuova installazione.



— Condizioni attuali; apparecchiature/linee esistenti
— Condizioni post modifiche; nuove apparecchiature / linee
— Apparecchiature esistenti da modificare

(1) Condizioni calcolate considerando portata nulla attraverso la PV001
 (2) Condizioni calcolate considerando la massima portata alla postcombustione, pari a 33.000 Nm³/h



Aspetti ambientali

L'incremento della produzione di idrogeno comporta un beneficio ambientale indiretto in quanto migliora la qualità del combustibile prodotto con un contenuto di zolfo più basso.

Cross media effects

Per contro si ha un lieve incremento dei consumi energetici e delle emissioni in atmosfera, ma che vengono comunque bilanciati dall'insieme degli interventi migliorativi proposti ai precedenti punti della presente relazione.



FASE B



IMPIANTO VISBREAKING RT1

Adeguamento tecnologico dell'unità di Visbreaking RT1

Descrizione dell'intervento

L'unità di Visbreaking è diventata un punto focale del ciclo produttivo della raffineria in seguito alla realizzazione dell'impianto di gassificazione, in cui si utilizza come materia prima proprio il residuo da visbreaking.

L'*adeguamento tecnologico* dell'unità di Visbreaking si colloca all'interno di un programma di miglioramento dell'attuale ciclo di produzione Vacuum-Visbreaking in termini di affidabilità, flessibilità e prestazioni del sistema, dal momento che tale ciclo è basato su una tecnologia degli anni '80.

L'intervento consiste principalmente nell'inserimento di una nuova colonna di separazione sotto vuoto (Vacuum Flash) all'interno del visbreaking per il recupero di distillati (GAV) dal residuo da visbreaking. In tal modo è possibile eliminare l'integrazione con l'impianto Vacuum-2, dove attualmente avviene il recupero di GAV e si ha un aumento dell'affidabilità, della flessibilità e delle prestazioni sia dell'unità di Visbreaking che dell'unità Vacuum-2.

È prevista inoltre la modifica del treno di preriscaldamento sia per l'inserimento del Vacuum Flash che per poter massimizzare la temperatura di ingresso al forno. Il nuovo preriscaldamento consente l'eliminazione dell'integrazione termica tra Vacuum-1 e Visbreaking (residuo da visbreaking), aumentando così la flessibilità e l'affidabilità sia dell'Impianto Visbreaking che dell'Impianto Vacuum 1.

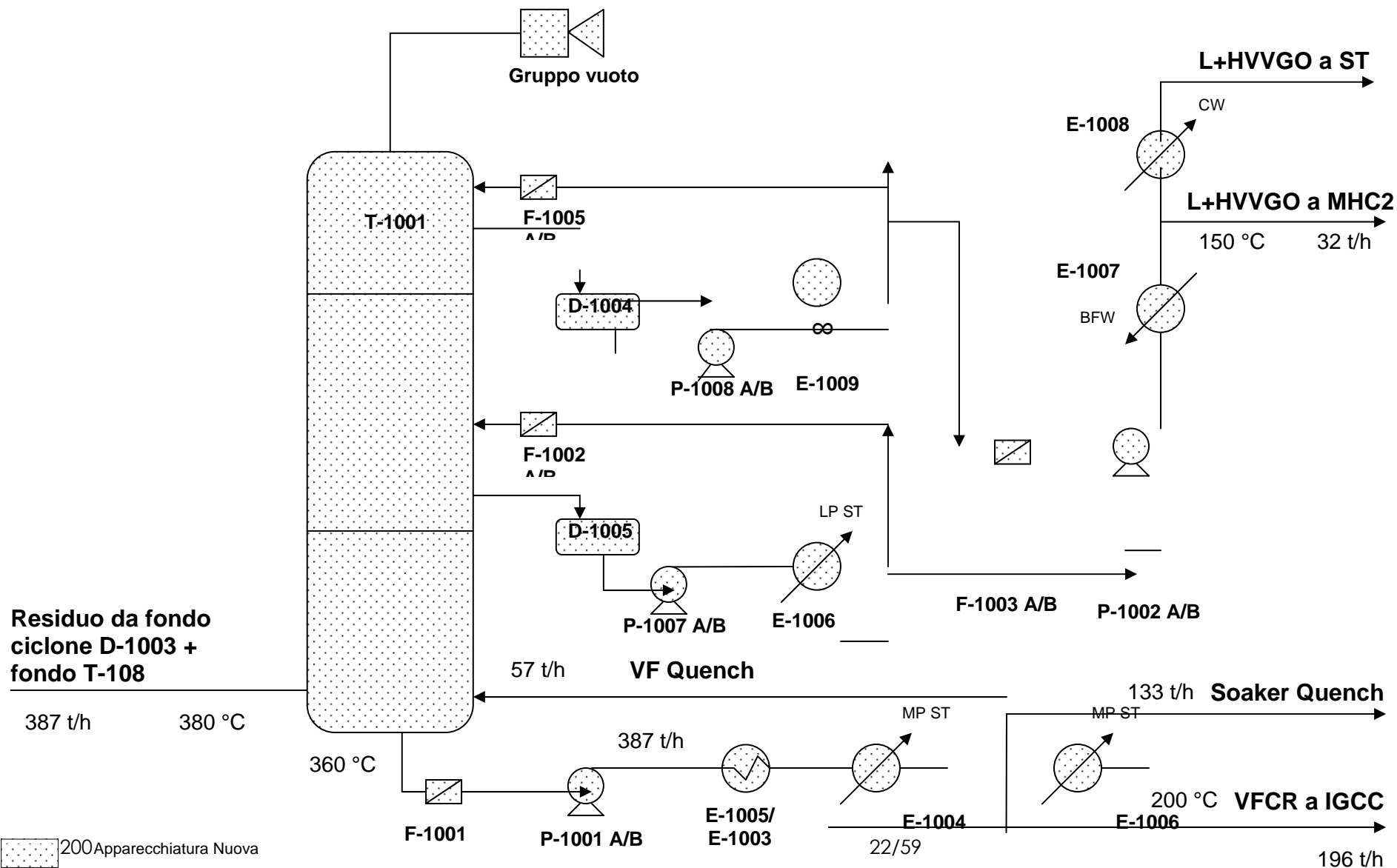
Sono previsti inoltre anche i seguenti interventi:

- Installazione di un nuovo secondo soaker, grazie al quale aumenta la lunghezza ciclo/conversione;
- Installazione di un nuovo ciclone con una conseguente riduzione dello sporco della colonna frazionatrice;
- Nuovo sistema trattamento gas – nuovo compressore e colonna di lavaggio amminico (riduzione consumo di ammina).

Di seguito sono riportati gli schemi delle diverse sezioni in seguito alla realizzazione degli interventi proposti.

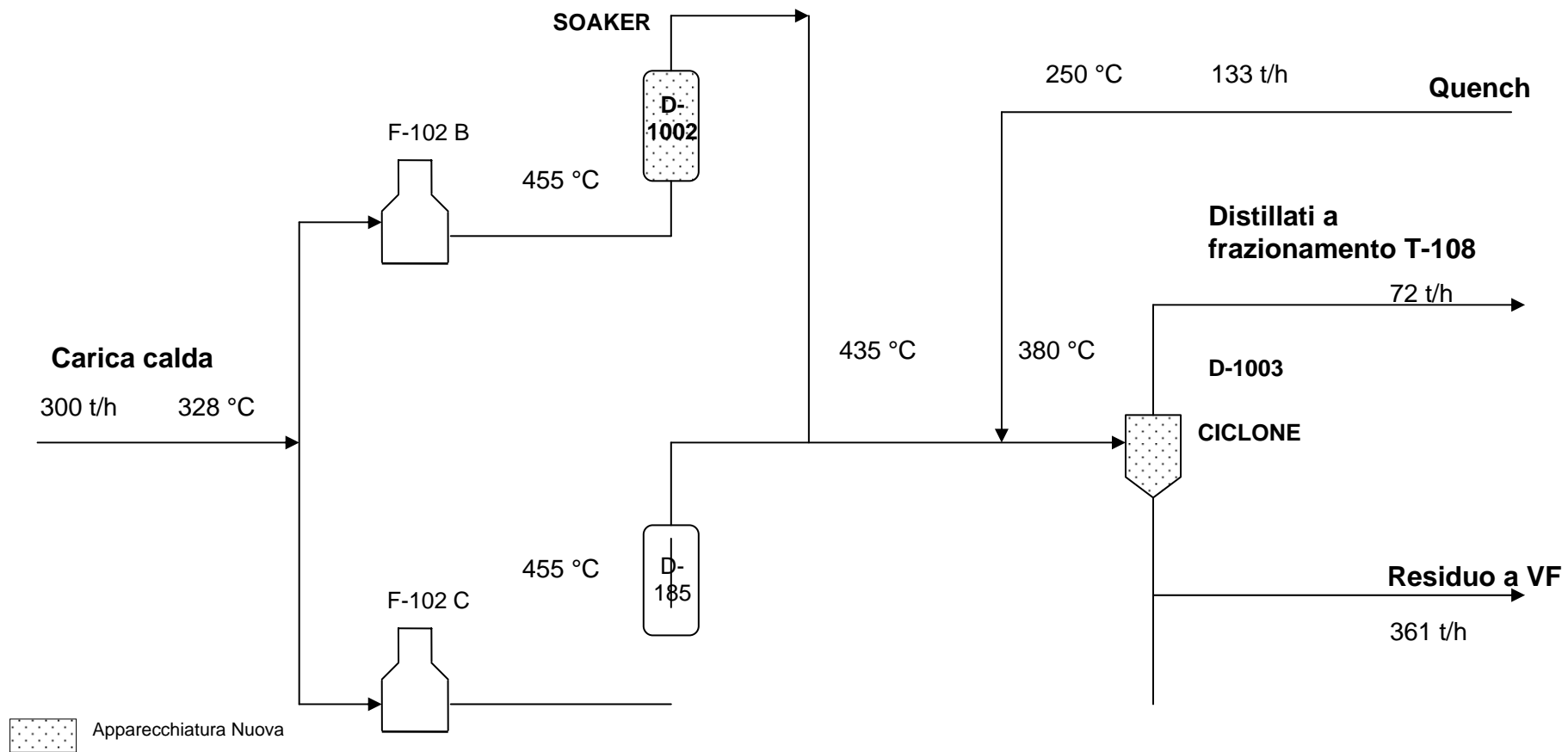


Visbreaking : Schema Preliminare sezione di Vacuum Flash



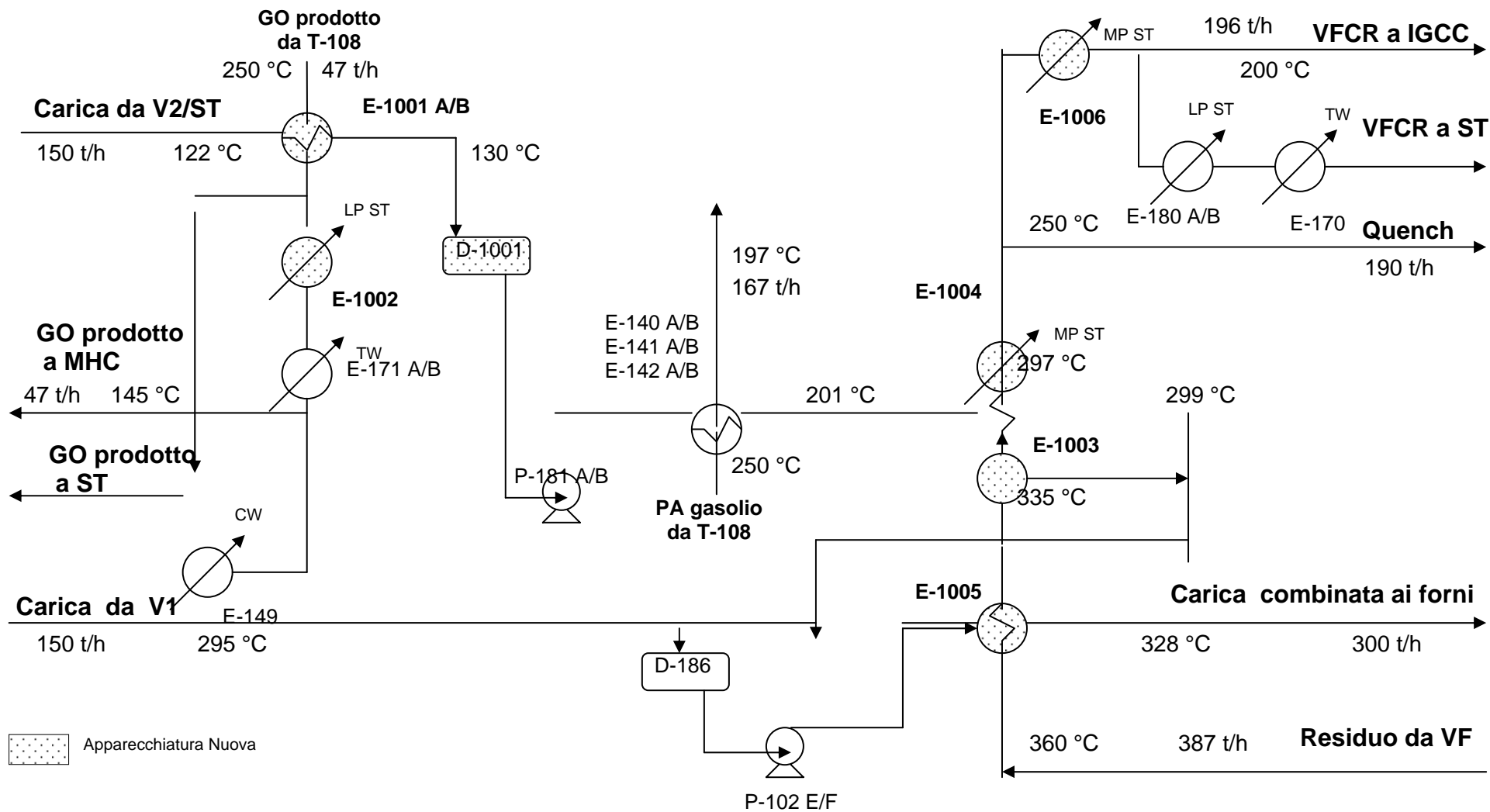


Visbreaking : Schema Preliminare sezione Reazione



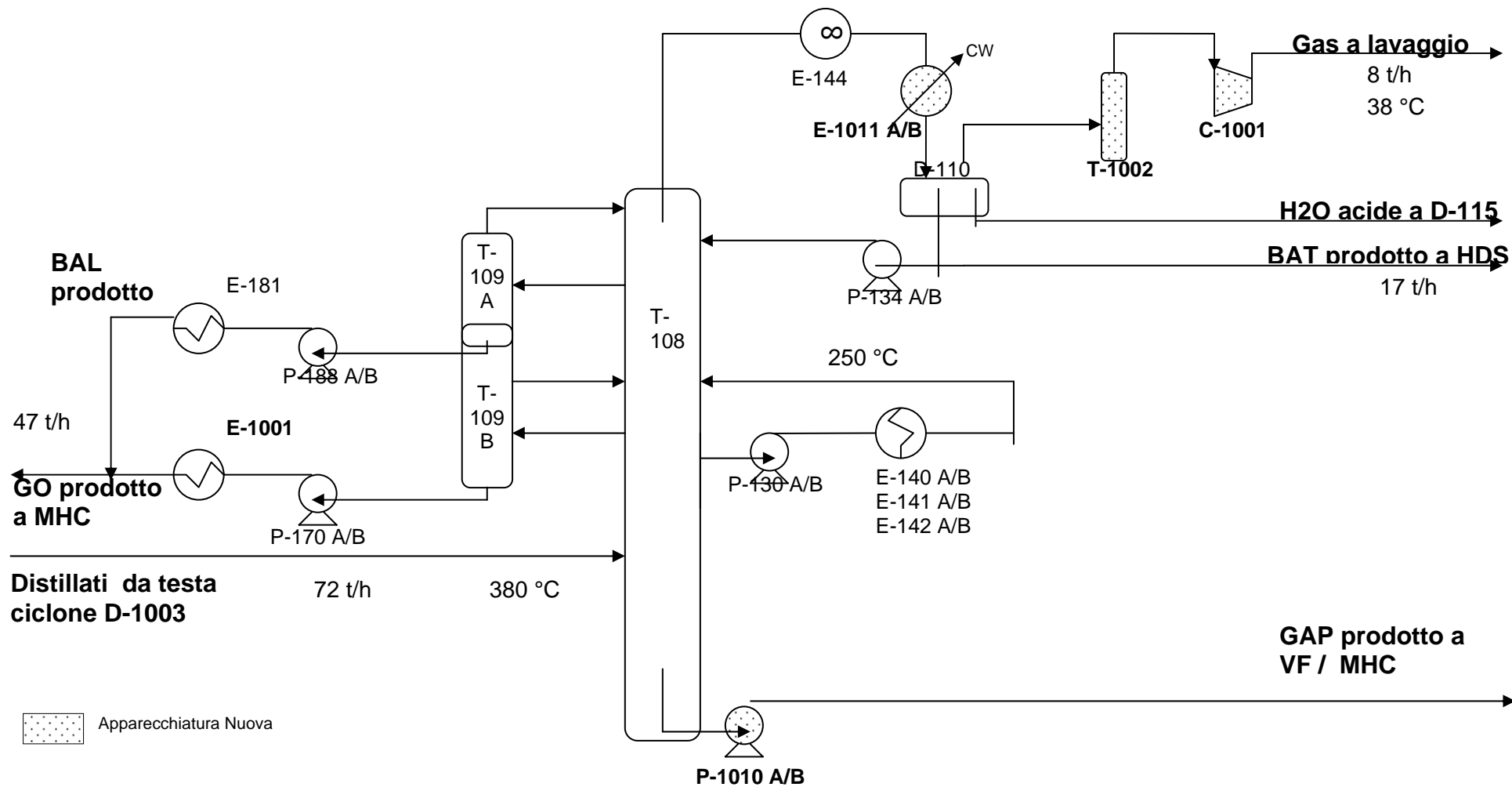


Visbreaking : Schema Preliminare sezione Preriscaldo





Visbreaking: Schema Preliminare sezione di Frazionamento





Aspetti ambientali

La presenza del nuovo treno di preriscaldamento al Visbreaking determina un aumento della temperatura di ingresso al forno sia al Vacuum-1 che al Visbreaking e un miglioramento dell'efficienza energetica.

La produzione netta di vapore dovrebbe aumentare in quanto l'aumento di produzione dovuto al nuovo preriscaldamento e il duty del pump-around del Vacuum Flash supera la richiesta di vapore del gruppo vuoto.

Consumi

A causa dell'aumento del duty richiesto al sistema di testa della frazionatrice e del nuovo gruppo vuoto per il Vacuum Flash il consumo di acqua di raffreddamento aumenta; si stima che l'aumento sia di circa 500 m³/h; i consumi di vapore dovrebbero restare invece invariati.

L'intervento di *adeguamento tecnologico* del visbreaking determina un aumento dei consumi di energia elettrica di circa 1000 kW; il bilancio energetico è ancora in fase di definizione con il Basic design.

La richiesta complessiva di ammina dovrebbe diminuire con il nuovo lavaggio del gas di testa portando ad una riduzione del vapore consumato alla sezione di rigenerazione dell' ammina;

Emissioni

Aria

Il forno non viene modificato per cui le emissioni rimangono invariate rispetto ad oggi.

Rifiuti

L'installazione del secondo soaker, a parità di condizioni attuali, consente di prolungare il tempo di marcia prima di dover fermare l'impianto per effettuare il decoking (soprattutto dei forni e soaker), per cui si ha una riduzione delle operazioni di decoking. La quantità di coke prodotto durante l'operazione di decoking aumenta però complessivamente con l'installazione del secondo soaker. Questo aumento è compensato, come già detto, dalla diminuzione della frequenza di fermata dell'impianto.



IMPIANTO MILD HYDROCRACKING MHC2

Adeguamento tecnologico del Mild Hydrocracking MHC2

Descrizione dell'intervento

L'intervento di *adeguamento tecnologico* dell'unità Mildhydrocracking MHC2 è orientato principalmente a ridurre il tenore di zolfo del gasolio prodotto, in modo da poter soddisfare il D.Lgs. 66/2005 di attuazione della direttiva 2003/17/CE relativa alla qualità della benzina e del combustibile diesel, che vieta dal 1° gennaio 2009 la commercializzazione di benzina e di combustibile diesel con tenore di zolfo superiore a 10 mg/kg.

Per raggiungere l'obiettivo di riduzione del contenuto di zolfo nel gasolio da autotrazione è necessario incrementare fino al 50% la conversione del materiale avente temperatura di ebollizione superiore a 360°C ed inserire un nuovo terzo reattore in serie con i due esistenti e una colonna di lavaggio amminico sul gas di riciclo.

Con l'*adeguamento tecnologico* dell'unità Mildhydrocracking MHC2 si prevede di aumentare la capacità dall'attuale 60000 BPSD fino a 65000 BPSD che consente di minimizzare le lavorazioni di GAV al MHC1.

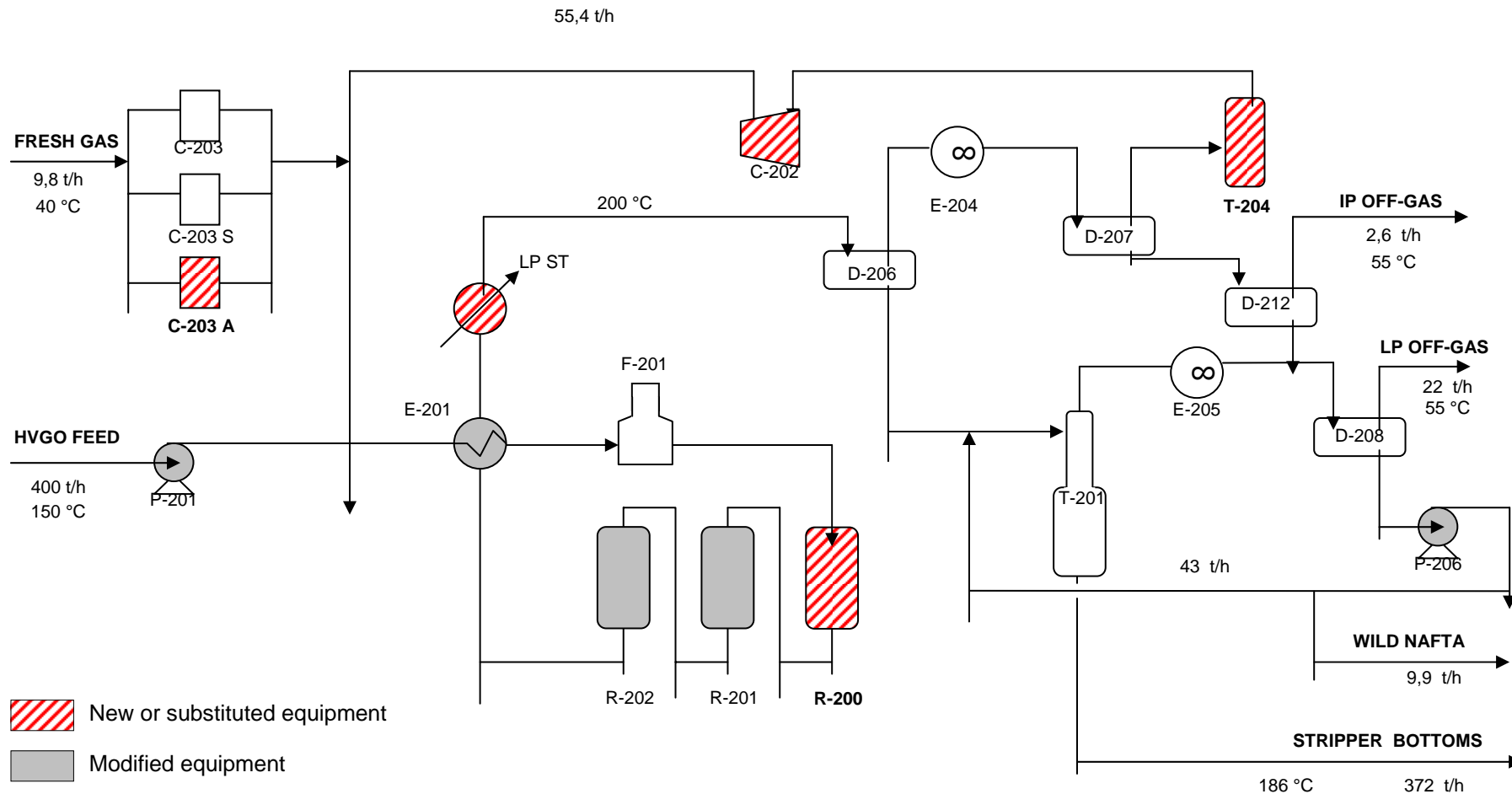
Altre modifiche principali comprendono:

- la sostituzione del compressore di riciclo a causa delle nuove condizioni di esercizio;
- nuovo terzo compressore di make-up in parallelo con i due compressori esistenti a causa dell'incremento del consumo d'idrogeno;
- potenziamento degli scambiatori carica/effluente reattore per ottimizzare il preriscaldamento della carica, limitando così il duty richiesto dal forno di carica;
- inserimento di un generatore di vapore a bassa pressione sull'effluente al reattore per ridurre il duty richiesto dai refrigeranti ad aria dei prodotti leggeri (la produzione di vapore sarà di circa 30 t/h).

Di seguito viene riportato lo schema semplificato dell'impianto di Mildhydrocracking MHC2 in seguito alla realizzazione dell'intervento proposto.



Revamping MHC2 : Schema Semplificata





Aspetti ambientali

In seguito al potenziamento degli scambiatori carica/effluente al reattore e all'inserimento del generatore di vapore a bassa pressione che produrrà circa 30 t/h di vapore, è possibile ottenere un miglioramento dell'efficienza energetica.

Il bilancio energetico è ancora in fase di definizione con il Basic design.

Consumi

L'intervento proposto determina un aumento del duty richiesto dal forno di carica dagli attuali 7-8 MW a 11-12 MW circa.

Aumentano anche i consumi di energia elettrica di circa 3000 KW e i consumi di fuel gas di circa 4 MW.

I consumi di risorse dovrebbero invece restare invariati.

Emissioni

Aria

A causa dell'aumento del duty richiesto dal forno di carica si ha un aumento di emissioni dal camino.

Rifiuti

I rifiuti tipici generati nell'impianto mild hydrocracking MHC2 sono rappresentati dal catalizzatore esausto. In seguito all'intervento di *adeguamento tecnologico* proposto la quantità di catalizzatore da scaricare aumenta del 50% circa, pur mantenendo una lunghezza dei cicli simili agli attuali.



IMPIANTO DI STEAM REFORMING

Finalità e principi dell'impianto/fase rilevante

L'impianto di Steam Reforming ha come obiettivo la produzione di idrogeno destinato all'impianto mild hydrocracking e alle altre unità di processo di raffineria che consumano idrogeno.

La realizzazione di tale impianto si inserisce pienamente nello scenario evolutivo della raffineria Saras, caratterizzato dall'aumento del fabbisogno di idrogeno derivante dal potenziamento della capacità e della conversione degli impianti MHC2 e Visbreaking.

Grazie al *adeguamento tecnologico* dell'impianto MHC2 si ha una maggiore capacità produttiva di distillati a 10 ppm di zolfo, con un conseguente incremento di severità del processo, di conversione e di capacità.

In particolare il consumo incrementale di idrogeno determinato dalle nuove condizioni operative richieste nel MHC2 sono di circa 30 KNm³/h.

Streams di carica e prodotti

Tipicamente la carica all'impianto di Steam Reforming è costituita da light nafta/LPG, anche se in futuro è in prevista la possibilità un'alternanza di tali cariche con gas naturale.

Le caratteristiche delle cariche utilizzate nell'impianto di Steam Reforming sono le seguenti:

La light naphtha ha una composizione media di progetto inferiore a 100 ppm e ha un range di ebollizione compreso tra 25/30 °C (IBP) e 125 °C (FBP) e a 110 °C viene recuperata per il 95% in volume circa. La densità alla temperatura di 15 °C è pari a 670/680 Kg/m³.

L'LPG ha una composizione media di progetto di insaturi e di zolfo rispettivamente inferiore al 10% e ai 10 ppm; . La densità calcolata alla temperatura di 15 °C è pari a 565 Kg/m³.

Il gas naturale è costituito principalmente da C1 (88-90% mol) e per il 3-4,5% da N2; la composizione media di H₂S è inferiore a 10 mol ppm e quella di mercaptani inferiore a 5 mol ppm.

Il fuel gas utilizzato è costituito per il 42-47% in moli da C3 e per il 45-48% in moli da H2 e ha un contenuto medio di H₂S inferiore a 200 mol ppm.

	Nafta/LPG	Gas Naturale
Carica [kg/h]	9000-9500	9500
Carica [Nm ³ /h]		11000
Rapporto vapore/idrocarburi [mol]	1,2-1,8	2,0
Fuel gas ai bruciatori [kg/h]	850-1000	400-500
Steam export [kg/h]	15000-20000	18000
Aria per combustione [KNm ³ /h]	50-55	50-55
Fumi [KNm ³ /h]	70-75	66

Il processo è condotto in presenza di un catalizzatore molto sensibile all'avvelenamento, perciò la carica all'impianto deve essere preventivamente sottoposta a desolforazione per preservare l'attività catalitica.

La capacità produttiva dell'impianto di Steam Reforming è di 30-40 KNm³/h di idrogeno con una purezza del 99,9%.

Descrizione del processo e dell'impianto



Il processo è basato sulla tecnologia dello steam reforming catalitico, una delle tecniche più comunemente utilizzate per la produzione di idrogeno, peraltro ben collaudata sia nel settore della raffinazione (reformig catalitico) che in quello petrolchimico (ammoniaca, metanolo).

L'impianto di steam reforming catalitico è costituito da:

- Sezione di pre trattamento della carica al forno (HDS)
- Sezione di pre reforming catalitico
- Forno di reforming e sezione convettiva
- Sezione di arricchimento H₂ (water- shift conversion)
- PSA (purificazione del gas riformato)

Sezione di pre-trattamento della carica al forno (HDS)

Lo steam reforming catalitico consiste nella reazione di cariche idrocarburiche leggere con vapore per formare idrogeno, in presenza di un catalizzatore.

Il catalizzatore utilizzato è molto sensibile, per cui è necessario sottoporre la carica alimentata ad idrogenazione, al fine di evitare l'avvelenamento e la prematura disattivazione del catalizzatore stesso.

Nella sezione di pre trattamento della carica sono presenti un reattore di idrogenazione e due reattori di desolfurazione, tutti aventi lunghezza pari a 4,4 m e diametro di 1,9 m. Il catalizzatore utilizzato nel reattore di idrogenazione, su base di Co-Mo, ha un volume di 9 m³ e un ciclo di vita utile previsto di circa 4 anni. In entrambi i reattori di desolfurazione sono invece presenti 9 m³ di catalizzatore su base di ossido di zinco.

Sezione di pre-reforming adiabatico

Nella sezione di pre-reforming adiabatico avvengono le reazioni di conversione dei C₂ in CH₄, prevalentemente di tipo endotermico. La miscela carica/vapore viene alimentata ad una temperatura compresa tra i 450 e i 490 °C al reattore di pre-reforming (Lunghezza 2,3 m e ID 2 m), dove, in presenza di un catalizzatore a base di ossido di nickel, avviene la reazione.

I vantaggi derivanti dalla presenza di questa unità a monte dell'operazione di reforming sono numerosi, per esempio è possibile ottimizzare il rapporto vapore/idrocarburi, con un conseguente risparmio energetico, si possono ridurre le dimensioni del reformer situato a valle e salvaguardare il catalizzatore presente nel forno del reforming.

Forno di reforming e sezione convettiva

Nel forno di reforming, a scatola compatta, i bruciatori forniscono il calore radiante verso centinaia di tubi catalitici disposti in parallelo, nei quali avvengono le reazioni di ossidazione catalitica [CH₄ + H₂O (steam) ⇒ CO + 3H₂] -Q.

La carica viene inviata al forno di reforming con una temperatura di ingresso di 640°C ed esce ad una temperatura esce pari a 915°C e ha le seguenti caratteristiche:

Nafta/LPG

La portata è pari a 9000-9500 kg/h e il rapporto vapore/idrocarburi è pari a 1,2-1,8

Gas naturale

La portata è pari a 11000 Nm³/h e il rapporto vapore/idrocarburi è pari a 2

I bruciatori possono essere disposti o lungo il tetto o ai lati del forno, secondo le due modalità di posizionamento chiamate rispettivamente "top fire" e "side fire".

Il forno di processo ha le seguenti caratteristiche:



- Dimensioni: Lunghezza X Larghezza pari a 12 m X 5 m oppure 21 m X 3 m
- Sono presenti 70/80 tubi catalitici disposti in 2 file di lunghezza pari a 14 m e diametro di 130 mm oppure 80/90 tubi catalitici disposti in 1 fila di lunghezza pari a 13 m e diametro di 80 mm. La vita utile dei tubi stimata è superiore a 100.000 h (10 anni).
- Il flusso di calore medio all'interno dei tubi è pari a 86-90 KW/m²
- I bruciatori sono 90/110 e sono disposti o lungo il tetto o ai lati del forno
- Sono presenti 6-12 m³ di catalizzatore al nickel su supporto di alluminato di calcio.

I fumi uscenti dal forno si trovano ad elevata temperatura e vengono perciò inviati alla sezione convettiva per il recupero di calore.

L'ottimizzazione delle operazioni di combustione mediante la riduzione della temperatura dei fumi è una delle MTD proposte nel BREF comunitario di settore "Draft Reference Document on Energy Efficiency Techniques" per il miglioramento dell'efficienza energetica, in quanto consente di diminuire le perdite legate ai flussi di calore perso con i fumi stessi.

Nella sezione convettiva i fumi, inviati tramite un ventilatore, vengono dapprima raffreddati da 1050-1060°C circa fino alla temperatura di uscita di 143-160°C e successivamente forzati mediante un ventilatore verso il camino, avente un'altezza di circa 60 metri.

Il calore recuperato viene utilizzato per le seguenti finalità:

- preriscaldare la miscela alimentazione/vapore in carica ai pre-reforming e reforming
- per preriscaldare l'aria di combustione
- per surriscaldare il vapore ad alta pressione
- per preriscaldare e vaporizzare il condensato del processo

Sezione di arricchimento H₂ (water- shift conversion)

In seguito al reforming, il CO presente nel gas viene fatto reagire nella sezione "water – gas shift" con vapore per formare idrogeno addizionale secondo la reazione $CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2 + Q$. La reazione, esotermica, avviene in un reattore (3,5 m di lunghezza X 2,7 m ID), in presenza di un catalizzatore a base di ossido di ferro e cromo.

L'ossidazione del CO a CO₂ può avvenire o in un convertitore a media temperatura (MT) o in un convertitore ad alta temperatura (HT); nel primo caso la temperatura del gas passa da 194°C (Tin) a 330 °C (Tout), nel secondo caso da 340°C a 430°C.

In seguito alla reazione di shift la composizione in CO si riduce dal 10 -12% mol circa a valori inferiori al 4% mol mentre la composizione del gas riformato si arricchisce ulteriormente di idrogeno, raggiungendo valori superiori al 70% mol.

Il gas riformato uscente dalla sezione di shift viene ulteriormente purificato nel sistema PSA, fino al raggiungimento di una composizione in H₂ del 99,9% mol, inoltre si ha la produzione di un "off gas" riutilizzato come fuel nel forno di reforming.

Sezione "Process gas cooling"

Nella sezione "Process gas cooling" il gas riformato viene raffreddato dalla temperatura di 870-915°C fino alla temperatura richiesta nella sezione di shift.

Il calore sensibile recuperato viene sfruttato per la generazione di vapore ad alta pressione utilizzato per le seguenti finalità:

- preriscaldamento e vaporizzazione delle cariche liquide ai reforming
- utilizzo in carica ai reforming/pre-reforming previo surriscaldamento nella sezione convettiva
- produzione di export steam

A valle della sezione di shift il gas di processo viene ulteriormente raffreddato, fino a 35-40°C e il calore sensibile recuperato viene utilizzato per il preriscaldamento/vaporizzazione del condensato di processo e dell'acqua di alimentazione al boiler.



Bilanci dello steam reforming

Nella seguente tabella sono riportati i bilanci dello steam reforming, con riferimento alle due tipologie di carica utilizzate, cioè nafta/LPG e gas naturale.

	Naphtha /LPG	Gas Naturale
Consumo energetico		
LHV fd + LHV fuel- E(H) steam export		
Gcal/1000 Nm ³ H ₂	3,0 - 3,2	3,0 - 3,1
Gcal / h	95 - 99	90 - 94
LHV - Gcal/h [feed + fuel]	105 - 110	105,0
Feed - Kg/h	9000 - 9500	9500
Gas Naturale - Nm ³ /h		11000
Steam / feed ratio [mol]	1,2 - 1,8	2,0
[in car. a reforming]		
FG to burners - kg/h	850 - 1000	400 - 500
Steam export - kg/h	15000-20000	18000
Combustion air - kNm ³ /h	50 - 55	50 - 55
Flue gas - kNm ³ /h	70 -75	66
Kt CO ₂ / anno	250	230
b.d. vapor/liquid/conden. kg/h	2500-4000	3000
BFW - kg/h	35000-40000	32000
Cooling water - m ³ /h	50-100	30-60
EE - MW	< 1	< 1
azoto, FG, H ₂ e steam @ BL per start ups		

Aspetti ambientali

Lo Steam Reforming è un impianto ad elevata efficienza con il minimo impatto ambientale, ed inoltre comporta un beneficio ambientale indiretto in quanto consente alla raffineria di introdurre sul mercato prodotti con un più basso tenore di zolfo.

Consumi

Risorse idriche

Il consumo di acqua di raffreddamento è di 50-100 m³/h nel caso in cui la carica sia nafta/LPG e 30-60 m³/h per gas naturale.

Energia termica ed energia elettrica

Il consumo di energia elettrica previsto è inferiore a 1 MW qualunque sia la carica allo steam reforming (nafta/LPG o gas naturale).

Combustibile

I consumi di fuel gas inviato ai bruciatori è pari a 850-1000 kg/h nel caso in cui la carica allo steam reforming sia nafta/LPG e 400-500 se si utilizza gas naturale.



Materie prime

Nella seguente tabella sono riportati i consumi di materia prima dello steam reforming:

	Nafta/LPG	Gas Naturale
Carica [kg/h]	9000-9500	9500
Carica [Nm ³ /h]		11000

Emissioni

Aria

Le emissioni in atmosfera derivanti dai fumi di combustione del forno di processo sono costituite principalmente da NO_x, ma sono comunque minime (NO_x < 70 ppmV).

È prevista l'adozione di tecniche primarie di riduzione delle emissioni di NO_x che permettono di ridurre la produzione degli ossidi di azoto, a differenza delle tecniche di tipo secondario nelle quali si ha l'abbattimento degli NO_x formati durante le operazioni di combustione.

In particolare le tecniche applicate consistono nell'ottimizzazione energetica del processo mediante:

- Adozione di un rapporto vapore/idrocarburi minimo
- Preriscaldamento dell'aria di combustione
- Riutilizzo dell' "off gas" proveniente dal PSA come fuel del forno di reforming

Inoltre si utilizzano bruciatori a basse emissioni di NO_x.

Acqua

I condensati di processo sono riciclati per cui le emissioni in acqua sono minime.

Rifiuti

I rifiuti tipici generati nell'unità di Steam Reforming sono i materiali esausti di manutenzione catalizzatori e letti assorbenti esausti. Per i catalizzatori esausti utilizzati nell'idrogenazione e nel pre-reforming è prevista una "catalyst disposal" ogni 2/4 anni.

Altre problematiche ambientali da evidenziare

Rumore

Le principali sorgenti sonore sono costituite da area pompe, soffianti e aircoolers.

Le specifiche di fornitura delle apparecchiature impongono come valore di riferimento 80 dB(A).



IMPIANTO ALCHILAZIONE

Modifica dell'impianto di Alchilazione

Descrizione dell'intervento

L'impianto di alchilazione è un' importante unità di processo utilizzata in raffineria per convertire le olefine leggere (es. butileni) provenienti dall'unità di cracking catalitico in componenti della benzina a più alto valore aggiunto (alchilato).

L'alchilato rappresenta il componente ideale del blending benzine perché racchiude in sé tutte le caratteristiche principali richieste al carburante dalla riformulazione, tra le quali spiccano:

- Contenuto nullo di olefine, aromatici e zolfo;
- Bassa tensione di vapore
- Alto numero di ottano.

Gli interventi di modifica previsti sull'unità di Alchilazione derivano dall'implementazione della tecnologia SOFT (Split Olefin Feed Technology) commercializzata dalla Phillips e consentono di coniugare in modo sinergico motivazioni di tipo ambientale con ragioni di maggior valorizzazione della produzione di alcune risorse interne (GPL da FCC) portando a massimizzare sia il recupero che l'efficienza della trasformazione delle materie prime (olefine e isobutano) autoprodotte. L'implementazione della tecnologia SOFT consente, a parità di carica, di migliorare la qualità dell'alchilato.

Essa consiste sostanzialmente nell'iniettare in più punti del riser sia la carica fresca che l'isobutano di riciclo realizzando così localmente, condizioni di reazione più favorevoli (alto rapporto isobutano/olefine, ottimo contatto tra reagenti e catalizzatore, migliore efficienza della reazione ecc.) che consentono una migliore qualità dell'alchilato e/o una maggior produzione.

Complessivamente le modifiche hardware necessarie per poter operare secondo la tecnologia SOFT si possono così riassumere (vedi schemi semplificati):

- Modifiche alla sezione di preparazione della carica (Interventi sulla A1-T1);
- Modifiche sezione di reazione (nuovo sistema di iniezione carica);
- Sezione di frazionamento (Nuovi interni della colonna di separazione dell'alchilato A1-T3);
- Sezione di neutralizzazione (Nuova colonna di ridistillazione dell'acido fluoridrico A1-T2);
- Modifiche al sistema di ricircolazione dell'acqua di raffreddamento.

In particolare i nuovi interni previsti per la colonna di ridistillazione dell'acido fluoridrico produrranno un sensibile miglioramento dell' efficienza di separazione e recupero dell'acido (HF), e una conseguente riduzione del consumo specifico.

In allegato sia il bilancio materiale semplificato riferito alla massima capacità idraulica teoricamente ottenibile unitamente ad un elenco più dettagliato delle modifiche necessarie in tal caso.

Aspetti ambientali

Le modifiche previste hanno un impatto prevalentemente di tipo ambientale riguardante:

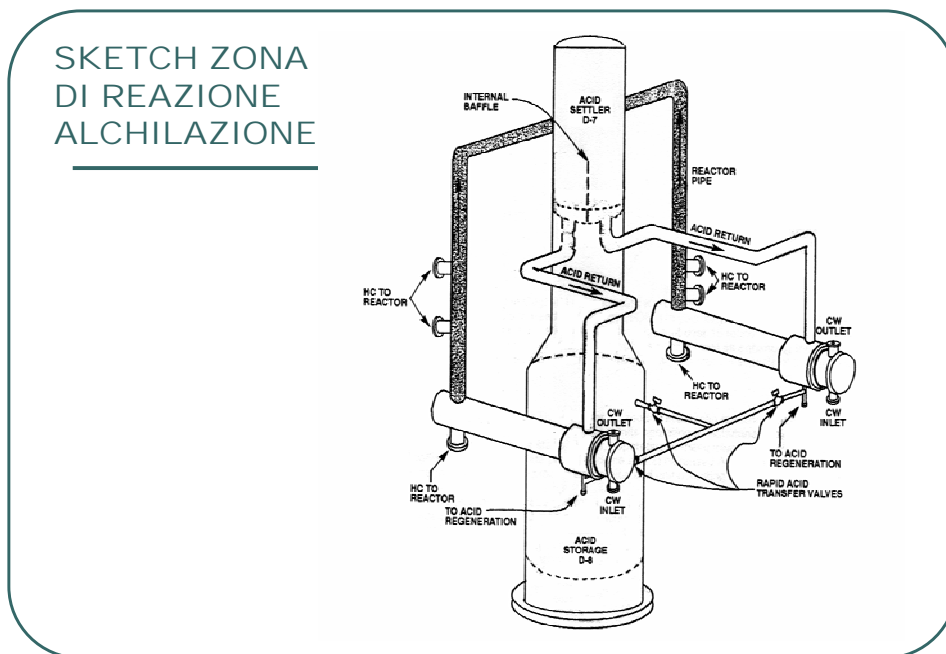
- Produzione di un componente ideale del blending benzine (alchilato) a basso impatto ambientale;
- Sensibile miglioramento dell' efficienza di separazione e di recupero dell'acido (HF).

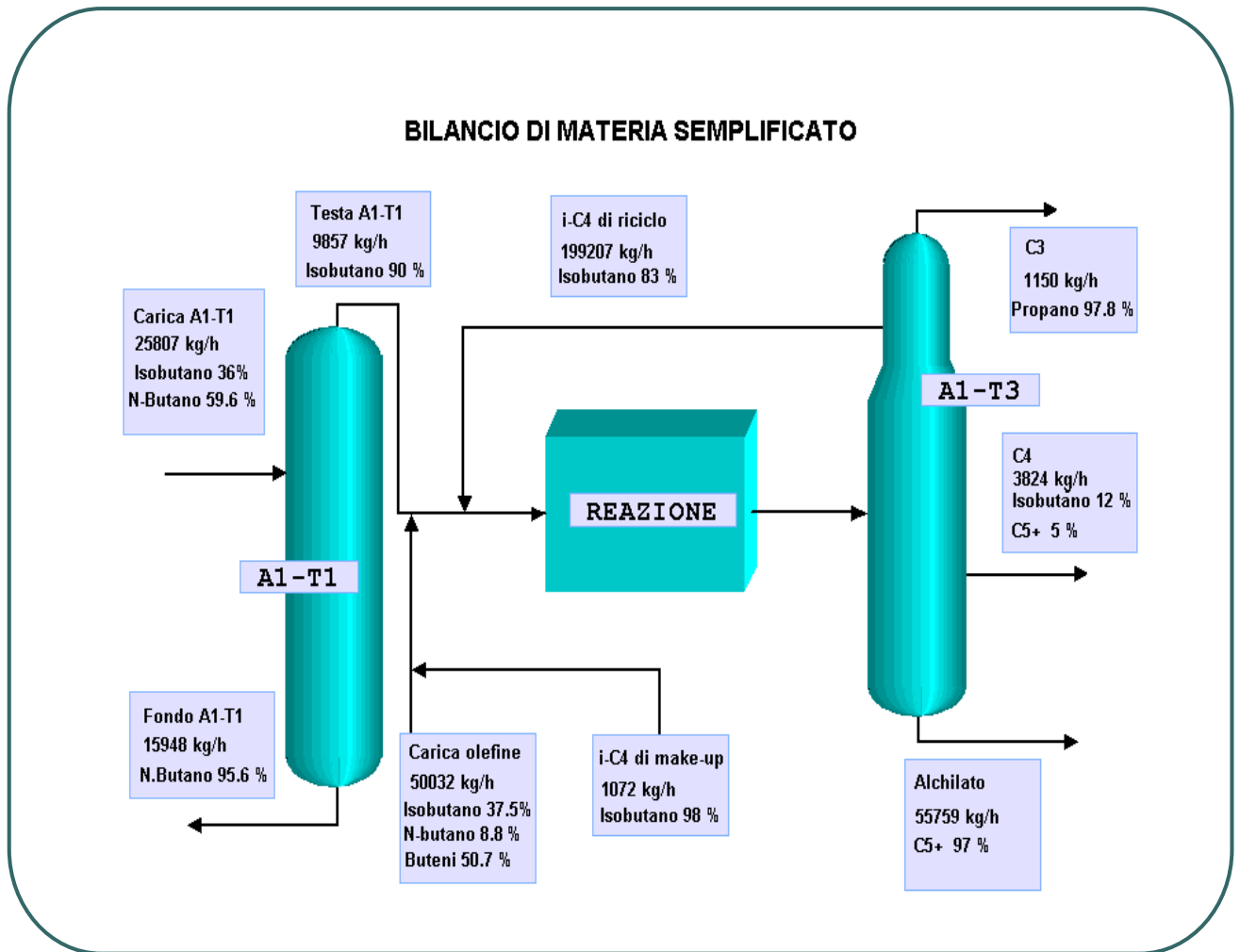
Consumi

Gli interventi di modifica previsti sull'unità di Alchilazione derivanti dall'implementazione della tecnologia SOFT determinano un aumento dei consumi di acqua di raffreddamento di circa 1000 m³/h e di energia elettrica di circa 300 KW.

L'aumento dei consumi di vapore e di fuel risultano invece trascurabili.

Si allega uno schema semplificato che illustra il bilancio materiale globale dell'impianto a massima capacità idraulica teorica. A titolo illustrativo si riporta di seguito anche uno schema semplificato che illustra le modifiche previste nella zona di reazione.







FLUID CATALITIC CRACKING FCC-CO boiler

Recupero di calore su unità FCC

Descrizione dell'intervento

L'intervento di recupero di calore proposto per l'unità FCC fa parte di uno studio più ampio che la raffineria Saras ha in corso, finalizzato al miglioramento dell'efficienza energetica degli impianti FCC, HDS700 e HDS500 mediante recupero di calore. I risultati di tale studio, peraltro ancora in corso, evidenziano la possibilità di realizzare un recupero energetico di 7,6 Gcal/h per l'FCC e un recupero complessivo per i tre impianti pari a 12,5 Gcal/h.

Tale risultato è conseguibile attraverso l'installazione di nuovi scambiatori, allo scopo di migliorare l'integrazione termica e il recupero di parte del calore attualmente disperso in atmosfera.

In particolare per l'impianto FCC è previsto un aumento degli scambiatori sul "rundown" dell'olio chiaro, del LCO e HCN per migliorare il preriscaldamento della carica fredda e dell'acqua in alimentazione ai generatori di vapore MP. Sempre per l'impianto FCC è previsto, attraverso scambiatori tipo Compabloc, il recupero del calore dei condensatori K1T1, GT10 e GT12 per preriscaldare l'acqua alimento caldaie ai degasatori e/o l'acqua del dissalatore, attraverso una ottimizzazione del circuito acqua temperata V1/FCC.

Aspetti ambientali

Consumi

L'energia recuperata a seguito degli interventi, sia essa in forma di aumento della temperatura di ingresso al forno o come risparmio di vapore LP alle sezioni di preriscaldamento acqua caldaie (minore richiesta da CTE), riduce di 20.000 ton/anno l'uso di combustibile complessivo (FCC, HDS700 e HDS500).

Emissioni

Aria

La riduzione dei consumi complessivi di combustibile ha un impatto ambientale positivo non trascurabile, infatti sono attese riduzioni delle emissioni di SO_x, NO_x e particolato proprio a causa del minore uso di combustibili.



DESOLFORAZIONI KEROSENE U-300 E U500

Recupero di calore su unità HDS 500

Descrizione dell'intervento

L'intervento di recupero di calore proposto per l'unità HDS-500 fa parte di uno studio più ampio che la raffineria Saras ha in corso, finalizzato al miglioramento dell'efficienza energetica degli impianti FCC, HDS700 e HDS500 mediante recupero di calore. I risultati di tale studio, peraltro ancora in corso, evidenziano la possibilità di realizzare un recupero energetico di 2,2 Gcal/h per l'HDS500 e un recupero complessivo per i tre impianti pari a 12,5 Gcal/h.

Tale risultato è conseguibile attraverso l'installazione di nuovi scambiatori, allo scopo di migliorare l'integrazione termica e il recupero di parte del calore attualmente disperso in atmosfera; in particolare per l'unità HDS500 sono previsti miglioramenti dei fasci tubieri esistenti nell'unità.

Aspetti ambientali

Consumi

L'energia recuperata a seguito degli interventi, sia essa in forma di aumento della temperatura di ingresso al forno o come risparmio di vapore LP alle sezioni di preriscaldamento acqua caldaie (minore richiesta da CTE), riduce di 20.000 ton/anno l'uso di combustibile complessivo (FCC, HDS700 e HDS500).

Emissioni

Aria

La riduzione dei consumi complessivi di combustibile ha un impatto ambientale positivo non trascurabile, infatti sono attese riduzioni delle emissioni di SO_x, NO_x e particolato proprio a causa del minore uso di combustibili.



DESOLFORAZIONI GASOLI U-400- U-700

Recupero di calore su unità HDS 700

Descrizione dell'intervento

L'intervento di recupero di calore proposto per l'unità HDS700 fa parte di uno studio più ampio che la raffineria Saras ha in corso, finalizzato al miglioramento dell'efficienza energetica degli impianti FCC, HDS700 e HDS500 mediante recupero di calore. I risultati di tale studio, peraltro ancora in corso, evidenziano la possibilità di realizzare un recupero energetico 2,7 Gcal/h per l'HDS700 e complessivo per i tre impianti pari a 12,5 Gcal/h.

Tale risultato è conseguibile attraverso l'installazione di nuovi scambiatori, allo scopo di migliorare l'integrazione termica e il recupero di parte del calore attualmente disperso in atmosfera.

In particolare per l'unità HDS700 è prevista l'aggiunta di uno scambiatore per il preriscaldamento della carica.

Aspetti ambientali

Consumi

L'energia recuperata a seguito degli interventi, sia essa in forma di aumento della temperatura di ingresso al forno o come risparmio di vapore LP alle sezioni di preriscaldamento acqua caldaie (minore richiesta da CTE), riduce di 20.000 ton/anno l'uso di combustibile complessivo (FCC, HDS700 e HDS500).

Emissioni

Aria

La riduzione dei consumi complessivi di combustibile ha un impatto ambientale positivo non trascurabile, infatti sono attese riduzioni delle emissioni di SO_x, NO_x e particolato proprio a causa del minore uso di combustibili.

ENERGY SYSTEM

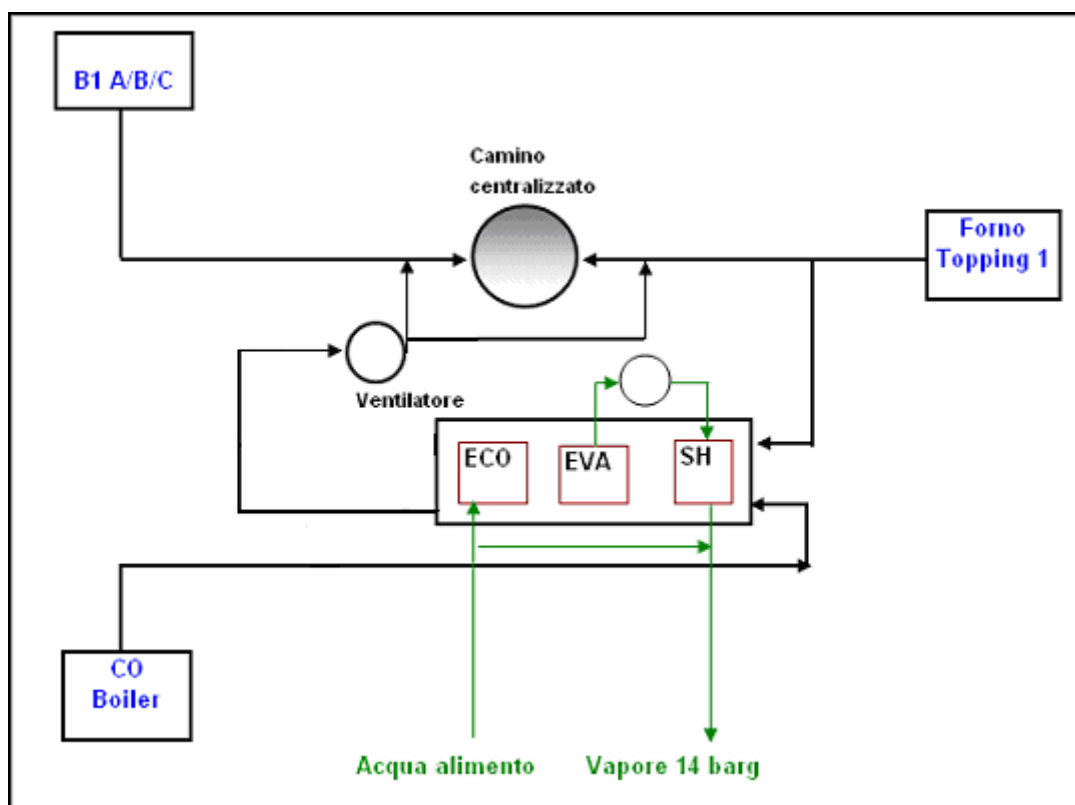
Installazione di una caldaia a recupero per la produzione di vapore sul camino centralizzato

L'intervento prevede l'installazione di una caldaia a recupero di calore sul camino centralizzato, in modo da sfruttare l'entalpia residua posseduta dai fumi provenienti dal forno del Topping 1 e del CO-Boiler per la produzione di vapore utile ai processi di raffinaria.

Il generatore di vapore a recupero, installato nell'area alla base del camino, sarà del tipo a circolazione naturale, a sviluppo orizzontale e sarà dotato di un corpo cilindrico.

Come mostrato nello schema di processo di seguito riportato, l'acqua di alimento al generatore, già degasata, proviene dal collettore alimento caldaie a media pressione.

Il sistema sarà dotato di sistemi di by-pass automatici tali da non introdurre nuove cause di blocco agli impianti, i cui fumi sono convogliati alla nuova caldaia.



I fumi inviati al generatore di vapore hanno le seguenti caratteristiche:

- portata pari a 154 KNm³/h e temperatura di 360°C per i fumi del Topping 1;
- portata pari a 294 KNm³/h e temperatura di 370°C per i fumi del CO Boiler;
- Temperatura di uscita pari a 170°C

Aspetti ambientali

Consumi

Per quanto riguarda le prestazioni del generatore, esso consente di produrre 42 t/h di vapore a media pressione (14 barg), con una riduzione dei consumi di FO alle caldaie CTE di 26.300 ton/anno, ora usati per produrre l'equivalente vapore.



I consumi di energia elettrica per il ventilatore indotto sono pari a 800 KW, mentre i consumi di acqua di raffreddamento utilizzata per la refrigerazione del circuito di lubrificazione del ventilatore sono pari a 0,5 m³/h.

Emissioni

Aria

Il minore uso di combustibili ha come conseguenza la riduzione nella bolla di raffineria delle emissioni di SO_x, NO_x, CO, e particolato.

FLUID CATALITIC CRACKING FCC-CO boiler Innalzamento della quota del punto di dispersione inquinanti

Descrizione dell'intervento

Vedi ENERGY SYSTEM - Installazione di una caldaia a recupero per la produzione di vapore sul camino centralizzato.

Aspetti ambientali

Emissioni

Aria

L'innalzamento dell'altezza del camino consente una maggiore dispersione degli inquinanti SO_x, NO_x, particolato e di conseguenza una riduzione della concentrazione al suolo.

ENERGY SYSTEM

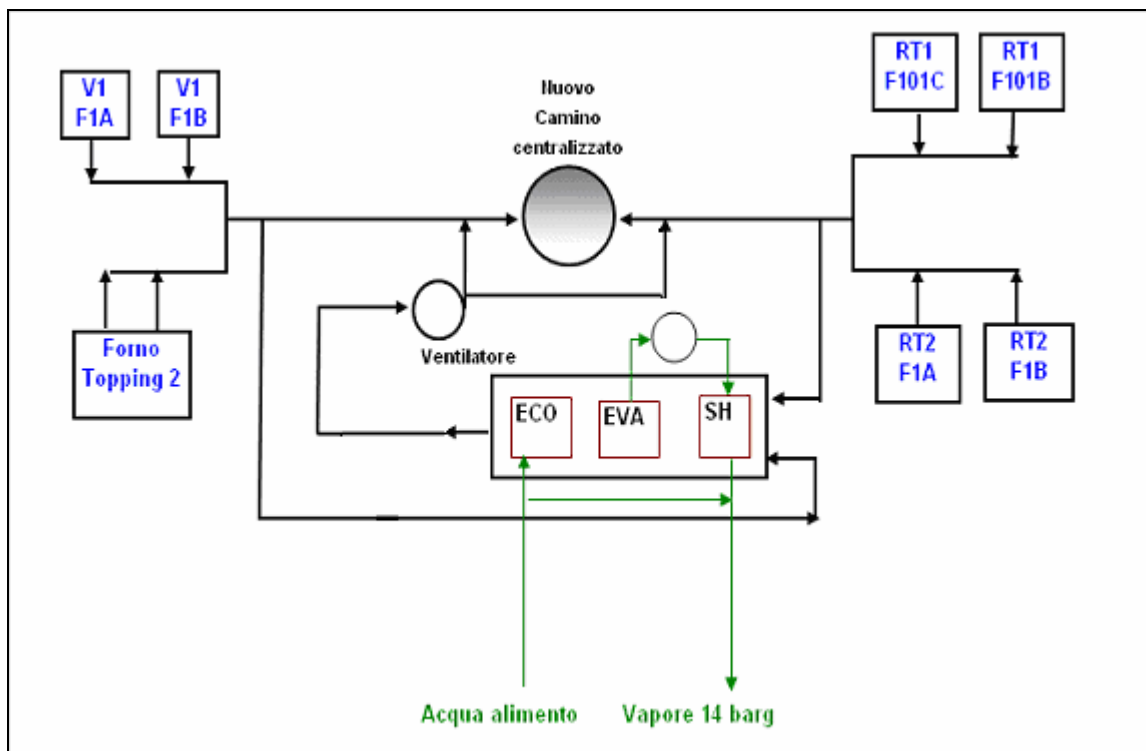
Realizzazione di un nuovo camino centralizzato e installazione di una caldaia a recupero per la produzione di vapore

Descrizione dell'intervento

I fumi dei forni Topping2, Vacuum1, Vacuum2, RT2 e Visbreaking hanno entalpia residua tale da poter essere usati per produrre vapore utile ai processi di raffineria. Un generatore di vapore a recupero verso cui convogliare i fumi caldi dei forni di processo degli impianti succitati, installato nell'area della nuova sala controllo, consentirebbe una produzione di circa 30 t/hr di vapore surriscaldato a 14 barg con conseguente riduzione di FO utilizzato alla CTE per la produzione equivalente. I fumi raffreddati a ca. 200°C saranno immessi in atmosfera attraverso un nuovo camino centralizzato per mezzo di un ventilatore indotto.

Il generatore di vapore a recupero sarà del tipo a circolazione naturale e a sviluppo orizzontale, dotato di suo corpo cilindrico; l'acqua alimento, già degasata, proviene dal collettore alimento caldaie a media pressione.

Il sistema sarà dotato di sistemi di by-pass automatici tali da non introdurre nuove cause di blocco agli impianti, i cui fumi sono convogliati alla nuova caldaia.



I fumi inviati al generatore di vapore hanno le seguenti caratteristiche:

- Portata pari a 102385, 37382, 32339, 51327 e 32991 Nmc/hr rispettivamente per TP2, V1, V2, RT2 e VSB;
- Temperatura fumi pari a 345°C per TP2, 340 °C per V1, 380°C per V2, 405°C per RT2, 330°C per F101B VSB e 440°C per F101C VSB;
- Temperatura di uscita pari a 200°C.



Aspetti ambientali

Consumi

Per quanto riguarda le prestazioni del generatore, esso consente di produrre 30 t/h di vapore a media pressione a 14 barg, con una riduzione dei consumi di FO alle caldaie CTE attualmente utilizzato per produrre l'equivalente vapore.

I consumi di energia elettrica per il ventilatore indotto sono pari a 800 KW, mentre i consumi di acqua di raffreddamento utilizzata per la refrigerazione del circuito di lubrificazione del ventilatore sono pari a 0,5 m³/h.

Emissioni

Aria

Il minore uso di combustibili ha come conseguenza la riduzione nella bolla di raffineria delle emissioni di SO_x, NO_x, CO, e particolato.



IMPIANTO TOPPING 2 -VACUUM 2

Innalzamento della quota del punto di dispersione inquinanti

Descrizione dell'intervento

Vedi ENERGY SYSTEM - Realizzazione di un nuovo camino centralizzato e installazione di una caldaia a recupero per la produzione di vapore.

Aspetti ambientali

Emissioni

Aria

L'innalzamento dell'altezza del camino consente una maggiore dispersione degli inquinanti SO_x, NO_x, CO, particolato e di conseguenza una riduzione della concentrazione al suolo.



IMPIANTO TOPPING RT2

Innalzamento della quota del punto di dispersione inquinanti

Descrizione dell'intervento

Vedi ENERGY SYSTEM - Installazione di una caldaia a recupero per la produzione di vapore sul camino centralizzato.

Aspetti ambientali

Emissioni

Aria

L'innalzamento dell'altezza del camino consente una maggiore dispersione degli inquinanti SO_x, NO_x, particolato e di conseguenza una riduzione della concentrazione al suolo.



IMPIANTO VACUUM1

Innalzamento della quota del punto di dispersione inquinanti

Descrizione dell'intervento

Vedi ENERGY SYSTEM - Realizzazione di un nuovo camino centralizzato e installazione di una caldaia a recupero per la produzione di vapore.

Aspetti ambientali

Emissioni

Aria

L'innalzamento dell'altezza del camino consente una maggiore dispersione degli inquinanti SO_x, NO_x, particolato e di conseguenza una riduzione della concentrazione al suolo.



IMPIANTO VISBREAKING RT1

Innalzamento della quota del punto di dispersione inquinanti

Descrizione dell'intervento

Vedi ENERGY SYSTEM - Realizzazione di un nuovo camino centralizzato e installazione di una caldaia a recupero per la produzione di vapore.

Aspetti ambientali

Emissioni

Aria

L'innalzamento dell'altezza del camino consente una maggiore dispersione degli inquinanti SO_x, NO_x, particolato e di conseguenza una riduzione della concentrazione al suolo.



FLUID CATALITIC CRACKING FCC-CO boiler Filtrazione slurry

Descrizione dell'intervento

L'intervento proposto consiste nella filtrazione continua della corrente di olio chiaro da FCC al fine di ridurre il contenuto di solidi.

Attualmente le diverse tecnologie disponibili allo scopo sono basate sull'utilizzo di un sistema di filtri autopulente funzionante in modo continuo.

Il fluido nell'attraversare il mezzo filtrante deposita su di esso i solidi fino a formare il "cake", che a sua volta contribuisce a rendere più efficace la filtrazione.

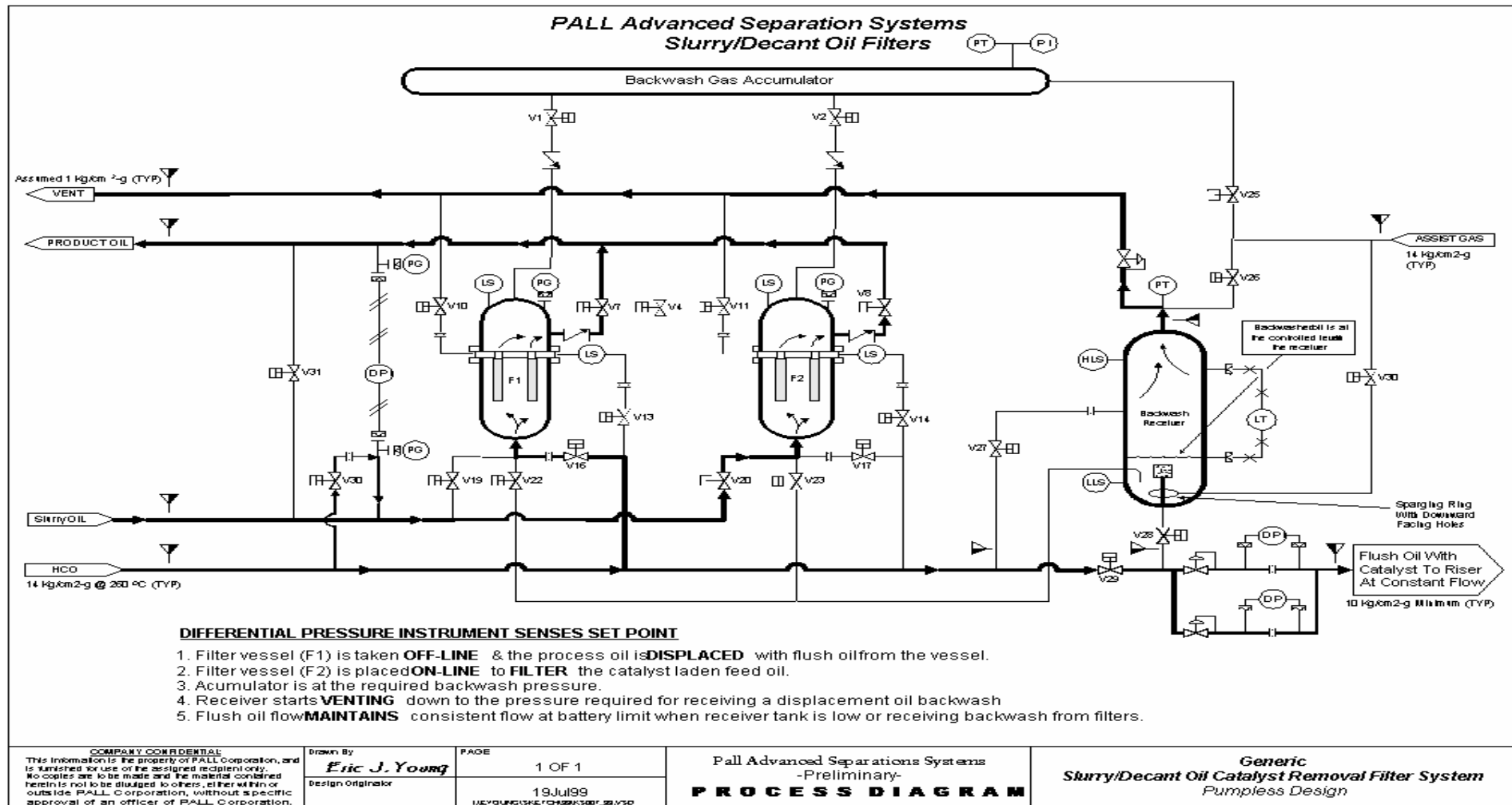
Raggiunto il ΔP di set, il sistema aziona in automatico la procedura di rigenerazione dell'elemento filtrante che, tramite l'uso di un fluido di controlavaggio opportuno (HCO, N₂, gas) e agendo per un intervallo di tempo prefissato, opera il distacco della fase solida dal supporto filtrante ripristinando così le condizioni iniziali.

Con l'inizio del ciclo di rigenerazione, il filtro viene isolato e riempito con il fluido di controlavaggio (HCO) per spostare lo slurry contenuto. Dopo una fase di "soaking" (20 minuti circa), durante la quale si ha lo scioglimento degli asfalteni da parte dell'HCO, segue la fase di *backwash* vera e propria.

I solidi contenuti nel fluido di *backwash* possono essere recuperati riciclandoli al riser con l'ausilio di una porzione di carica come fluido di trasporto, tramite l'iniezione con ugello dedicato oppure, tramite smaltimento della fase solida concentrata risultante (sludge) da un'ulteriore filtrazione. Anche se non è stata ancora definita in dettaglio la modalità dello smaltimento, quest'ultima alternativa è la preferita.

Per quanto riguarda le prestazioni la capacità massima di progetto è di 90 m³/h di Slurry contenente 0.3 % in peso di solidi totali, costituiti prevalentemente da fini di catalizzatore FCC. In seguito alla filtrazione il loro contenuto viene ridotto fino ad un valore massimo di 50 ppm in peso.

Di seguito si riporta a titolo illustrativo lo schema di flusso della Pall, una delle società licenziatrici interpellate per la fornitura della tecnologia in oggetto.





Aspetti ambientali

La rimozione delle particelle solide di catalizzatore migliora la qualità dello slurry prodotto per cui ha senz'altro un impatto di tipo ambientale ed energetico positivo, inoltre si realizzano contemporaneamente anche i presupposti per:

- Migliorare la produzione di fuel oil in genere;
- Ridurre i fenomeni d'usura dei componenti a valle, dovuti alla natura abrasiva del particolato.

Consumi

E' richiesto l'uso di circa 10 m³/h di HCO come fluido di controlavaggio e di circa 300 Nm³/h di aria compressa per il soffiaggio.

I consumi di energia elettrica e vapore sono trascurabili.

Emissioni

Rifiuti

I rifiuti sono costituiti dal catalizzatore filtrato e contenuto nello sludge.

Se si opera secondo le condizioni massime di progetto lo scarico di solidi stimato è pari a circa 250 Kg/h.



FLUID CATALITIC CRACKING FCC-CO boiler Modifiche al 3° stadio (TSS) e 4° stadio di separazione polveri

Descrizione dell'intervento

L'intervento di modifica al 3° stadio (TSS) e 4° stadio di separazione polveri si inserisce pienamente nello scenario di riduzione globale delle emissioni di polveri che la Raffineria Saras intende attuare. La Raffineria è infatti molto sensibile al tema del potenziale impatto ambientale delle sue attività e proprio con queste finalità intende realizzare, oltre all'intervento in questione, anche altre modifiche mirate a ridurre il contenuto totale di solidi nello slurry prodotto da FCC.

L'intervento di modifica al 3° stadio (TSS) e 4° stadio di separazione polveri ha come obiettivo l'ulteriore miglioramento dell'efficienza di separazione delle apparecchiature esistenti interessate dalla flue gas proveniente dal rigeneratore del cracking.

In particolare, i futuri miglioramenti coinvolgeranno prevalentemente i cicloni del 3° stadio di separazione, sostituiti con altri a più alta efficienza e il 4° stadio esistente, che sarà sostituito con una nuova apparecchiatura filtrante (tipo Blowback "Jet Pulse").

La flue gas viene filtrata normalmente in due stadi aventi ciascuno 8 cicloni situati all'interno del rigeneratore e successivamente in un terzo stadio costituito da un sistema multiciclone posto a monte dell'expander.

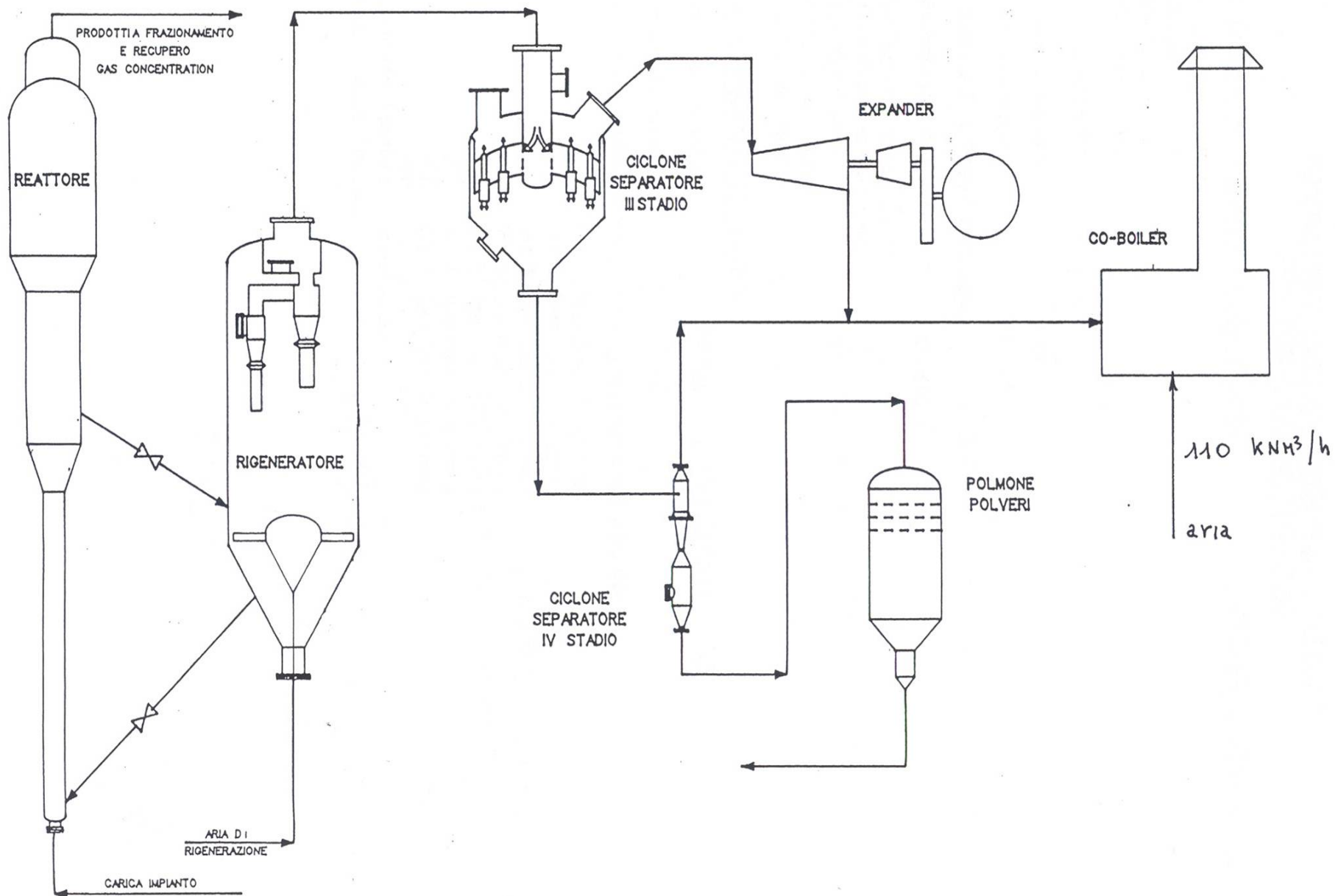
Dal fondo del TSS viene prelevata una piccola parte della corrente gassosa (3 % circa) contenente i solidi separati che viene inviata ad un quarto stadio di separazione.

Dalla testa del 4° stadio si ottiene lo stream gassoso mentre i solidi trasportati vengono invece raccolti sul fondo e inviati all'hopper del catalizzatore esausto.

Di seguito si riporta a titolo illustrativo lo schema di flusso del sistema.



IMPIANTO DI CRACKING - SCHEMA SEMPLIFICATO SISTEMA DI REAZIONE



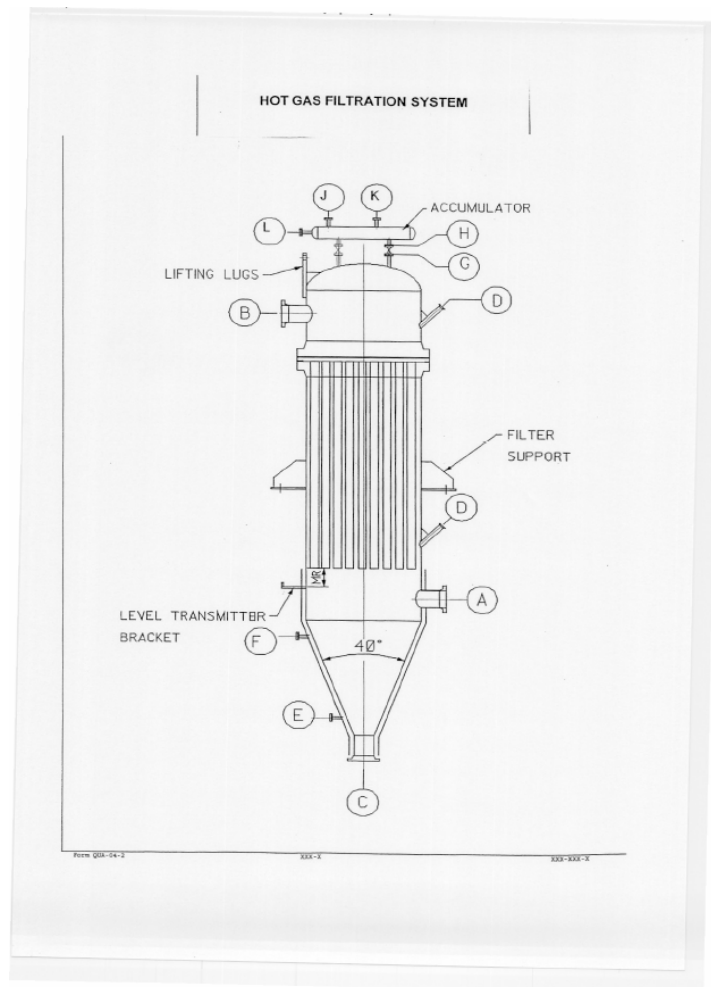


Le caratteristiche essenziali del nuovo 4° stadio si identificano nella barriera costituita da elementi filtranti (metallo sinterizzato) fissati ad una piastra tubiera e racchiusi in un contenitore.

Il fluido contenente i solidi attraversa gli elementi filtranti, i quali separano i solidi e li raccolgono sulla loro superficie esterna, ove si forma una torta di spessore crescente. A un determinato valore di perdita di carico (o in un momento predeterminato del ciclo del processo), attraverso gli elementi filtranti viene fatto passare un flusso inverso di gas che stacca le particelle dagli elementi: i contaminanti solidi vengono così scaricati e possono essere eliminati o riciclati, ad esempio al reattore.

Il principio fondamentale è l'ottenimento di un ΔP d'equilibrio stabile che possa garantire una lunga durata operativa al sistema in funzionamento. Allo scopo di ottenere un sistema stabile, i controlavaggi hanno luogo a un valore prefissato di ΔP .

Di seguito si riporta a titolo illustrativo uno sketch del corpo filtrante che comunque dovrà essere ancora riverificato nei dettagli.





Aspetti ambientali

L'impatto ambientale legato alla modifica dei cicloni migliora la qualità della flue gas prodotta dall'impianto FCC è senz'altro positivo.

Consumi

E' richiesto l'uso di circa 25 Kg/h di aria compressa per il soffiaggio.

Emissioni

Aria

Il miglioramento della qualità della flue gas prodotta dall'impianto FCC derivante dalle modifiche apportate ai cicloni ha come conseguenza una riduzione delle emissioni di solidi in atmosfera.

Rifiuti

L'intervento proposto permette di condurre le operazioni di filtrazione con una maggiore efficienza, con un lieve incremento dei solidi di catalizzatore recuperati.



PROGETTI DI MIGLIORAMENTO



PROGETTI DI MIGLIORAMENTO

Oltre a quanto definito ai punti precedenti, la raffineria, come linee di indirizzo future, ha in progetto di attuare un piano di miglioramento che coinvolge interventi definiti sia nell'ambito delle migliori tecniche disponibili (MTD) generali, che riguardano cioè la raffineria nel suo complesso, e sia nell'ambito delle MTD applicabili al singolo processo, attività, o unità produttiva.

Miglioramento dell'efficienza energetica

Per l'ottimizzazione dell'efficienza energetica, la Saras intende realizzare per l'intero stabilimento uno studio applicando le tecniche di "process integration", mediante l'utilizzo della pinch analysis, per studiare le possibilità di ottimizzazione dei flussi termici sull'intero stabilimento.

Gestione ottimale dell'acqua

Per l'ottimizzazione dei flussi idrici, la Saras intende realizzare uno studio applicando un approccio di "process integration", mediante la "Water pinch analysis", per valutare la possibilità di minimizzare i consumi idrici e ridurre portate di refluo finale scaricato.

La water pinch analysis è un metodo sistematico per determinare una riduzione dei consumi idrici mediante il riciclo e riutilizzo delle acque di processo, di raffreddamento, di quelle piovane, riducendo al contempo i quantitativi di acque da sottoporre ai processi di trattamento, ricercando soluzioni in-process, piuttosto che soluzioni di trattamento end of pipe. La pinch analysis può consentire un'analisi sistematica delle reti delle acque di stabilimenti e processi industriali riducendo i consumi e conseguentemente i costi per gli approvvigionamenti idrici.

Essa è in grado di individuare i flussi che possono/devono essere inviati al riuso diretto oppure ad un trattamento di rigenerazione al fine di ottenere il minimo possibile consumo di acqua, senza modifiche al processo produttivo.

Monitoraggio delle emissioni fuggitive

Per la quantificazione e riduzione delle emissioni fuggitive, la Saras sta attivando una procedura di monitoraggio dello intero stabilimento per l'identificazione, la stima e il controllo delle emissioni fuggitive secondo un approccio basato sulla metodologia LDAR (Leak Detection And Repair).

La procedura di monitoraggio è così articolata:

- Analisi degli impianti per il censimento delle linee, apparecchiature e componenti impiantistiche da sottoporre a monitoraggio;
- Attività di rilevamento in campo:
 - Attività di rilevamento in campo con camera IR;
 - Attività di rilevamento in campo con FID;
- Stima delle emissioni fuggitive;
- Sistematizzazione dei dati e costruzione di un data-base;
- Procedura LDAR.

La trattazione intera del progetto è descritta nel documento Allegato E4- Piano di monitoraggio e controllo, alla scheda E.



Monitoraggio degli odori

Per la gestione degli odori, la Saras intende attivare un piano di monitoraggio per la stima, il controllo, e l'analisi dell'impatto olfattivo indotto dai processi produttivi secondo una procedura articolata nelle seguenti fasi:

- Speciazione emissioni odorigene;
- Campionamento;
- Analisi chimica;
- Parametri caratterizzanti l'emissione odorigena;
- Odor threshold/Odor Unit;
- Valutazione dell'impatto olfattivo

La trattazione intera del progetto è descritta nel documento Allegato E4- Piano di monitoraggio e controllo, alla scheda E.

Sicurezza ed affidabilità degli impianti

Lo stabilimento intende attivare un piano strategico per individuare gli interventi a medio e lungo termine e le linee di indirizzo future a supporto della massima sicurezza ed affidabilità degli impianti della raffineria, mediante la diffusa applicazione di sistemi di controllo avanzato, in un'ottica di prevenzione e riduzione integrata dell'impatto ambientale.

Gestione globale della combustione e dei combustibili utilizzati

Fra le proposte di attività volte all'ottimizzazione della gestione dei combustibili la raffineria ha intenzione di considerare tecniche che possano:

- ottimizzare il rapporto aria/combustibile e la temperatura dei fumi al fine di migliorare l'efficienza della combustione nei forni);
- minimizzare i consumi con soluzioni impiantistiche che consistono nel preriscaldamento fumi o nel recupero di calore interno o esterno.

Gestione rete gas

Installazione di misuratori di portata degli scarichi a blowdown per ciascuna linea.

Studi di ottimizzazione e bilanciamento della rete gas e per il recupero di gas da blow-down

Impianto di eterificazione (TAME)

Nell'ambito delle attività di sviluppo è in corso uno studio per poter sostituire l'alcool metilico con l'alcool etilico. Tali prodotti ossigenati vengono utilizzati come additivi alle benzine.

La possibilità di utilizzare etanolo anziché metanolo consente di migliorare le implicazioni in termini di sicurezza del reagente e qualora si decida di utilizzare il bioetanolo, quindi benzine con caratteristiche di biofuels, si andrebbe ad ottemperare in parte i requisiti futuri previsti per i biocombustibili.



Piano di intervento sui serbatoi

È stata programmata l'installazione di sistemi di chiusura dei fori dei tubi sonda di livello per 4 serbatoi, per verificare l'affidabilità; seguirà un piano pluriennale di intervento sul resto del parco serbatoi.

Prosecuzione del piano pluriennale di impermeabilizzazione dei bacini di contenimento dei serbatoi e di installazione dei doppi fondi sugli stessi.

Completamento della installazione delle valvole automatiche di drenaggio acqua da fondo serbatoi benzina e realizzazione di un sistema di controllo della presenza di idrocarburi allo scarico delle stesse.

Realizzazione di un nuovo serbatoio a tetto galleggiante per le acque di zavorra.

Monitoraggio

Realizzazione di un sistema di monitoraggio in continuo dei camini degli impianti:

- inceneritore Z3-F2;
- inceneritore Z4-F2;
- CCR e alchilazione.

Inoltre al dicembre 2010 è prevista la realizzazione del sistema di monitoraggio in continuo delle emissioni del nuovo camino centralizzato.