

**Perrone Raffaele**



Ministero dell'Ambiente e della Tutela del Territorio  
del Mare - Direzione Generale Valutazioni Ambientali

**E prot DVA - 2013 - 0026230 del 15/11/2013**

**Da:** lucchiniasecologia@pec.lucchini.com  
**Inviato:** giovedì 14 novembre 2013 14.31  
**A:** aia@pec.minambiente.it; dva-IV@minambiente.it  
**Cc:** protocollo.ispra@ispra.legalmail.it  
**Oggetto:** Lucchini spa in A.S. DEC-MIN 127/13 Prescrizione 17 del PIC\_Riduzione tenore zolfo gas COK  
**Allegati:** ECO\_2013\_243\_I\_AIA\_Ottemperanza Prescrizione 17 lettera.pdf; NTTH 1486(13) completa.pdf; Mandato pagamento Prescrizione 17.pdf

Prot ECO 243/13<?xml:namespace prefix = o ns = "urn:schemas-microsoft-com:office:office" />

Si trasmette, in allegato la documentazione relativa all'ottemperanza della prescrizione in oggetto

Cordiali saluti

A. Guglielmini

Referente del Gestore



# LUCCHINI

Spett.le Ministero dell' Ambiente e della Tutela  
del Territorio e del Mare  
Direzione Generale per le Valutazioni  
Ambientali  
Divisione IV - Rischio Rilevante e  
Autorizzazione Integrata Ambientale  
Via Cristoforo Colombo, 44  
00147 Roma  
[aia@pec.minambiente.it](mailto:aia@pec.minambiente.it)  
[dva-IV@minambiente.it](mailto:dva-IV@minambiente.it)

e p.c. Istituto Superiore per la Protezione e la  
Ricerca Ambientale  
Via Vitaliano Brancati, 48  
00144 Roma  
[protocollo.ispra@ispra.legalmail.it](mailto:protocollo.ispra@ispra.legalmail.it)

Prot. ECO/243/13

Piombino, 14.11.2013

**Oggetto: Lucchini S.p.A. in Amministrazione Straordinaria - Stabilimento siderurgico di Piombino (LI) - Autorizzazione Integrata Ambientale rilasciata con decreto n. DEC-MIN-0000127 del 18 aprile 2013. Prescrizione art. 1 comma 8 del citato decreto concernente la prescrizione n. 17 del Parere Istruttorio Conclusivo (PIC): Progetto per la riduzione del tenore di zolfo presente nei gas dei forni.**

In ottemperanza alla prescrizione art. 1 comma 8 del decreto DEC-MIN-0000127 del 18 aprile 2013 di cui all'oggetto (avviso pubblicato sulla Gazzetta Ufficiale – serie generale n. 111 di martedì 14 maggio 2013):

*“Si prescrive che il Gestore presenti, in conformità al paragrafo 9.4 “Ciclo produttivo-cokeria” (prescrizione n. 17) del parere istruttorio conclusivo entro 6 mesi decorrenti dalla data di pubblicazione dell'avviso di cui all'art. 7, comma 5, del presente decreto, all'autorità competente e a ISPRA, un progetto, corredato da cronoprogramma, per la riduzione del tenore di zolfo presente nei gas dei forni. Il cronoprogramma dovrà prevedere una durata massima delle attività di 24 mesi decorrenti dalla data di pubblicazione dell'avviso di cui all'art. 7, comma 5, del presente decreto.”*

**Lucchini S.p.A.**  
in Amministrazione Straordinaria  
Sede Legale

C.S. Euro 12.501.879,00 - i.v.  
C.F. e P.IVA 01730680152  
R.E.A. di Livorno N. 134643  
Largo Caduti sul Lavoro, 21  
57025 Piombino (LI) - Italia

**Uffici:**

Via Oberdan, 5  
25128 Brescia - Italia  
Tel. +39-030-39921  
Fax +39-030-3992709

**B.U. Piombino:**

**Stab. Piombino e Sede Amministrativa**  
Largo Caduti sul Lavoro, 21  
57025 Piombino (LI)  
Tel. +39-0565-64111  
Fax +39-0565-36514

**B. L. Vertek**

Via Torino, 19  
10055 Condove (TO)  
Tel. +39-011-9638111  
Fax +39-011-9643303

**B. L. Trieste**

Via di Servola, 1  
34145 Trieste  
Tel. +39-040-89891  
Fax +39-040-8989401

**Stab. Lecco**

Via Arlenico, 22  
23900 Lecco  
Tel. +39-0341-278611  
Fax +39-0341-284742

con la presente la società Lucchini S.p.A. in Amministrazione Straordinaria riscontra quanto di cui richiesto dalla prescrizione. Il tutto è da intendersi quale studio subordinato all'effettiva prosecuzione dell'attività in questione sul sito produttivo, nelle more che a seguito dell'approvazione intervenuta con il decreto del Ministro dello Sviluppo Economico del 06.11.2013 venga data attuazione al Programma predisposto dal Commissario Straordinario nominato nell'ambito della procedura di Amministrazione Straordinaria attivata dal MSE con decreto del 21.12.2012.

Si allega copia del mandato di pagamento della tariffa ai sensi del Decreto del 24 aprile 2008.

Distinti saluti

Lucchini S.p.A.  
in Amministrazione Straordinaria  
Il Gestore



Allegato 1 – Relazione “Autorizzazione Integrata Ambientale – Prot. DEC-MIN-0000127 del 18.04.2013 – Prescrizione n. 17 del PIC – Riduzione tenore di zolfo gas di cokeria. Progetto e cronoprogramma”

Allegato 2 - Copia del mandato di pagamento tariffa

# LUCCHINI S.p.A.

*in amministrazione straordinaria*

*Stabilimento di Piombino*



*AUTORIZZAZIONE INTEGRATA AMBIENTALE*

*PROT. DEC-MIN-0000127 DEL 18.04.2013*

***PRESCRIZIONE N. 17 DEL PIC***

*RIDUZIONE TENORE DI ZOLFO GAS DI COKERIA*

*PROGETTO E CRONOPROGRAMMA*

## INDICE

<b>INDICE</b>	<b>1</b>	
<b>1</b>	<b>PREMESSA</b>	<b>2</b>
<b>2</b>	<b>ASSETTO ATTUALE IMPIANTO SOTTOPRODOTTI ED ECOLOGICO</b>	<b>3</b>
<b>3</b>	<b>PROGETTO DI MODIFICA DELL'IMPIANTO</b>	<b>8</b>
3.1	Generalità	8
3.2	Descrizione del processo di desolfurazione	8
3.3	Ulteriori interventi	17
<b>4</b>	<b>CRONOPROGRAMMA INTERVENTI</b>	<b>18</b>
<b>ALLEGATO 1: ELABORATI GRAFICI</b>		<b>19</b>
	Tavola 1: Planimetria cokeria (assetto attuale)	
	Tavola 2: Schema di flusso gas di cokeria (UDO-VT-FB-00101)	
	Tavola 3: Diagramma di flusso di processo H <sub>2</sub> S/NH <sub>3</sub> scrubber (UDO-VT-FB-44101)	
	Tavola 4: Diagramma di flusso di processo H <sub>2</sub> S/NH <sub>3</sub> distillazione – desorbimento (unità 70) (UDO-VT-FB-70101)	
	Tavola 5: Unità MONOCLAUS (unità 81) (UDO-VT-FB-81101)	
	Tavola 6: Schema processo per rimozione BTX (HTS-11012-003-A)	

## 1 PREMESSA

In data 14/05/2013, sul n. 111 della Gazzetta Ufficiale della Repubblica Italiana è stato pubblicato l'avviso dell'avvenuto rilascio dell'AIA per l'esercizio dello stabilimento di Piombino della LUCCHINI S.p.A., effettuato con Decreto MATTM prot. DVA\_DEC-2013-0000127 del 18/04/2013 recante "Autorizzazione integrata ambientale per l'esercizio dello stabilimento siderurgico della società Lucchini S.p.A. ubicato nel Comune di Piombino".

La prescrizione di cui all'art. 1 "Limiti di emissione e prescrizioni per l'esercizio" del citato Decreto, riporta al comma 8:

***8. Si prescrive che il Gestore presenti, in conformità al paragrafo 9.4 "Ciclo produttivo-cokeria" (prescrizione 17) del parere istruttorio conclusivo entro 6 mesi decorrenti dalla data di pubblicazione dell'avviso di cui all'art. 7, comma 5, del presente decreto, all'autorità competente e a ISPRA, un progetto, corredato da cronoprogramma, per la riduzione del tenore di zolfo presente nel gas dei forni. Il cronoprogramma dovrà prevedere una durata massima delle attività di 24 mesi decorrenti dalla data di pubblicazione dell'avviso di cui all'art. 7, comma 5, del presente decreto.***

Tale prescrizione è stata ripresa dal Parere Istruttorio Conclusivo (PIC), al capitolo 9 "Prescrizioni e valori limite di emissione", al paragrafo 9.4 "Ciclo produttivo" punto 17, in relazione alla Cokeria, viene prescritto al Gestore:

***14. Entro 6 mesi dal rilascio dell'AIA il Gestore dovrà presentare all'Autorità Competente un progetto, con relativo cronoprogramma, per la riduzione del tenore di zolfo presente nei gas dei forni. Quanto individuato dovrà essere realizzato entro 24 mesi dal rilascio dell'AIA.***

Si riportano di seguito gli esiti delle attività relative alla prescrizione suddetta.

## 2 ASSETTO ATTUALE IMPIANTO SOTTOPRODOTTI ED ECOLOGICO

Il trattamento del gas grezzo prodotto nei forni della batteria durante la distillazione del carbon fossile viene effettuato nelle varie sezioni dell'impianto sottoprodotti ed ecologico di cokeria, a valle delle quali il gas viene immesso nella rete di distribuzione alle utenze.

Il gas grezzo in uscita dalla cella di distillazione ha una temperatura di circa 700÷800 °C, e subisce un primo raffreddamento, fino a circa 80 °C, durante il passaggio nel bariletto dove viene investito da acqua ammoniacale. In questa fase avviene la condensazione di una parte del catrame contenuto nel gas e dell'umidità contenuta nel fossile di carica (in media la quantità di acqua che si genera in questa fase è pari al 10÷12% del totale in peso del fossile in carica).

Il gas grezzo, attraverso una tubazione, viene convogliato in un pre-separatore, detto "mammellone", dove, a causa della notevole differenza di peso specifico tra i fluidi presenti, i condensati si depositano sul fondo e sono inviati, per gravità, ad un separatore, e da questo, sempre per gravità, all'impianto di decantazione, costituito da quattro depositi fuori terra, dove avviene la separazione del catrame dall'acqua.

Il gas viene inviato alle torri refrigeranti, mentre nella parte esterna si raccoglie l'acqua di ricircolo, che viene inviata al bariletto. A questo punto, la corrente gassosa e la corrente liquida in uscita dal mammellone vengono avviate a percorsi differenziati e sottoposti a cicli di trattamento specifici. Lo schema a blocchi di riferimento dell'intero processo è riportato nella seguente Figura 1.

Ciclo gas. Il gas recuperato dal mammellone, avendo temperatura troppo elevata per il normale esercizio, viene inviato ad un successivo impianto di refrigerazione, costituito da tre torri refrigeranti, dove per scambio termico in controcorrente, senza contatto, la temperatura viene ridotta a circa 18÷22 °C. Tale riduzione di temperatura, provoca la condensazione dei residui di composti che si trovano sotto forma di vapore, con conseguente ulteriore contrazione del volume del gas.

Il gas in uscita dalle torri di refrigerazione trascina con sé particelle di catrame che vengono captate da due filtri elettrostatici (o elettrofiltri decatramatori). I filtri lavorano in parallelo e contribuiscono a separare le particelle più fini di nebbie catramose, che vengono raccolte in "pozzini" di decantazione e quindi inviate ai separatori di catrame. Il funzionamento degli elettrofiltri è monitorato tramite un controllo sulla corrente assorbita: con  $I < 150$  mA l'elettrofiltro va in protezione, mentre con corrente  $I > 180$  mA l'elettrofiltro funziona in maniera ottimale.

A valle degli elettrofiltri sono collocati gli estrattori (compressori centrifughi azionati da motori elettrici), che assicurano il flusso di gas dalla batteria fino alla sezione sottoprodotti e quindi alla rete di distribuzione gas ed alle varie utenze. Il gas viene quindi spinto, tramite gli estrattori, nei lavatori, dove un flusso di acqua in controcorrente consente di effettuare l'assorbimento nella corrente liquida dell'ammoniaca residua e dei composti solforati presenti nel gas. Quotidianamente viene effettuato un campionamento del gas in ingresso ai lavatori per essere sottoposto ad analisi cromatografica.

Dall'analisi del gas risulta la seguente composizione media:

Analisi media gas COK ingresso lavatori ammoniacali											
CO <sub>2</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	CO	CH <sub>4</sub>	O <sub>2</sub>	Ar	C <sub>n</sub> H <sub>n</sub>	N <sub>2</sub>	H <sub>2</sub>	Densità	PCI
[% vol.]	[% vol.]	[% vol.]	[% vol.]	[% vol.]	[% vol.]	[% vol.]	[% vol.]	[% vol.]	[% vol.]	kg/Nm <sup>3</sup>	kCal/Nm <sup>3</sup>
1,4	1,75	0,75	5,4	23,4	0,06	0,02	0,6	2,1	65,6	0,4	4414

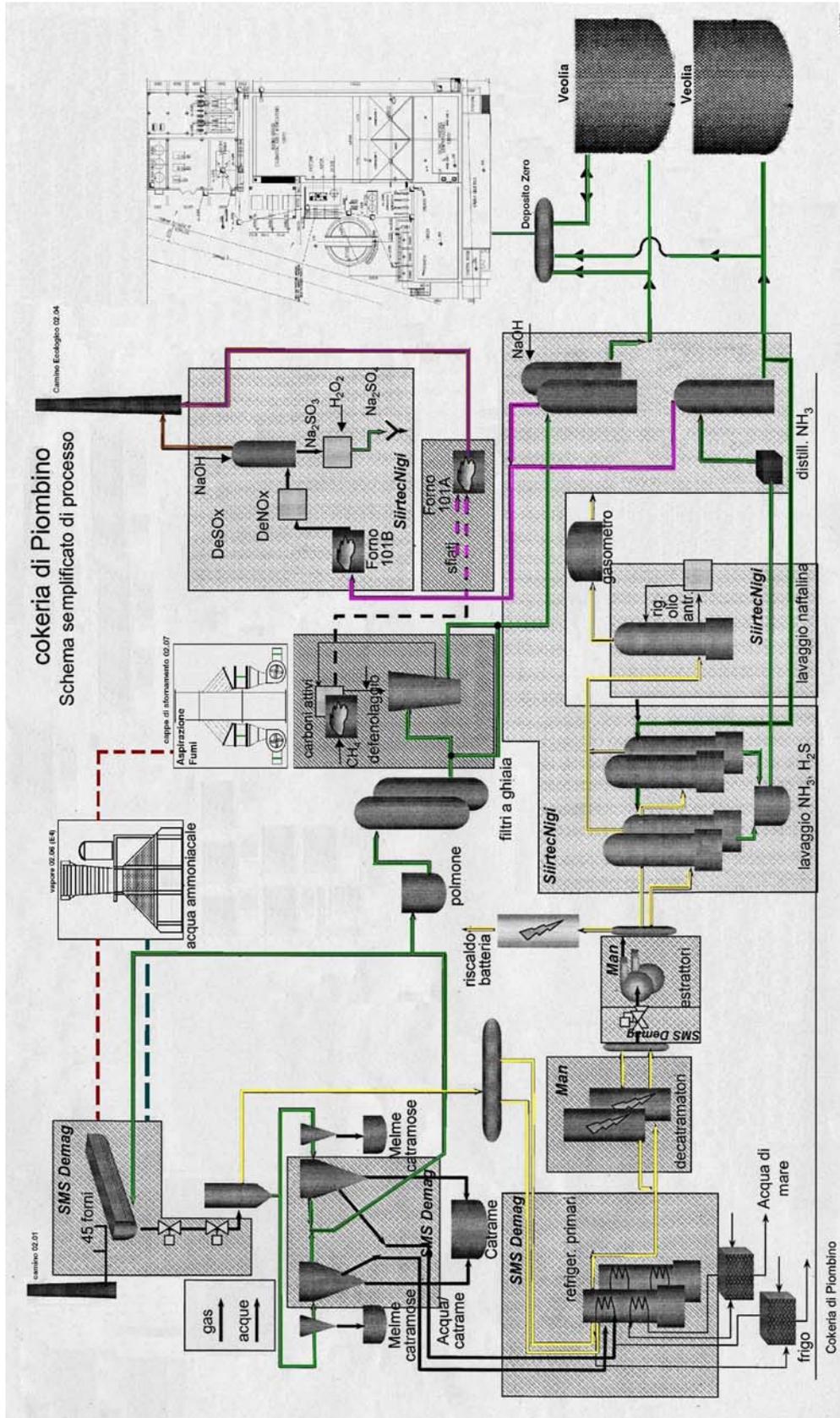


Figura 1: Schema semplificato di processo cokeria.

L'acqua utilizzata in questa fase viene inviata ad una colonna semplice di distillazione dove, con un trattamento di "strippaggio" mediante insufflaggio di vapore, si separano due correnti: una corrente in fase vapore ricca di ammoniaca (97%) in testa alla colonna, e una corrente acquosa in coda alla colonna di distillazione. La colonna semplice è collocata all'interno di un capannone; eventuali sversamenti sono contenuti/raccolti dalla pavimentazione dello stesso. La corrente di vapori ammoniacali con le altre sostanze volatili viene quindi inviata a due forni di ossidazione termica orizzontali (H101A e H101B), dove si realizza la degradazione termica dell'ammoniaca; i fumi che fuoriescono dai forni inceneritori sono preventivamente lavati con soda caustica per abbattere gli SOX e veicolati attraverso un reattore catalitico per l'abbattimento degli NOX. L'acqua estratta dalla colonna di distillazione viene invece raffreddata, stoccata in un serbatoio da circa 20 m<sup>3</sup>, e rimessa parzialmente in ciclo per essere nuovamente riutilizzata per il lavaggio del gas. L'acqua che non è rimessa in circolo va al "deposito zero" (cfr. Figura 1), dove confluiscono tutti le correnti liquide acquose successivamente trattate nel nuovo impianto WTP-COKE.

Il gas in uscita dai decatramatori viene lavato con apposito olio solvente (WASCHOEL I) per la rimozione della naftalina e di parte dei BTX in speciali torri di assorbimento, e successivamente distribuito nella rete gas COK di stabilimento. La rete gas è protetta da una torcia calda (torcia gas COK), i quantitativi sfiorati in torcia sono monitorati da uno specifico misuratore installato a monte del terminale della torcia.

Nel lavaggio del gas l'olio trattiene naftalina e BTX secondo le prestazioni riportate di seguito:

Inquinante	Concentrazione in ingresso [g/Nm <sup>3</sup> ]	Concentrazione in uscita [g/Nm <sup>3</sup> ]
BTX	≤ 32,0	≤ 25,6
Naftalina	≤ 0,5	≤ 0,1

L'olio è rigenerato in continuo ad una temperatura di circa 170 °C mediante strippaggio con vapore, che viene successivamente condensato e rinviato in testa al pre-separatore (mammellone).

Ciclo acque e catrame. L'acqua in uscita dal mammellone viene inviata ad un separatore, dove per decantazione le parti catramose precipitano sul fondo. L'acqua ammoniacale decantata viene immessa nuovamente nel ciclo di raffreddamento gas grezzo nel bariletto; le parti catramose vengono recuperate, trattate e stoccate in depositi per poi essere vendute come sottoprodotto.

Il ciclo di trattamento del catrame include, oltre alla separazione dell'acqua, una successiva fase di decantazione ed estrazione del polverino (che si ha nel deposito conico n. 2). Le melme catramose provenienti dalla decantazione sono inviate, insieme al polverino, mediante un impianto (cosiddetto "impianto melme"), direttamente in carica ai forni insieme al fossile. Il catrame è interamente destinato alla vendita (trasportato, a seconda delle necessità, via nave, ferro-cisterna, o autocisterne. Tutti i depositi sono muniti di sistemi di captazione degli sfiati, inviati ai forni di incenerimento vapori ammoniacali H101A e H101B, e di serpentine alimentate con vapore, per mantenere il catrame ad una temperatura di circa 50 °C, atta a garantirne la fluidità durante le fasi di trasferimento. Tutte le apparecchiature che depositano, movimentano e separano catrame dall'acqua sono fuori terra e pertanto totalmente ispezionabili e collocate all'interno di bacini cordolati e pavimentati.

L'eventuale acqua ammoniacale in esubero, dopo la prima fase di decantazione, viene stoccata temporaneamente in una vasca, che assolve la funzione di deposito polmone, dotata di copertura e di un impianto di captazione sfiati (che impedisce il verificarsi di emissioni diffuse in atmosfera). In

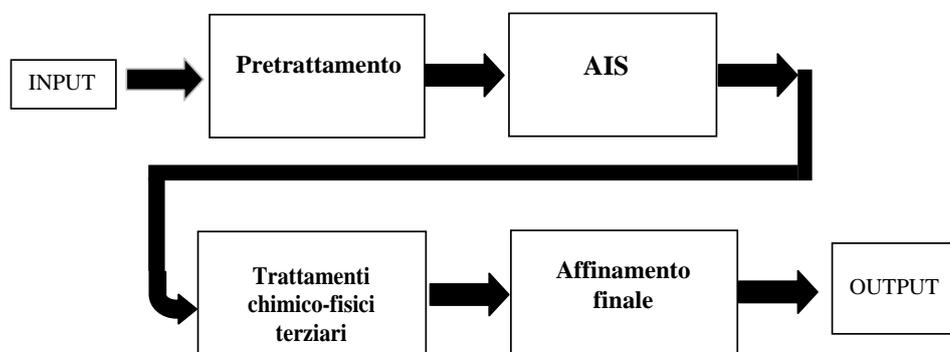
uscita dal deposito polmone, l'acqua ammoniacale in esubero passa attraverso una sezione costituita da due filtri a ghiaia per la rimozione delle particelle solide residue, e successivamente va alla sezione di rimozione ammoniacale, di seguito descritta.

Con l'installazione del nuovo impianto WTP-COKE, l'esistente sezione di defenolaggio e di rimozione di altre sostanze organiche, realizzata mediante assorbimento a carboni attivi, rigenerati in uno specifico forno (WSO), è stata bypassata, essendo tale trattamento realizzato dalla sezione "biologico" del citato impianto WTP-COKE.

L'acqua ammoniacale proveniente dal bariletto viene trattata in un apposito impianto, costituito da una doppia colonna di distillazione, all'interno del quale l'acqua viene liberata sia dall'ammoniaca libera (sotto forma di  $\text{NH}_3$ ), sia dall'ammoniaca fissa (come  $\text{NH}_4^+$ ). Il trattamento prevede l'invio dell'acqua nella colonna doppia di distillazione dove questa subisce un trattamento con vapore e carbonato di sodio disciolto in acqua che trasforma l'ammoniaca fissa ( $\text{NH}_4^+$ ) in ammoniaca libera ( $\text{NH}_3$ ); tramite condensatore, si separa definitivamente l'ammoniaca dall'acqua. Trattandosi di un processo a ciclo continuo la portata d'acqua in ingresso alla colonna di stripping è pressoché costante, pertanto il carico idraulico rimane invariato nel tempo garantendo un rendimento di abbattimento ottimale. La colonna doppia è alloggiata all'aperto, installata su opportuna piattaforma impermeabilizzata in cemento.

L'ammoniaca, ancora in fase gassosa, viene inviata ai forni inceneritori H101A e H101B. L'acqua viene invece inviata al "deposito zero", deposito con funzione di buffer intermedio, da cui va in ingresso al nuovo impianto WTP-COKE. In caso di fuori servizio per manutenzione o anomalia dell'impianto WTP-COKE, l'acqua viene stoccata in uno stoccaggio di emergenza, costituito da due serbatoi in cemento armato (VEOLIA, cfr. Figura 1), ciascuno avente volume utile di circa 2.500 m<sup>3</sup>, collocati all'interno di un bacino di contenimento, dotati di copertura realizzata tramite moduli in PRFV (Poliestere Rinforzato con Fibre di Vetro), equipaggiati di idoneo sistema di rivestimento e sigillatura e di un sistema di captazione per la raccolta degli eventuali sfiati, che sono poi convogliati ai citati forni di combustione ammoniacale. Dallo stoccaggio di emergenza VEOLIA, una volta rimesso in servizio il WTP-COKE, l'acqua viene nuovamente inviata al "deposito zero" e quindi al trattamento finale nello stesso WTP-COKE.

Impianto WTP COKE. Il processo dell'impianto è quello di un sistema integrale ADVENT (AIS), versione compatta di un sistema tradizionale a fanghi attivi (nitrificazione e pre-denitrificazione / sedimentazione). Nella seguente Figura 2 si riporta lo schema a blocchi semplificato in cui sono individuati i singoli stadi di trattamento.



*Figura 2: Schema a blocchi semplificato impianto WTP-COKE.*

Lo stadio iniziale che precede il trattamento biologico, include una serie di pretrattamenti finalizzati a ridurre la concentrazione dei cianuri a valori inferiori ai 50 ppm, tali da non inibire l'attività batterica e quindi deprimere la rimozione della sostanza organica (COD/BOD) e dell'ammoniaca nella successiva fase di trattamento. Tali pretrattamenti sono costituiti da:

- **equalizzazione** delle portate e delle concentrazioni dei flussi in ingresso per mezzo di un bacino di equalizzazione;
- **trattamento chimico-fisico primario** per la riduzione dei cianuri ad un livello compatibile con l'attività batterica;
- **regolazione della temperatura** per il raggiungimento delle condizioni ottimali necessarie al processo biologico di rimozione del COD/BOD (raffreddatore evaporativo a circuito chiuso, refrigerato ad aria).

A valle del trattamento biologico (AIS) sono operativi trattamenti terziari di tipo chimico-fisico, per la rimozione delle concentrazioni residue di cianuri e per la rimozione dei metalli pesanti, come il selenio, che viene rimosso per co-precipitazione chimica con il cianuro ed il ferro. Il trattamento prevede l'aggiunta di prodotti chimici e la regolazione del pH. Le fasi di coagulazione e flocculazione, che portano alla precipitazione dei cianuri e del selenio avvengono in due bacini separati dotati di idonei sistemi di agitazione.

La separazione dei fanghi chimici contenenti i precipitati di cianuro e selenio si ha nella fase di sedimentazione (con aggiunta di poli-elettrolita), mentre un trattamento terziario aggiuntivo di tipo chimico-fisico (coagulazione/flocculazione/sedimentazione) consente la rimozione dei fluoruri.

Il trattamento di affinamento finale, per il raggiungimento dei limiti imposti per il COD/BOD e soprattutto per quanto riguarda gli idrocarburi policiclici aromatici, include una fase di filtrazione tramite filtri a sabbia in pressione ed una fase di filtrazione su carboni attivi.

Il trattamento dei fanghi prevede una fase di ispessimento, operato da un ispessitore circolare (fanghi dai trattamenti primari, AIS, trattamenti terziari), seguito da una fase di disidratazione tramite nastro-prensa, con aggiunta di poli-elettrolita.

Le vasche di processo, per impedire emissioni diffuse associate al rilascio per evaporazione in atmosfera di vapori ammoniacali e idrogeno solforato, sono di tipo chiuso.

### 3 PROGETTO DI MODIFICA DELL'IMPIANTO

#### 3.1 GENERALITÀ

Il progetto è stato elaborato dalla tedesca UHDE (compagnia del Gruppo THYSSENKRUPP Technologies), uno dei leader mondiali nella progettazione e realizzazione di cokerie.

L'intervento prevede l'installazione e/o la modifica delle unità di processo dell'impianto attuale, poste su una nuova linea in parallelo all'esistente, che potrà essere utilizzata durante gli interventi di manutenzione della nuova linea.

Relativamente alla desolforazione del gas COK, il progetto include:

- a) Installazione di un'unità per la desolforazione del gas COK, basata su un processo CYCLASULF di purificazione dell'H<sub>2</sub>S presente nel gas;
- b) Installazione di un'unità per il recupero dello zolfo liquido, basata su un processo MONOCLAUS, senza emissioni gassose in atmosfera.

Il progetto include altresì ulteriori interventi, quali:

- c) Modifica dell'esistente unità di denaftalinaggio e sezione di rigenerazione dell'olio di lavaggio gas per la rimozione dei BTX.

#### Desolforazione e rimozione ammoniacale [punti a) e b)].

Si intende realizzare un impianto CYCLASULF, con uno scrubber installato al posto del primo scrubber NH<sub>3</sub> esistente della linea 2 (quella lato mare, la linea 1 è quella lato monte), mentre verrà collocata l'unità desorber al posto del secondo scrubber NH<sub>3</sub> esistente della linea 2. La linea 1 esistente di stripping NH<sub>3</sub> sarà mantenuta come linea di standby, da rimettere in esercizio in caso di fermata di manutenzione della linea 2 così modificata.

Il trattamento dei vapori prodotti dal nuovo desorber (preposto alla desolforazione ed alla rimozione dell'ammoniaca) verrà assicurato da un impianto MONOCLAUS, che produrrà zolfo liquido. Il gas di coda prodotto nell'impianto sarà ricircolato fino alla linea gas a monte dei refrigeratori primari, in modo da evitare qualsiasi emissione gassosa.

#### Modifica unità denaftalinaggio per rimozione BTX [punto c)].

Si prevede il revamping della sezione di denaftalinaggio, con modifica della stessa finalizzata al recupero dei composti BTX presenti nel gas COK.

#### 3.2 DESCRIZIONE DEL PROCESSO DI DESOLFORAZIONE

##### Desolforazione e rimozione ammoniacale (unità 44 e 70).

Per la chimica del processo di assorbimento (unità 44), si vedano anche gli elaborati riportati in Allegato 1, schemi UDO-VT-FB-44101 e UDO-VT-FB-70101.

La rimozione dell'ammoniaca (NH<sub>3</sub>), idrogeno solforato (H<sub>2</sub>S) e del cianuro di idrogeno (HCN) dal gas COK verrà effettuata attraverso un processo combinato di lavaggio H<sub>2</sub>S/NH<sub>3</sub> con riciclo dell'ammoniaca. Il vantaggio di questo processo è che l'agente di lavaggio per la rimozione dell'H<sub>2</sub>S,

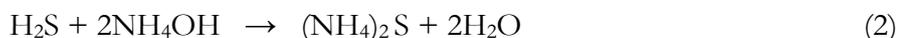
ovvero l' $\text{NH}_3$ , è parte della composizione del gas COK, e quindi non è necessaria l'introduzione di ulteriori prodotti di lavaggio.

Nello scrubber 44C001, lo stadio di scrubbing dell' $\text{H}_2\text{S}$  e quello di scrubbing dell' $\text{NH}_3$  sono installati in testa l'un l'altro. In tale fase, si hanno le reazioni principali di seguito illustrate.

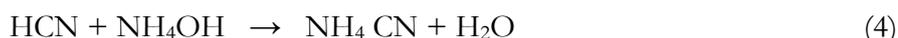
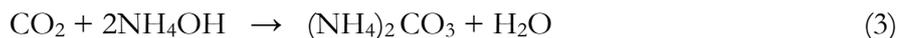
Nello stadio di  $\text{NH}_3$  scrubbing l'ammoniaca è rimossa fino a  $0,03 \text{ g/Nm}^3$  usando acqua di strippaggio dall'unità di desorbimento 70C001



La soluzione ammoniacale in uscita dallo stadio di  $\text{NH}_3$  scrubbing è alimentata in testa allo stadio di  $\text{H}_2\text{S}$  scrubbing. La soluzione ammoniacale arricchita proveniente dalla parte superiore della colonna di  $\text{H}_2\text{S}$  scrubbing insieme all'acqua de-acidificata sono usate per rimuovere la maggior parte dell' $\text{H}_2\text{S}$  nel gas COK nella parte inferiore della colonna, fino a circa  $1 \text{ g/Nm}^3$

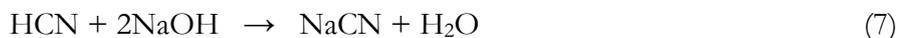


In aggiunta alle suddette reazioni, come reazioni concorrenti, si hanno le seguenti reazioni secondarie:



A causa del relativamente alto contenuto di  $\text{CO}_2$  nel gas COK, l'assorbimento di  $\text{CO}_2$  è la più importante reazione concorrente all'assorbimento di  $\text{H}_2\text{S}$ . La velocità di reazione fra  $\text{H}_2\text{S}$  e  $\text{NH}_4\text{OH}$  è molto più grande di quella fra  $\text{CO}_2$  e  $\text{NH}_4\text{OH}$ . Per trarre vantaggio da tale effetto di cinetica, il tempo di contatto fra gas COK e soluzione di lavaggio nello stadio di  $\text{H}_2\text{S}$  scrubbing deve essere breve. Inoltre, per raggiungere un alto livello di assorbimento, la temperatura negli  $\text{H}_2\text{S}$  e  $\text{NH}_3$  scrubber deve essere la più bassa possibile.

L'ulteriore rimozione di  $\text{H}_2\text{S}$  dal gas COK viene effettuata nella parte superiore della colonna di  $\text{H}_2\text{S}$  scrubbing e nella colonna di  $\text{NH}_3$  scrubbing. La parte intermedia della colonna di  $\text{NH}_3$  scrubbing è progettata come una fase in soda caustica, in cui l' $\text{H}_2\text{S}$  residua e parti delle altre componenti acide nel gas COK sono assorbite, secondo le reazioni seguenti:



Nel trattamento con soda caustica, circa l'80% della soda caustica necessaria per la decomposizione dei composti ammoniacali del gas viene utilizzata. La soluzione con soda formatasi viene scaricata nell'unità di desorbimento 70C001 e successivamente va all'unità di strippaggio ammoniacale.

Al fine di ottenere la prevista rimozione di  $\text{H}_2\text{S}$ , l'acqua de-acidificata, che viene inviata alla fase di  $\text{H}_2\text{S}$  scrubbing, deve avere il più basso possibile tenore di  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ , e  $\text{HCN}$ . La ragione di tale requisito è che un alto tenore di tutte le componenti acide dell'acqua di lavaggio aumenta la pressione di vapore dell' $\text{H}_2\text{S}$ , fattore che impedisce l'assorbimento dell' $\text{H}_2\text{S}$ . Il contenuto di  $\text{NH}_3$  nell'acqua de-acidificata deve essere alto abbastanza, in modo tale che la quantità di  $\text{NH}_3$  nello stadio di  $\text{H}_2\text{S}$  scrubbing può assorbire la quantità prevista di  $\text{H}_2\text{S}$  e le inevitabili quantità delle altre componenti

acide nel gas. L'ammoniaca dissolta nell'acqua di lavaggio dello stadio di H<sub>2</sub>S scrubbing è costituita dall'NH<sub>3</sub> dell'acqua de-acidificata e dall'NH<sub>3</sub> del gas COK, che è assorbita nello scrubber H<sub>2</sub>S e in quello NH<sub>3</sub>.

Normale esercizio.

L'unità di rimozione H<sub>2</sub>S e NH<sub>3</sub> opera come di seguito illustrato. Il gas COK in uscita dagli estrattori con una temperatura di circa 50 °C alimenta la sezione inferiore del nuovo scrubber 44C001. La parte più bassa dello scrubber è progettata come uno stadio di refrigerazione secondaria in cui il gas COK è raffreddato fino ad una temperatura di circa 25 °C, mediante scambio diretto con liquido refrigerante in un pacco di riempimento, avente elevata superficie di contatto sì da garantire un'ottimale efficienza refrigerante.

Dopo il raffreddamento, il gas COK entra nella sezione di H<sub>2</sub>S scrubbing con temperatura adeguata al processo di assorbimento. Il fluido refrigerante è estratto dalla parte bassa dello scrubber, e con la pompa 44P001 è inviato ad uno scambiatore per il suo raffreddamento indiretto con acqua. Il fluido refrigerante primario viene quindi pompato nuovamente, con controllo di portata, fino al circuito di raffreddamento del gas COK operante all'ingresso dello scrubber, dove un vassoio provvede a distribuirlo nel pacco di riempimento ove avviene il raffreddamento del gas. Le condense formatesi durante il raffreddamento del gas COK vengono estratte dallo scrubber, dove opera un circuito con controllo di livello, ed inviate ad un esistente serbatoio di raccolta condense.

Per assicurare un'ampia area di trasferimento di massa per il gas COK e il fluido di lavaggio, lo stadio di H<sub>2</sub>S scrubbing è dotato di un pacco di riempimento analogo a quello presente nel sottostante stadio di raffreddamento secondario. In particolare, ci sono tre distinti pacchi, ciascuno dotato di un vassoio di distribuzione, dove il gas è trattato con acqua ammoniacale di lavaggio. L'acqua ammoniacale è alimentata nel vassoio superiore dello scrubber H<sub>2</sub>S, dopo essere stata estratta dalla sentina dello scrubber NH<sub>3</sub>, dotato di un sistema di controllo di livello e raffreddata nello scambiatore 44E001. Nello scambiatore si ha un raffreddamento indiretto fino a 25 °C dell'acqua ammoniacale, poi rilanciata nello scrubber H<sub>2</sub>S. A valle del passaggio nel secondo pacco dello scrubber H<sub>2</sub>S, l'acqua ammoniacale raccolta in un vassoio inferiore viene estratta mediante la pompa 44P002 ed inviata ad un raffreddamento intermedio nel raffreddatore 44E001 a scambio indiretto dove viene refrigerata fino a 25 °C mediante acqua. L'acqua ammoniacale a 25 °C viene quindi reimpressa nel vassoio di distribuzione superiore del terzo pacco dello scrubber H<sub>2</sub>S. La maggior parte dell'ammoniaca nel gas COK viene rimossa nel passaggio attraverso i due pacchi superiori dello scrubber H<sub>2</sub>S, in accordo al processo di cui alla reazione (1).

Analogamente, nella sezione intermedia dello scrubber H<sub>2</sub>S viene rimossa quasi tutta l'H<sub>2</sub>S, in accordo alla reazione (2). A tal fine, acqua de-acidificata dal de-acidificatore, raffreddata fino a 25 °C nel raffreddatore 44E004 per mezzo di acqua, e acqua di lavaggio ricca in NH<sub>3</sub> dalla parte superiore dello scrubber sono alimentate alla sezione di H<sub>2</sub>S scrubbing attraverso un vassoio distributore. L'acqua de-acidificata è alimentata allo scrubber con controllo di portata.

Lo scarico della sezione intermedia dello stadio di H<sub>2</sub>S scrubbing, ovvero l'acqua arricchita, è estratta da un vassoio di raccolta collocato sotto il pacco della sezione di H<sub>2</sub>S scrubbing ed inviata per gravità al serbatoio per l'acqua arricchita 44T001.

Il gas COK, avente un piccolo tenore di H<sub>2</sub>S e NH<sub>3</sub>, lascia lo stadio di H<sub>2</sub>S scrubbing e viene inviato allo stadio di NH<sub>3</sub> scrubbing. La parte inferiore dello stadio di NH<sub>3</sub> scrubbing è equipaggiata con un

pacco di riempimento analogo a quello già descritto per il precedente scrubber, dove nella parte superiore è collocata la sezione di trattamento con soda caustica. In tale stadio, il contenuto residuo di H<sub>2</sub>S come pure quello degli altri composti acidi nel gas COK sono ulteriormente ridotti per assorbimento nella soluzione di soda.

La soda caustica necessaria per tale trattamento è immagazzinata nell'esistente serbatoio soda caustica e alimentata al miscelatore 44A001 attraverso le esistenti pompe per la soda caustica, con concentrazione del 40% in peso. Nel miscelatore 44A001 la soda caustica concentrata è diluita con acqua di coda dall'unità di desorbimento, fino alla concentrazione di circa il 4% in peso. La soluzione diluita è alimentata, a portata controllata fino ad un vassoio di distribuzione con ugelli. L'assorbimento dei composti acidi del gas COK avviene nel pacco della colonna. La soluzione di soda di risulta è estratta da un vassoio di raccolta collocato inferiormente al pacco di riempimento ed inviata con l'acqua ammoniacale che alimenta l'unità 70 di desorbimento.

Il gas COK, dopo il lavaggio con soluzione di soda, passa attraverso la parte superiore dello stadio di NH<sub>3</sub> scrubbing, costituito da un ulteriore pacco del tipo "a letto" di scambio. Un'ulteriore riduzione di H<sub>2</sub>S, NH<sub>3</sub> e HCN si ha nel passaggio attraverso la parte superiore e la parte inferiore dello stadio di NH<sub>3</sub> scrubbing. In tale sezione di trattamento il gas COK viene a contatto con l'acqua strippata dall'unità di desorbimento 70C001. L'acqua strippata è estratta dal relativo serbatoio 70T001 attraverso la pompa 70P001 ed alimentata al vassoio di distribuzione superiore dello stadio di NH<sub>3</sub> scrubbing. Fra la pompa e lo scrubber NH<sub>3</sub> opera il raffreddatore a scambio indiretto 44E003 che, con acqua, raffredda l'acqua strippata fino a 25 °C. Un vassoio di raccolta è collocato nella parte inferiore del pacco di riempimento superiore dello scrubber NH<sub>3</sub>. Da questo, l'acqua di lavaggio è inviata ad un sottostante vassoio di distribuzione posto superiormente alla sezione inferiore dello stadio di NH<sub>3</sub> scrubbing. L'acqua di lavaggio arricchita in NH<sub>3</sub>, mediante la pompa 44P002, con controllo di livello, viene quindi inviata alla parte superiore dello scrubber H<sub>2</sub>S.

Nell'area delle unità di processo 44 (assorbitore) e 70 (desorbimento) è prevista l'installazione di un vessel di buffer 44D001. Tutti gli esuberi liquidi dall'assorbimento e dal desorbimento sono raccolti in questo serbatoio e inviati attraverso la pompa di travaso 44P003 al serbatoio condense della refrigerazione primaria.

Chimica del processo di desorbimento (unità 70).

Il desorbimento delle componenti acide dall'acqua di lavaggio arricchita e la distruzione dell'ammoniaca rimossa per mezzo della soluzione di soda nello stadio di NH<sub>3</sub> scrubbing viene fatto nel de-acidificatore. Il range di temperatura nella colonna 70C001 è compreso fra 110 °C (sentina) e 85 °C (duomo superiore). Nella de-acidificazione si hanno le seguenti reazioni fondamentali:



Le reazioni del NH<sub>4</sub>Cl con i composti della soluzione di soda sono illustrate, a titolo di esempio, per le reazioni dei composti dell'ammoniaca fissa:

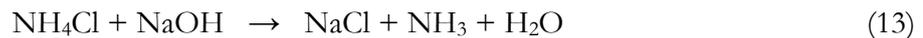




Gli altri composti dell'ammoniaca fissa sono decomposti in maniera analoga. All'incirca la metà dell'acqua che deve essere de-acidificata è alimentata alla sezione intermedia del de-acidificatore 70C001 dopo preriscaldamento, la restante metà è alimentata in testa alla colonna per controllare la temperatura nella sezione superiore del de-acidificatore.

I vapori che fuoriescono dalla parte alta del de-acidificatore, contenenti essenzialmente  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{HCN}$ ,  $\text{NH}_3$  e  $\text{H}_2\text{O}$  (satura a circa  $80\div 85$  °C) sono inviati alla fornace Claus dell'unità di recupero dello zolfo, dove viene prodotto zolfo liquido. L'acqua de-acidificata dalla parte inferiore del de-acidificatore è in parte alimentata allo stadio di  $\text{H}_2\text{S}$  scrubbing come acqua di lavaggio di ricircolo, dopo il suo raffreddamento alla temperatura idonea per il processo di assorbimento. La parte restante è alimentata allo stadio combinato di stripping di  $\text{NH}_3$  libera e fissa, dove quest'ultima viene rimossa. La parte inferiore del de-acidificatore è dotata di un pacco di riempimento di polipropilene a temperatura stabilizzata (PPH).

Lo scopo dello stadio di  $\text{NH}_3$  stripping è di rimuovere l'ammoniaca libera dall'acqua de-acidificata mediante stripping con vapore. Le reazioni fondamentali che si hanno sono:



La soda caustica necessaria è alimentata nello stadio di stripping dell'ammoniaca fissa. L'acqua di risulta che lascia la parte bassa della colonna di stripping viene suddivisa in due stream, uno verso l'impianto WTP COKE, l'altro alimenta lo stadio di  $\text{NH}_3$  scrubbing dall'assorbitore. Dopo raffreddamento a temperatura idonea per l'assorbimento, l'acqua di stripping è utilizzata come acqua di lavaggio per la riduzione del contenuto di ammoniaca nel gas COK.

I vapori ammoniacali che lasciano la parte superiore dello stadio di  $\text{NH}_3$  stripping sono alimentati con vapore nella parte inferiore del de-acidificatore al fine di de-acidificare l'acqua arricchita (ovvero l'acqua di lavaggio ricca in  $\text{H}_2\text{S}$ ) e produrre acqua de-acidificata per lo stadio di  $\text{H}_2\text{S}$  scrubbing.

Normale esercizio.

L'acqua di lavaggio ricca in  $\text{H}_2\text{S}$  (c.d. acqua arricchita) è scaricata dal serbatoio acqua arricchita 44T001 e inviata per mezzo della pompa 44P005, a portata controllata, al de-acidificatore.

Circa il 50% della portata di acqua arricchita è alimentata alla sezione intermedia del de-acidificatore dopo preriscaldamento nel riscaldatore 70E001 fino ad una temperatura di circa 80 °C. Il riscaldatore è uno scambiatore di calore a piatti, con scambio indiretto, il fluido scaldante è parte della acqua de-acidificata calda che viene poi pompata nello scrubber  $\text{H}_2\text{S}$ .

Il restante 50% dell'acqua arricchita, sempre a portata controllata, viene alimentata alla parte sezione superiore del de-acidificatore, dove sono presenti ulteriori pacchi in cui avviene lo scambio termico fra l'acqua fredda arricchita e i vapori provenienti dalla zona inferiore della colonna; controllando la portata dell'acqua arricchita, il meccanismo di scambio consente di avere vapori con temperatura fra 80 e 85 °C in uscita dalla parte alta del de-acidificatore.

Nel de-acidificatore, le componenti acide, essenzialmente  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{CO}_2$  e  $\text{HCN}$ , sono strippate dall'acqua arricchita ad una temperatura di ~100 °C. lo stripping è effettuato dal vapore contenente

ammoniaca proveniente dallo stripping ammoniaca. I vapori in uscita dallo stripping dell'ammoniaca libera sono alimentati dal basso nel de-acidificatore. Vapore addizionale di stripping è fornito da una tubazione vapore connessa alla sezione inferiore del stadio di stripping  $H_2S$ . Il controllo della portata di vapore consente di controllare la temperatura a valle del pacco di riempimento e il tenore di  $NH_3$  nell'acqua de-acidificata.

I vapori contenenti essenzialmente  $NH_3$ ,  $H_2S$ ,  $CO_2$  e  $HCN$  sono inviati al bruciatore del forno Claus 81B001.

L'acqua de-acidificata è estratta dalla sentina del de-acidificatore ad una temperatura di circa  $105\text{ }^\circ\text{C}$  per gravità. Una parte viene passata attraverso lo scambiatore per l'acqua arricchita 70E001 e lo scambiatore per il raffreddamento dell'acqua arricchita 70E002 come acqua di riciclo allo scrubber  $H_2S$ . La parte restante del surplus caldo di acqua de-acidificata viene immessa nello stadio di stripping dell'ammoniaca libera.

Lo stadio di stripping dell'ammoniaca libera è funzionale alla produzione di acqua di stripping per lo scrubbing ammoniacale nella sezione di  $NH_3$  scrubbing. L'alimentazione allo stripping dell'ammoniaca libera è il "gas liquor" (acqua e vapori ammoniacali), la soluzione di soda caustica arricchita dallo scrubber e il surplus di acqua de-acidificata. Il vapore di stripping allo stripping ammoniaca è a portata controllata. Al fine di risparmiare acqua di raffreddamento e vapore alla colonna di stripping, la parte inferiore della colonna di stripping dell'ammoniaca fissa è progettata come un vaporizzatore istantaneo, in cui una parte dell'acqua residua è vaporizzata per riduzione di pressione, ottenuta attraverso l'azione di eiettori di vapore a pressione.

Il vapore di stripping nella colonna di stripping  $NH_3$  è usato per riscaldare l'acqua de-acidificata, per la decomposizione e il desorbimento dei composti ammoniacali e come fluido per il trasporto dell'ammoniaca strippata e dei gas acidi di risulta. La portata di vapore deve essere tale da far sì che le pressioni parziali dei composti nel vapore siano piccole abbastanza per consentire la purezza necessaria dell'acqua strippata. La temperatura dell'acqua di risulta in ingresso al vaporizzatore suddetto è di circa  $110\text{ }^\circ\text{C}$ .

Anche nello stadio di stripping  $NH_3$  l'ammoniaca disciolta e i gas di risulta dell'acqua de-acidificata devono essere strippati per mezzo di vapore per produrre acqua di risulta che è praticamente esente da tali composti. Circa l'80% della soda caustica che è necessaria per la decomposizione dei composti dell'ammoniaca fissa del "gas liquor" è usata nello scrubber  $NH_3$  per l'assorbimento dell' $H_2S$ . La soluzione di soda risultante è inviata insieme al "gas liquor" allo stadio di stripping  $NH_3$ . La quantità di soda caustica è a pH controllato, in modo tale che il pH dell'effluente dallo stripping sia compreso fra 9 e 9.5.

L'acqua calda di risulta è estratta dalla parte bassa del desorbitore per mezzo della pompa 70P003e pompata attraverso lo scambiatore 70E003 dove viene raffreddata fino a  $35\text{ }^\circ\text{C}$  con acqua di raffreddamento (scambio indiretto). L'acqua di risulta raffreddata viene inviata al serbatoio 70T001 e da questo all'impianto WTP COKE.

Lo stadio di stripping  $NH_3$  è dotato di due pacchi di riempimento del tipo a "letto", ciascuno alto circa 6 m. Il pacco superiore è interamente in PPH, mentre il pacco inferiore ha la frazione superiore di 5 m in PPH, e la frazione inferiore di 1 m in acciaio inossidabile. Fra i due pacchi è presente un vassoio di redistribuzione, attraverso il quale l'acqua de-acidificata è distribuita in modo tale da assicurare un idoneo contatto fra acqua e vapore lungo i pacchi. Tutti gli scarichi dal de-acidificatore e

dalla colonna di strippaggio NH<sub>3</sub> sono raccolti nel serbatoio 44D001 e inviati, attraverso una pompa operante su controllo di livello al serbatoio condense della refrigerazione primaria.

#### Sezione MONOCLAUS (unità 81).

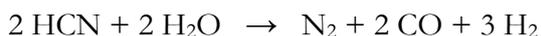
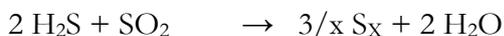
Per la chimica del processo si veda anche il diagramma di processo riportato in Allegato 1, schema UDO-VT-FB-81101.

Nell'impianto MONOCLAUS sono trattati i vapori provenienti dalla sezione di desorbimento. L'NH<sub>3</sub> è frazionata, l'H<sub>2</sub>S è convertito in zolfo puro, mentre l'HCN è convertito in composti non pericolosi. Il gas di scarto, a temperatura di circa 135 °C e pressione di 0,15 mbar viene ricircolato fino alla sezione di aspirazione in testa al trattamento gas. Lo zolfo liquido prodotto è previsto venga stoccato in un vessel riscaldato, da cui può essere pompato per il carico su autobotte.

#### *Fornace Claus (Claus Kiln).*

I vapori dalla sezione di desorbimento, contenenti essenzialmente CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, HCN, NH<sub>3</sub> e H<sub>2</sub>O sono bruciati nella fornace Claus dotata di un bruciatore speciale. Circa 1/3 dell'H<sub>2</sub>S sarà bruciato con produzione di SO<sub>2</sub> mediante iniezione di aria primaria nella camera di combustione. Il calore di combustione produrrà gas a circa 1100 °C. la decomposizione dell'HCN e dell'ammoniaca avrà luogo nella camera di combustione e in un letto catalizzatore. Per ottenere la massima possibile conversione di H<sub>2</sub>S, la porzione di H<sub>2</sub>S e SO<sub>2</sub> saranno aggiustate mediante aggiunta di aria secondaria alla fornace Claus, dopo il letto catalizzatore.

Il processo è basato sulle seguenti reazioni chimiche:

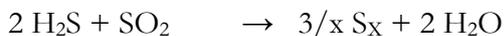


#### *Caldaia a recupero (Waste heat boiler).*

In tale caldaia il gas caldo di processo dalla fornace Claus viene raffreddato fino a circa 150 °C. Durante il raffreddamento lo zolfo puro viene condensato e separato mediante un separatore posto all'uscita della caldaia. Il gas freddo di processo è miscelato con una parte del gas caldo dalla fornace Claus per raggiungere un'adeguata temperatura di ingresso al reattore Claus. Il gas caldo ha temperatura controllata mediante una tubazione collocata all'interno del raffreddatore del gas di processo. La caldaia è dotata di un corpo cilindrico per il vapore, all'interno del quale è installato un fascio tubiero in cui scorre il fluido refrigerante per il raffreddamento del gas caldo di processo proveniente dal reattore Claus fino a circa 140 °C. Durante tale fase lo zolfo puro viene condensato e separato nel separatore posta all'uscita della caldaia. Il gas di coda raffreddato viene quindi ricircolato fino alla sezione di ingresso della refrigerazione primaria. Il vapore prodotto nella caldaia è previsto venga riutilizzato come fluido scaldante nelle altre sezioni d'impianto. L'acqua di blow down della caldaia viene scaricata al trattamento acque.

*Reattore catalitico Claus.*

Il gas di processo dalla caldaia a recupero, riscaldato per miscelazione con parte del gas caldo dalla fornace Claus, entra nel reattore catalitico Claus, dove la reazione avviene in un letto catalitico, in accordo alla seguente reazione principale:



Il gas di processo in uscita dal reattore Claus è inviato al condensatore zolfo per il suo raffreddamento.

*Gestione dello zolfo puro.*

Lo zolfo liquido dallo stadio di separazione nella caldaia a recupero fluisce direttamente a un serbatoio di stoccaggio zolfo, collocato a quota inferiore rispetto al piano di campagna. Dal serbatoio, lo zolfo viene pompato fino ad una postazione di carico per autobotti (vendita).

*Vapore bassa pressione.*

All'interno del corpo cilindrico della caldaia a recupero, viene prodotto vapore a pressione di 2,3÷2,4 bar e temperatura di circa 125 °C. Questo vapore non è sufficiente per il riscaldamento delle tubazioni di trasporto dello zolfo puro, e quindi è previsto venga usato come vapore di strippaggio nell'unità di desorbimento 70C001.

L'impianto MONOCLAUS include anche un degassatore per il trattamento dell'acqua addolcita. Al fine di aggiustare il valore del pH e prevenire fenomeni di corrosione, specifici additivi saranno aggiunti all'acqua addolcita degassata, che viene alimentata alla caldaia a recupero mediante una pompa.

Vapore a bassa pressione dalla rete di stabilimento è previsto venga usato per riscaldare le tubazioni e il serbatoio dello zolfo liquido (vapore saturo a 3,2 bar). Le condense è previsto vengano scaricate al trattamento acque.

Sulla base del tenore di H<sub>2</sub>S nel gas COK, l'impianto MONOCLAUS è previsto che produca fino a 130 kg/h di zolfo e 1700 kg/h di vapore a 1,3 bar (vapore da utilizzare nell'unità di desorbimento CYCLASULF).

Il lay-out dei sottoprodotti della cokeria, a fronte delle modifiche illustrate nel presente paragrafo, è riportato nella seguente FFF.

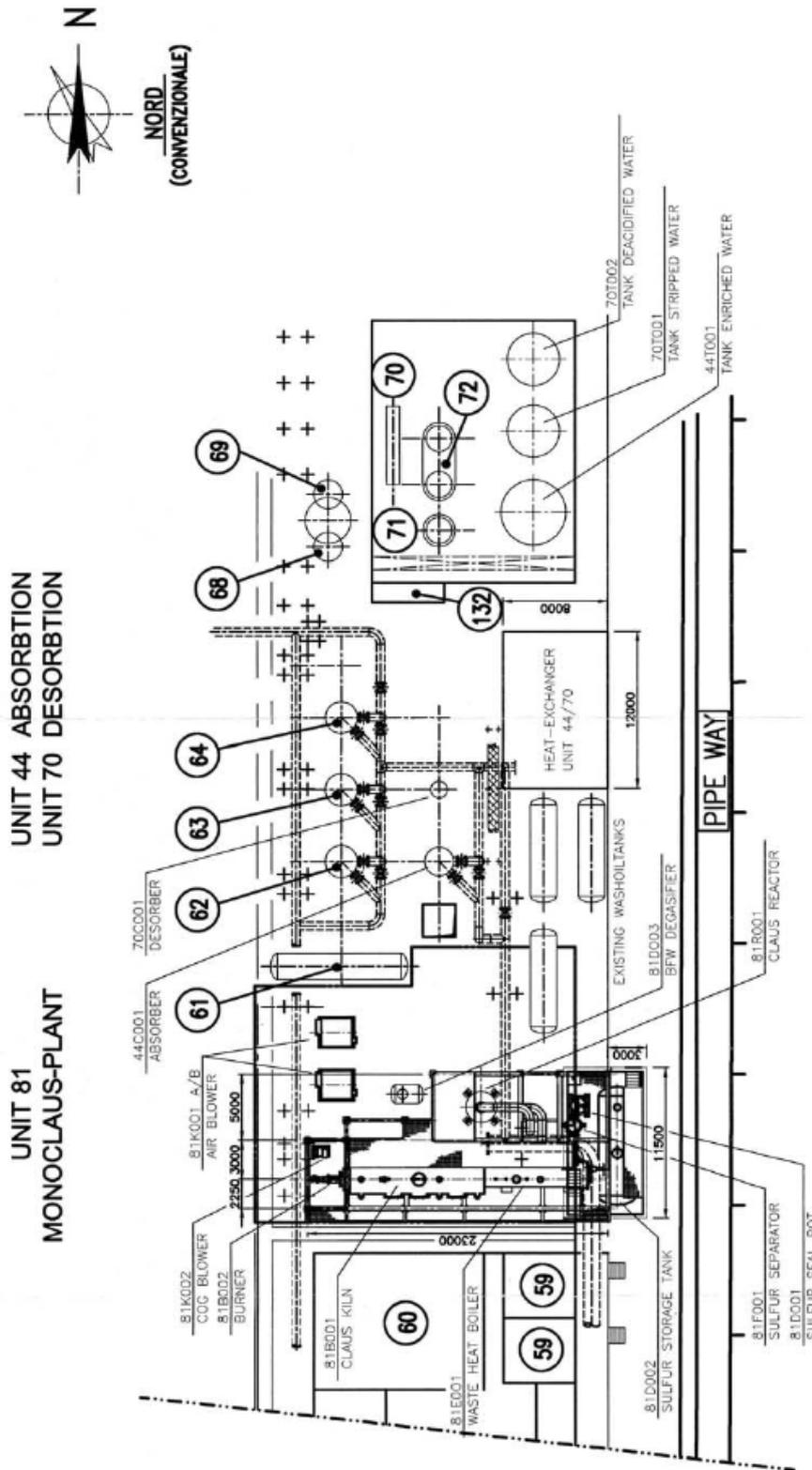


Figura 3: Layout sottoprodotti di cokeria con impianto di desolfurazione.

### 3.3 ULTERIORI INTERVENTI

#### Revamping e modifica sezione denaftalinaggio per rimozione BTX.

Per le relative modifiche impiantistiche si veda anche il diagramma di processo in Allegato 1, schema HTS-11012-003-A.

A valle dell'esistente scrubber NH<sub>3</sub>, il naftalene è rimosso dal gas COK nello scrubber naftalene mediante olio di lavaggio gas (prodotto a base di composti di catrame, di provata efficacia per tale tipologia di trattamento). L'olio arricchito in naftalene viene successivamente depurato e rigenerato per la sua successiva riutilizzazione.

Per un efficace processo di rimozione del naftalene e dei BTX, è richiesta una temperatura del gas COK di 20÷25 °C. A tal fine, è previsto che il gas venga raffreddato fino a 25 °C negli scrubber NH<sub>3</sub>, che opereranno anche come unità a raffreddamento diretto.

A valle della sezione di desolforazione e rimozione ammoniacca, il gas è previsto venga trattato nella colonna di denaftalinaggio T-901, che verrà modificata con inserimento di tre stadi di trattamento nella parte inferiore e nella parte intermedia della colonna. Il fluido di trattamento è l'olio di lavaggio gas, con portata di circa 30 m<sup>3</sup>/h.

L'olio di lavaggio arricchito è preriscaldato con vapore negli scambiatori HE-901A/B e quindi riscaldato con vapore negli scambiatori HE-902A/B prima del suo ingresso in uno dei vassoi di distribuzione della colonna C-901, dove viene insufflato vapore dal basso. La corrente liquida dopo stripping arriva alla sentina della colonna, mentre nella parte alta fluisce la miscela con vapori e componenti aventi punto di ebollizione < 180 °C, e la frazione di olio e naftalene è rimossa nelle sezioni intermedie, da cui il naftalene confluisce nell'unità T-904. La frazione di olio con naftalene è invece in parte inviata nella colonna C-902, dove viene trattato con vapore. I vapori in uscita dalla colonna vengono quindi ricircolati alla colonna C-901, mentre la frazione catramosa raccolta in basso viene inviata all'unità T-904.

L'olio di lavaggio rigenerato (ovvero depurato dal naftalene) si raccoglie nella sentina della colonna, da cui, mediante pompe viene fatto passare in uno scambiatore e da questo nel serbatoio di stoccaggio, per il suo riutilizzo.

I vapori in uscita dall'alto della colonna C-901 sono quindi condensati e raffreddati e confluiscono nell'unità T-904. Nell'unità T-904, i BTX condensati sono inviati nel serbatoio T-905, il catrame recuperato viene inviato ai decantatori catrame. Dal serbatoio T-905 i BTX sono estratti mediante le pompe P-909A/B e destinate alla vendita.

#### 4 CRONOPROGRAMMA INTERVENTI

Relativamente all'intervento di installazione del nuovo impianto di desolfurazione gas COK, si riporta nella seguente tabella il cronoprogramma degli interventi proposto dal fornitore.

Fase attività	Completamento dopo mesi
Ingegneria di base	6
Ingegneria di dettaglio	10
Assemblaggio apparecchiature e fornitura sul sito	12
Costruzione e realizzazione in sito	14
Commissioning impianto	17

I tempi sono da intendersi dal conferimento dell'eventuale incarico.

Considerando che con decreto emesso in data 06.11.2013 il Ministro del Ministero dello Sviluppo Economico ha approvato il Programma predisposto dal Commissario Straordinario nominato nell'ambito della Procedura di Amministrazione Straordinaria attivata per la Lucchini S.p.A. dal MSE con decreto del 21.12.2012 quanto illustrato nel presente documento è da intendersi quale Studio avanzato di Fattibilità di quanto richiesto, da finalizzare all'esito di quanto emergerà in fase di attuazione del programma approvato dal MSE in merito al quale l'attuale Commissario Straordinario ha ricevuto mandato di operare.

## **ALLEGATO 1: ELABORATI GRAFICI**

Tavola 1: Planimetria cokeria (assetto attuale)

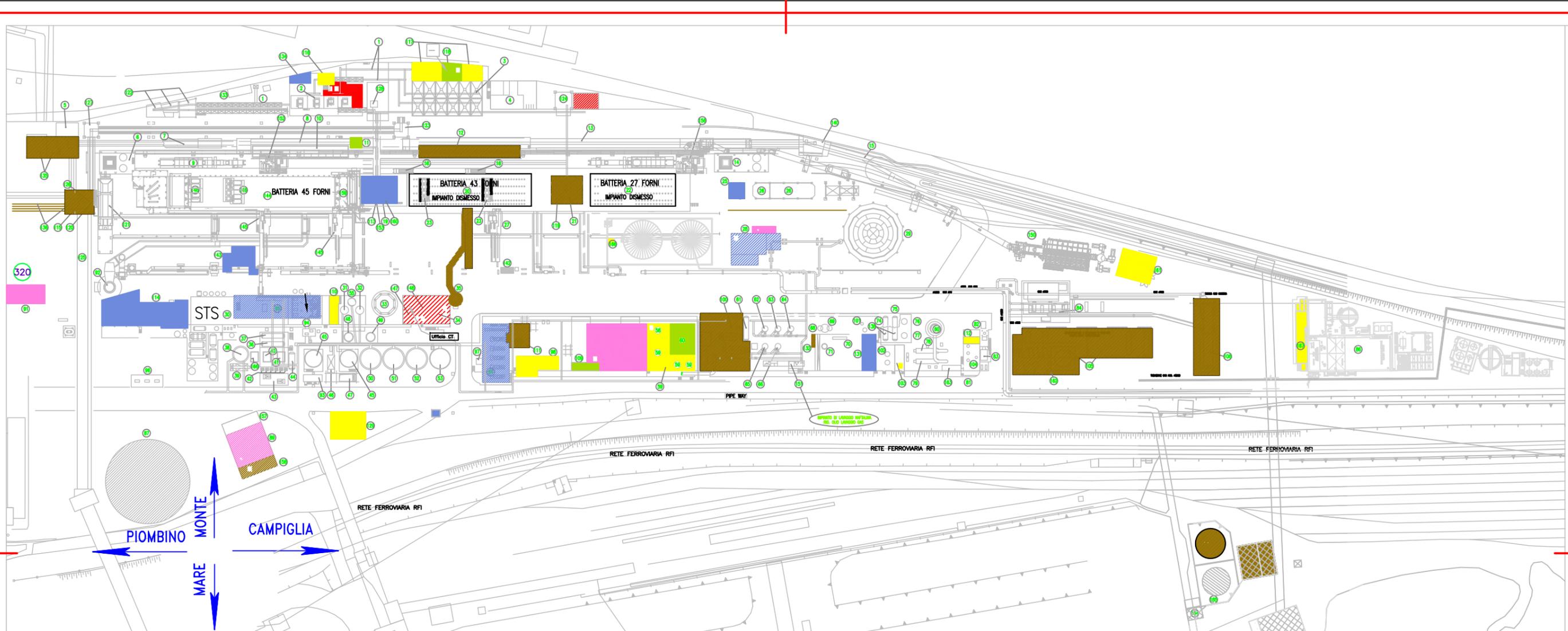
Tavola 2: Schema di flusso gas di cokeria (UDO-VT-FB-00101)

Tavola 3: Diagramma di flusso di processo H<sub>2</sub>S/NH<sub>3</sub> scrubber (UDO-VT-FB-44101)

Tavola 4: Diagramma di flusso di processo H<sub>2</sub>S/NH<sub>3</sub> distillazione – desorbimento (unità 70)  
(UDO-VT-FB-70101)

Tavola 5: Unità MONOCLAUS (unità 81) (UDO-VT-FB-81101)

Tavola 6: Schema processo per rimozione BTX (HTS-11012-003-A)



**LEGENDA**

- 1 NASTRI FOSSILI "K"
- 2 MULINO MACINAZIONE FOSSILE
- 3 SILO STOCCAGGIO FOSSILE
- 4 MENSA (P1) / SPOGLIATOI COK (1P)
- 5 SILO STOCCAGGIO COKE EMERGENZA
- 6 TORRE SPEGNIMENTO COK (PIO.)
- 7 K 38b NASTRO EMERGENZA
- 8 K 38 NASTRO REVERSIBILE
- 9 CARRO COKE
- 10 RAMPA 45 FORNI
- 11 CABINA CONTROLLO RAMPE
- 12 RAMPA 27 FORNI
- 13 NASTRO EVACUAZIONE COKE KC 1
- 14 TORRE SPEGNIMENTO COKE
- 15 NASTRO COKE KC 2
- 16 TRANSFER CAR
- 19 TORRE FOSSILE 1 + CE INVERSIONE 45 FORNI
- 20 BATTERIA 43 FORNI (CEC) ferma
- 21 TORRE FOSSILE 2 (DISMESSA)
- 22 BATTERIA 27 FORNI (CEC) (DISMESSA)
- 23 CARICATRICE Carbotecnica (DISMESSA)
- 25 SALA POMPE (L. CAMP.)
- 26 VASCHE ACQUA SPEGNIMENTO (CAMP.)
- 27 SFORNATRICE OMEV (RISERVA BATTERIA 45F)
- 28 OFFICINA COK / SEC
- 29 GASOMETRO GAS COKE (STS)
- 30 PRODUIZ. ACQUA DEMI (STS)
- 31 ELETTROFILTRO DECATRAMATORE 1
- 32 ELETTROFILTRO DECATRAMATORE 2
- 33 PIEZOMETRICO ACQUA INDUSTRIALE (STS)
- 34 UFFICI COK / CABINA ELETTRICA
- 35 CMINIERA BATTERIA 43 FORNI (DISMESSA)
- 36 501 - RACCOLTA CONDENSE REFRIG. PRIMARI
- 37 501 bis - RACCOLTA CONDENSE REFRIG. PRIMARI
- 38 SEPARATORE (OTTO)
- 39 PRESEPARATORE (OTTO)
- 40 TORRE REFRIG. PRIMARIA T 1
- 41 TORRE REFRIG. PRIMARIA T 2
- 166 TORRE REFRIG. PRIMARIA T 3
- 42 N° 6 SCAMBIATORI ACQUA MARE
- 43 GRUPPO FRIGO
- 44 RACCOLTA CATRAME DI PRODUIZ.
- 45 SEPARATORI STILL
- 46 PRESEPARATORE STILL
- 47 RECUPERO MELME CATRAMOSE
- 48 RACCOLTA SCARICHE CONDENSE
- 49 RACCOLTA SCARICHE CONDENSE
- 50 DEPOSITO CATRAME 1
- 51 DEPOSITO CATRAME 2
- 52 DEPOSITO CATRAME 3
- 53 DEPOSITO POLMONE
- 54 SALA ESTRATTORI GAS
- 55 ELETTROFILTRO DECATRAMATORE 3
- 57 MAGAZZINO MATERIALI VARI METALLICI
- 58 CABINA ELETTRICA ECOLOGICO
- 59 CABINA ELETTRICA STS
- 60 SALA CONTROLLO ECOLOGICO
- 61 533 - RECUPERO H<sub>2</sub>O LAVAGGIO NH3
- 62 511.1 - LAVATORE NH3 (LINEA OTTO)
- 63 511.2 - LAVATORE NH3 (LINEA OTTO)
- 64 LAVATORI OTTO NAFTALINA
- 65 512.1 - LAVATORE NH3 (LINEA CEC)
- 66 512.2 - LAVATORE NH3 (LINEA CEC)
- 67 LAVATORI CEC NAFTALINA
- 68 331.1 - MISCELATORI Me<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>
- 69 331.2 - MISCELATORI Me<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>
- 70 227 - DEFLAMMATORE 1
- 71 211 - STRIPPAGGIO NH3 (DA LAVAGGIO)
- 72 216.1/2 - STRIPPAGGIO NH3 (SUPERO BARILETTI)
- 73 TORRI STRIPPAGGIO EX BENZOLDO (DISUSO)
- 74 535 - STOCCAGGIO H<sub>2</sub>O PER LAVAGGIO FILTRI
- 75 534 - STOCCAGGIO H<sub>2</sub>O AMMON. SPORCA
- 76 443.1 - FILTRO A GHIAIA
- 77 443.2 - FILTRO A GHIAIA
- 78 166.1 - FORNO INCENERITORE NH3
- 79 166.2 - FORNO INCENERITORE NH3
- 80 CIMINIERA ECOLOGICO
- 81 SILOS CARBONI ATTM DEFENOLAGGIO
- 82 POST COMBUSTIONE
- 83 FORNO WSO
- 84 SOFFIANTI GAS COK (STS)
- 85 NASTRO COKE KC3
- 86 NUOVO IMPIANTO WTP COKE
- 87 GASOMETRO GAS AFO (STS)
- 89 MAGAZZINO MAN2 COK
- 91 MAGAZZINO CAVI E REFRATTARI
- 92 CIMINIERA BATTERIA 45 FORNI
- 93 CASSONE RIPOMPAGGIO ACQUA AMMON.
- 94 SALA POMPE ACQUA AMMON. RAFFRED. BARILETTI
- 95 SALA POMPA DIESEL EMERGENZA (GRUPPO ELETTROGENO)
- 96 N.O3 FILTRI LEMCO
- 97 ASKANIE REGUL. ESTRATTORE
- 98 CABINA Elett. ESTRATTORI
- 99 MAGAZZINO MATERIALI VARI E ROTTAMI
- 100 IMP. DI DESOLFORAZIONE (FUORI SERVIZIO)
- 101 DEPOS. 134 (ACQUE AMMON. TRATT. STRIPP.)
- 102 COLONNE STRIPP. AMMONIACA K-101 / K-102
- 103 CABINA Elett. FORNI NH3
- 104 RICIRC. CARB. ATTM
- 105 EX DEPOS. OLIO LAVAG. GAS (DISUSO)
- 106 EX VASCA NAFTALINA (DISUSO)
- 109 SALA CONTROLLO OLIVOTTO (DISMESSO)
- 110 CAB. QUADRI DECATRAMATORI
- 111 CAB. QUADRI IMP. SOTTOPRODOTTI
- 112 CAB. ELETTRICA DEFENOLAGGIO
- 113 CAB. ELETTRICA 45 FORNI (P.T.)
- 114 PULPITO DISTRIB. FLUIDI (STS)
- 115 CAB. Elett. ESTINZ. 42 FORNI (P.T.)
- 116 CAB. 3 KW. MACINE FOSSILE (P.T.)
- 117 QUADRI P.C. M.C.C. MACIN. FOSSILE
- 118 SALA CONTROLLO MACINAZIONE
- 119 CAB. Elett. INVERSIONE 27 FORNI
- 120 SALA POMPE SPEGNIMENTO (PIO.)
- 121 VASCHE SPEGNIMENTO (PIO.)
- 122 TORRETTE "K9 bis"
- 123 TORRETTA "N8"
- 124 TORRETTA "K16"
- 125 NASTRO FOSSILI "N6"
- 126 TORRETTA "N6"
- 127 TORRETTA "N7"
- 128 TORRETTA "K11"
- 129 CABINA ELETTRICA (STS)
- 130 TORRETTA "K22"
- 131 LOCALE ATTREZZISTI SOTTOPRODOTTI
- 132 LOCALE DISMESSO
- 133 IMPIANTO RECICLO MELME CATRAMOSE
- 134 LOCALE ATTREZZISTI PEV.
- 135 SILOS IN DISUSO
- 136 NASTRO & TORRETTA IN DISUSO
- 137 MAGAZZINO MINUT. MECCANICA
- 138 531.1/2 STOCC. H<sub>2</sub>O AMMON. SUPERO BARILETTI
- 140 TORRETTA KC1
- 142 SERVIZIO IGIENICO
- 143 LOCALE MIX AFO-COK 45 FORNI
- 144 NUOVA BATTERIA 45 FORNI + GALLERIA INVERSIONE
- 145 SFORNATRICE Henderson
- 146 CARICATRICE Henderson
- 147 SALA CONTROLLO + UFFICI (1° piano)
- 148 CABINA ELETTRICA 3KV
- 149 CAMINELLE
- 150 TRATTAMENTO FUMI SFORNAMENTO - BATTERIA 45F
- 151 IMPIANTO LAVAGGIO NAFTALINA-RIGENERAZIONE OLIO LAVAGGIO GAS
- 152 TRANSFER CAR
- 153 TORRE DI CARICA MODIFICATA
- 157 P.T. DEPOSITO MATERIALI VARI  
PIANO PRIMO : LOCALI NON UTILIZZATI
- 158 LOCALI P.T. E PIANO PRIMO AD USO UFFICI NON UTILIZZATI
- 159 LOCALE VENTILATORI
- 160 CENTRALE OLEODINAMICA INVERSIONE 45F  
E PULPITO LOCALE QUADRI
- 161 CABINA ELETTRICA IMPIANTO TRATTAMENTO FUMI
- 162 IMPIANTO DENOX FUMI ALLA CIMINIERA
- 163 IMPIANTO RECICLO MELME CATRAMOSE
- 164 SALA POMPE CATRAME DARSENA
- 165 DEPOSITO DI CATRAME
- 166 CABINA ELETTRICA VEOLIA
- 167 CABINA ELETTRICA BIOLOGICO

**LEGENDA**

- IMPIANTI/EDIFICI DISMESSI
- EDIFICI CIVILI (UFFICI-SPOGLIATOI-MENSE-ARCHIVI)
- CABINE ELETTRICHE
- EDIFICI PER LAVORAZIONI E/O IMPIANTI TECNOLOGICI
- LOCALI AD USO DEPOSITO
- CABINE DI CONTROLLO



**THEMAS s.r.l.**  
Via Rustichello da Pisa, 8 - 50126 PISA  
Tel. 050/41384 Fax 050/2207388

Cliente:

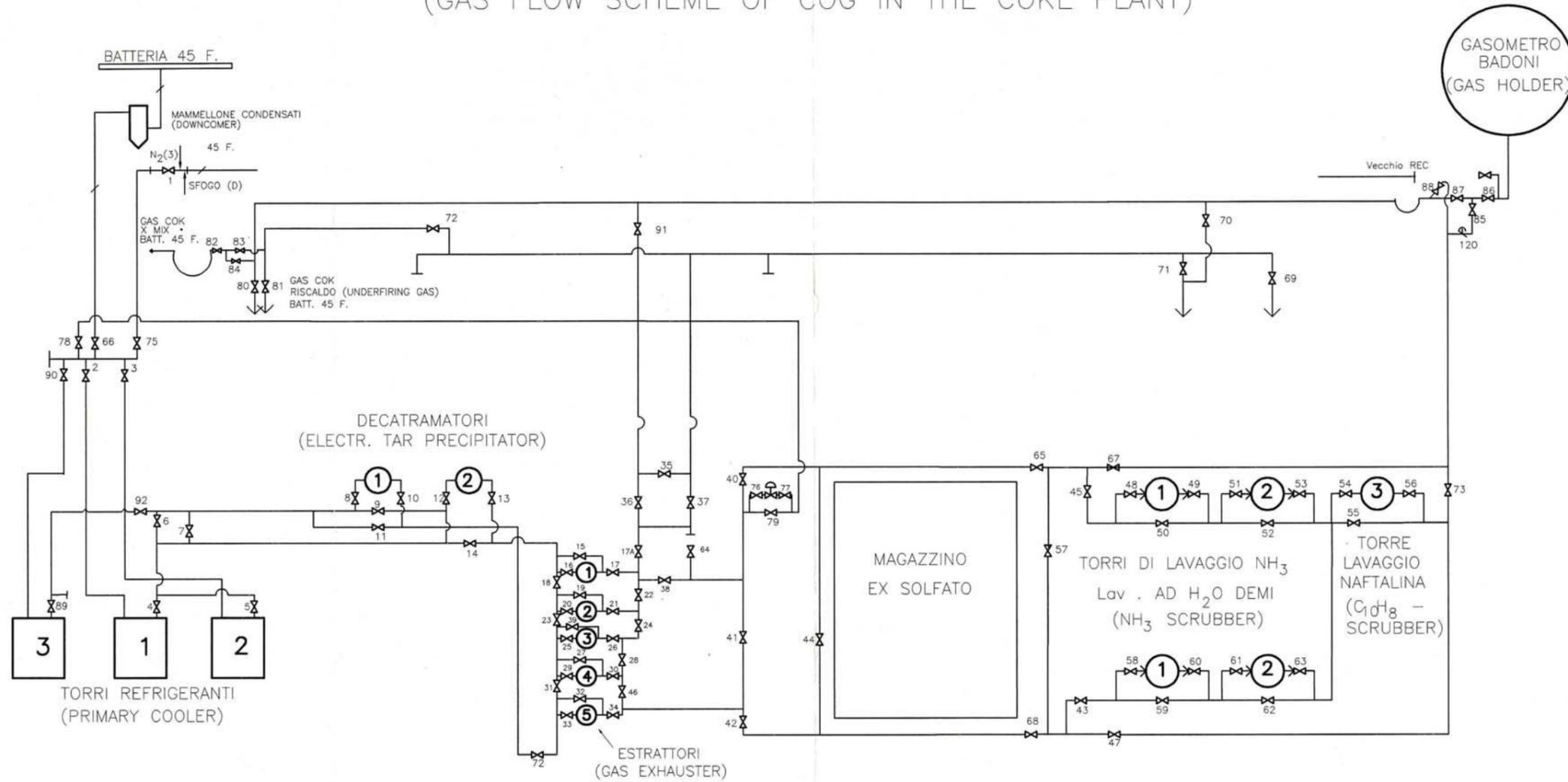
**LUCCHINI**  
57025 PIOMBINO - Largo Caduti sul Lavoro 21 - TEL 0565.64111

All./Tav./Fig.:	REVISIONE	DESCRIZIONE	DISEGNATO
Tavola 1	a		
	b		
	c		
	d		

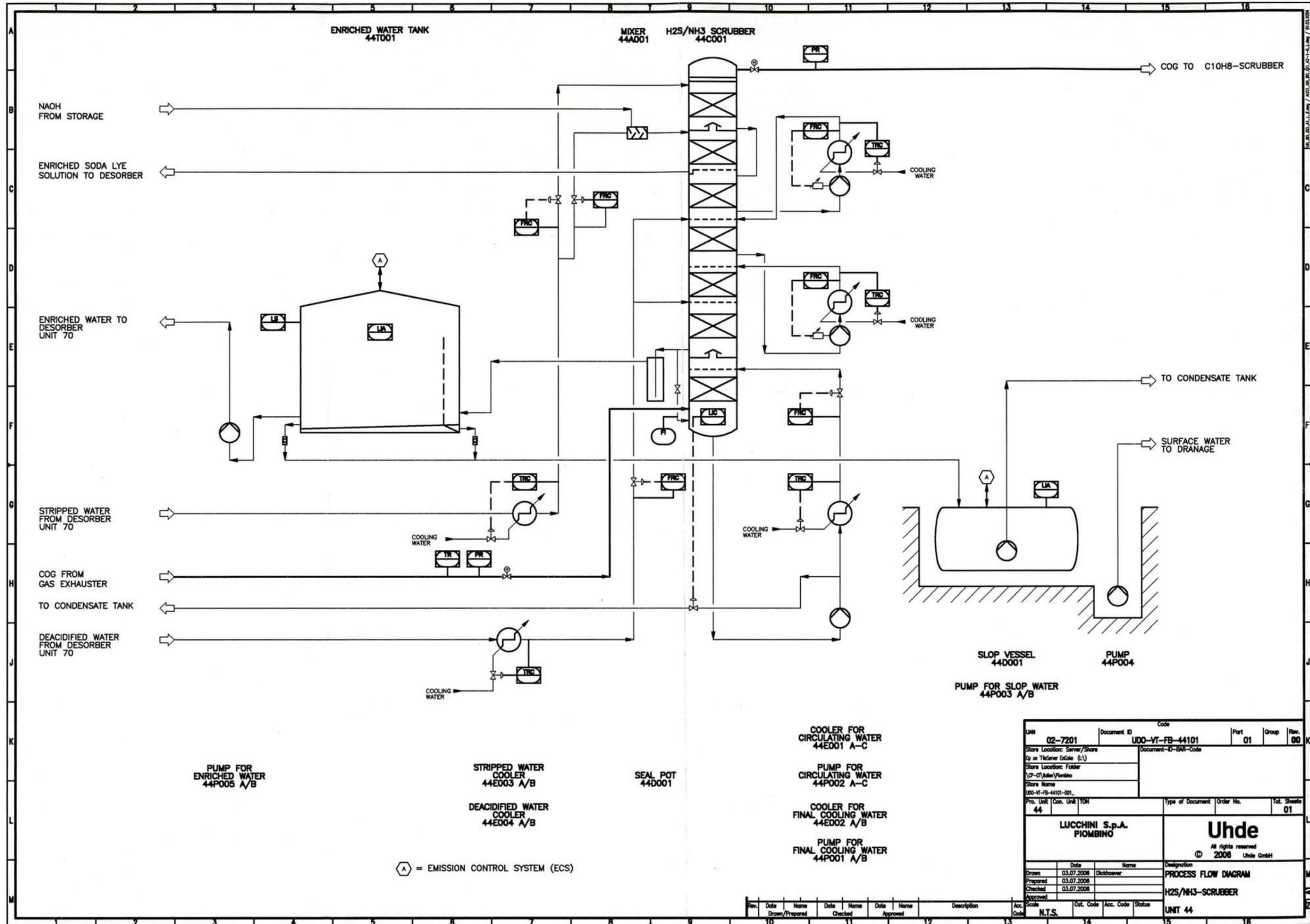
**Titolo: Area Cokeria (COK)**  
**Planimetria generale (assetto attuale)**

Data Emissione:	Dis.: M.Leonardi	Scala:	Formato foglio:	note:
30/09/13		---	A3	---
	Appr.:			

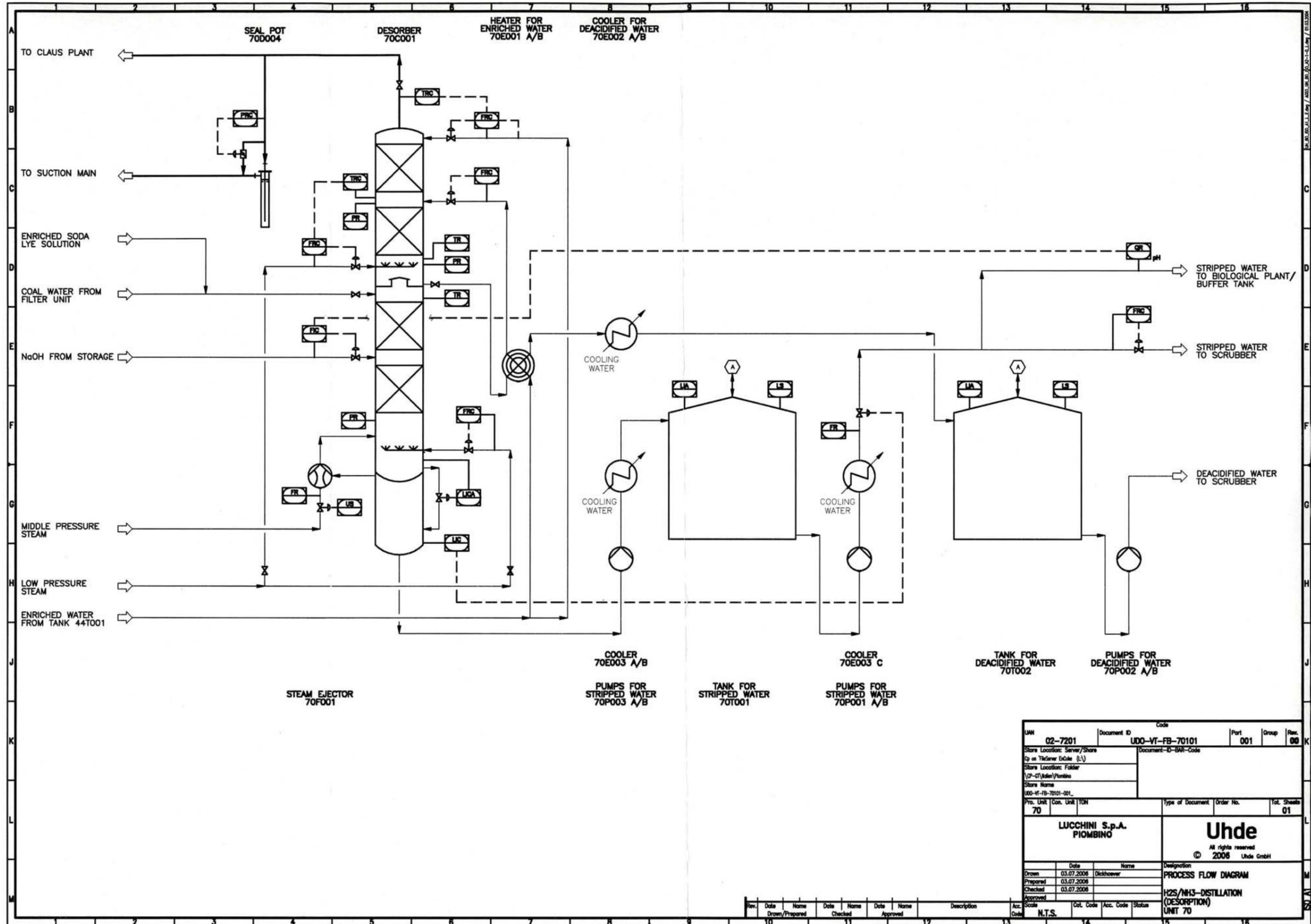
SCHEMA DI FLUSSO GAS DI PRODUZIONE E DI CONSUMO COKERIA  
(GAS FLOW SCHEME OF COG IN THE COKE PLANT)



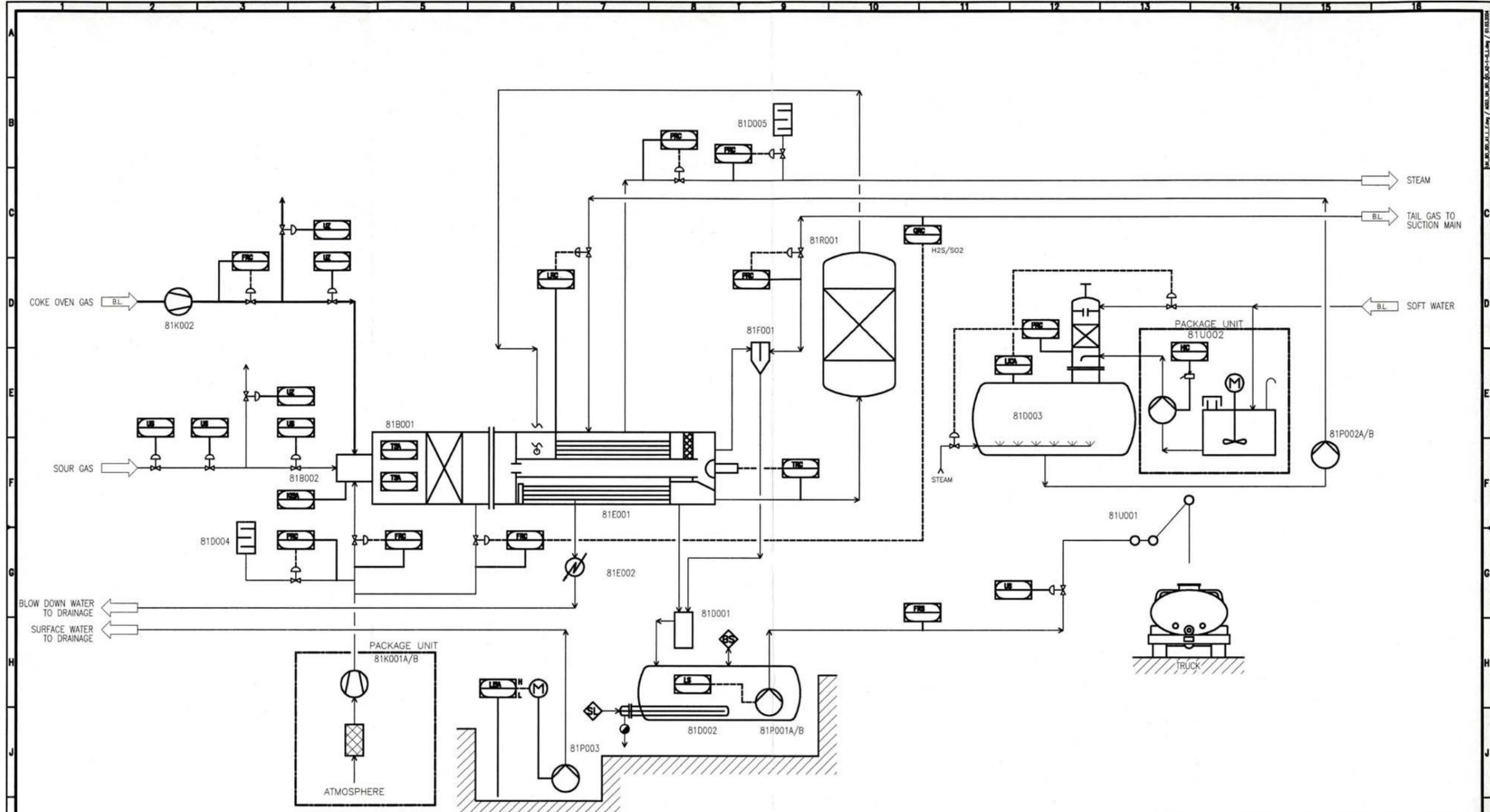
UHM	02-7201	Document ID	UDO-VI-FB-00101	Part	Group	Rev.	00					
Store Location: Server/Share		Document-ID-BAR-Code										
Store Location: Folder												
Store Name		UDO-VI-FB-00101.dwg										
Pro. Unit	Con. Unit	TOM	Type of Document	Order No.	Tot. Sheets		1					
LUCCHINI S.p.A. PIOMBINO			Udde									
			All rights reserved © 2005 Udde GmbH									
Date	Name	Designation										
Drawn	30.06.2008	Bohr	BLOCK FLOW DIAGRAM									
Prepared												
Checked												
Approved												
Rev.	Date	Name	Date	Name	Date	Name	Description	Acc. Code	Scale	Col. Code	Acc. Code	Status
									%			



UW	02-7201	Document ID	UDO-VT-FB-44101	Part	01	Group	00
Store Location: Server/Share		Document-D-SM-Code					
Op on TMServer ExCode (L:)							
Store Location: Folder							
UD-01_Aden/Piombo							
Store Name							
UD-VT-FB-44101-001							
Pro. Unit	44	Con. Unit	TON	Type of Document	Order No.	Tot. Sheets	01
LUCCHINI S.p.A. PIOMBINO				Udde All rights reserved © 2006 Udde GrubH			
Date	03.07.2006	Name	Dickboover	Designation			
Drawn	03.07.2006			PROCESS FLOW DIAGRAM			
Prepared	03.07.2006			H2S/NH3-SCRUBBER			
Checked	03.07.2006			UNIT 44			
Approved							
Rev.	Date	Name	Date	Name	Date	Name	Description
		Drawn/Prepared	Checked	Approved			
					Acc. Code	Scale	N.T.S.



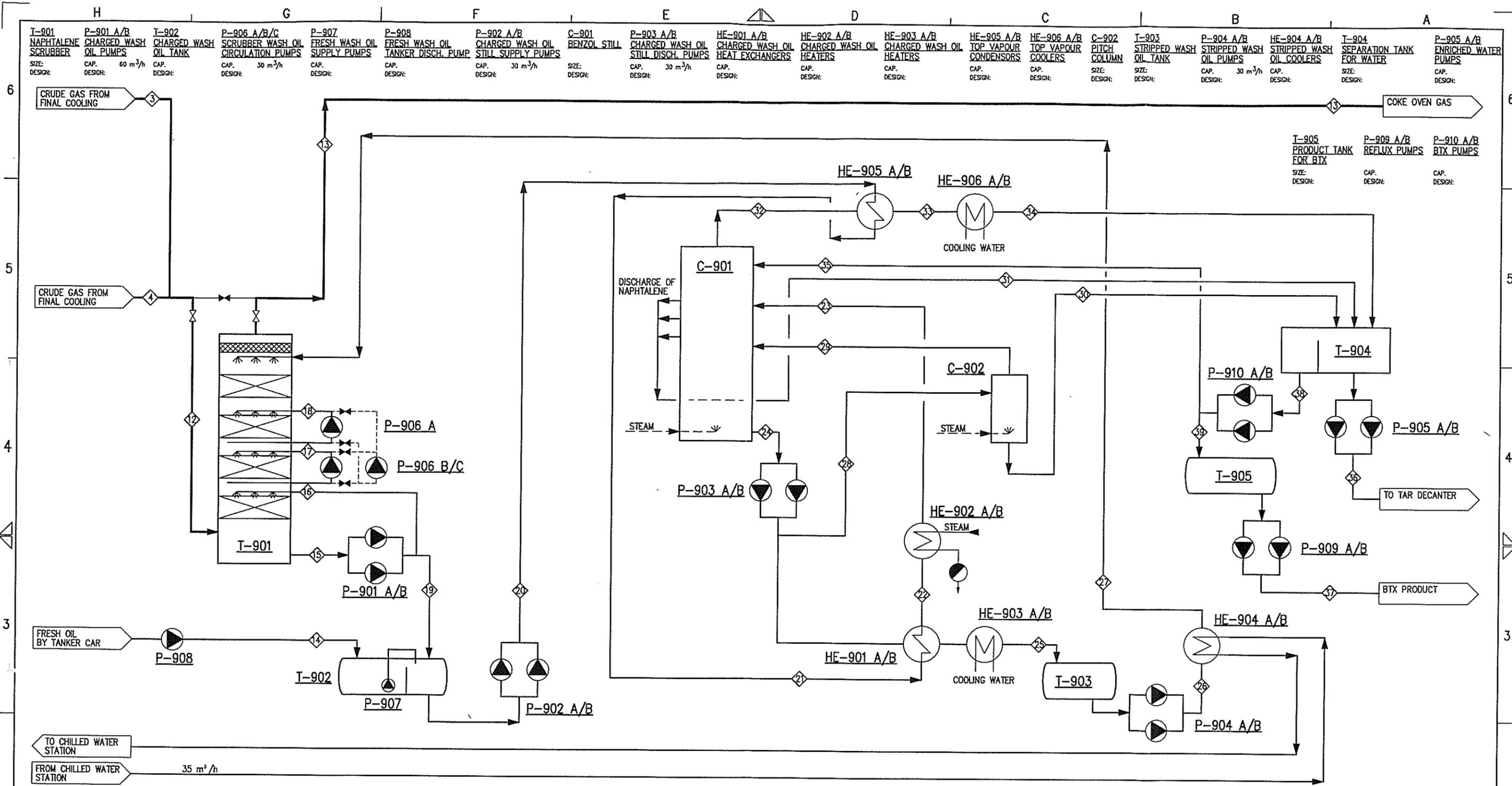
UW	02-7201	Document ID	UDD-VT-FB-70101	Part	001	Group	Rev.	08
Store Location: Server/Share		Document-D-BAR-Code						
Op on This Server ExCode (L/L)								
Store Location: Folder								
Store Name								
UDD-VT-FB-70101-001								
Pro. Unit	70	Con. Unit	TON	Type of Document	Order No.	Tot. Sheets		01
LUCCHINI S.p.A. PIOMBINO				Udde All rights reserved © 2008 Udde GmbH				
Date	Name	Designation						
Drawn	03.07.2008	PROCESS FLOW DIAGRAM						
Prepared	03.07.2008							
Checked	03.07.2008							
Approved		H2S/NH3-DISTILLATION (DESORPTION) UNIT 70						
Rev.	Date	Name	Date	Name	Date	Name	Description	Acc. Code
	Drawn/Prepared	Checked	Approved					N.T.S.



81B001	CLAUS KILN	81D003	BFW DEGASIFIER	81K002	COG BLOWER	81R001	CLAUS REACTOR
81B002	BURNER	81D004	AIR SILENCER	81E002	SAMPLE/ BLOW DOWN COOLER	81P001A/B	PUMP FOR LIQUID SULFUR
81D001	SULFUR SEAL POT	81D005	LP STEAM SILENCER	81F001	SULFUR SEPARATOR	81P002A/B	PUMP FOR BFW
81D002	SULFUR STORAGE VESSEL	81E001	PROCESS GAS COOLER	81K001A/B	AIR BLOWER AS PACKAGE UNIT	81P003	DRAIN PUMP

= LOW PRESSURE STEAM  
 = BLANKETING SYSTEM

UUN	02-7201	Document ID	UOO-VT-FB-81101	Part	Group	Rev.	00
Store Location: Server/Share		\\cp-on FileServer (L:\)					
Store Location: Folder		\\CP-GT\Italien\Plombino\Zeichnungen					
Store Name		UOO-VT-FB-81101.dwg					
Pro. Unit	81	Con. Unit	TON	Type of Document	Order No.	Vol. Sheets	1
LUCCHINI S.p.A. PIOMBINO				<b>Uhde</b> All rights reserved © 2005 Uhde GmbH			
Drawn	19.06.2006	Bohr		Designation		MONOCLAUS-UNIT	
Prepared							
Checked							
Approved							
Rev.	Date	Name	Date	Name	Date	Name	Description
	Drawn/Prepared	Checked	Approved				
Acc. Code	%	Col. Code	Acc. Code	Status	UNIT 81		



STREAM NUMBER	3			4			12			13			14			15			16			17			18			19			20			21			22			23			24			25			26			27			28		
	MIN	NORM	MAX	MIN	NORM	MAX	MIN	NORM	MAX	MIN	NORM	MAX	MIN	NORM	MAX	MIN	NORM	MAX	MIN	NORM	MAX	MIN	NORM	MAX	MIN	NORM	MAX	MIN	NORM	MAX																											
MEDIUM	CRUDE GAS			FRESH WASH OIL			WASH OIL			WASH OIL			WASH OIL			WASH OIL			CHARGED WASH OIL			CHARGED WASH OIL			CHARGED WASH OIL			CHARGED WASH OIL			CHARGED WASH OIL			STRIPPED WASH OIL			WASH OIL																				
MASS FLOW	[kg/h (*1000)]			[kg/h (*1000)]			[kg/h (*1000)]			[kg/h (*1000)]			[kg/h (*1000)]			[kg/h (*1000)]			[kg/h (*1000)]			[kg/h (*1000)]			[kg/h (*1000)]																																
DENSITY	[kg/m³]			[kg/m³]			[kg/m³]			[kg/m³]			[kg/m³]			[kg/m³]			[kg/m³]			[kg/m³]			[kg/m³]																																
VOLUME FLOW	[m³/h]			[m³/h]			[m³/h]			[m³/h]			[m³/h]			[m³/h]			[m³/h]			[m³/h]			[m³/h]																																
TEMPERATURE	[°C]			[°C]			[°C]			[°C]			[°C]			[°C]			[°C]			[°C]			[°C]																																
PRESSURE	[bar (g)]			[bar (g)]			[bar (g)]			[bar (g)]			[bar (g)]			[bar (g)]			[bar (g)]			[bar (g)]			[bar (g)]																																
VELOCITY	[m/s]			[m/s]			[m/s]			[m/s]			[m/s]			[m/s]			[m/s]			[m/s]			[m/s]																																

STREAM NUMBER	30			31			32			33			34			35			36			37			38			39				
	MIN	NORM	MAX	MIN	NORM																											
MEDIUM	PITCH			NAPHTALENE			TOP VAPOUR			TOP CONDENSATE			TOP CONDENSATE			REFLUX			CRUDE TAR			BTX			BTX			BTX				
MASS FLOW	[kg/h (*1000)]																															
DENSITY	[kg/m³]																															
VOLUME FLOW	[m³/h]																															
TEMPERATURE	[°C]																															
PRESSURE	[bar (g)]																															
VELOCITY	[m/s]																															

C:\MY DOCUMENTS\11012-003.DWG 08 APR 2000 15:57 R14

REFERENCES: DWG. NO.

CLIENT: LUCCHINI IMPIANTI S.r.l. PIOMBINO ITALY

Hoogovens Technical Services Europe BV

PROJECT No.: 11012 NAME: R. van Putten DATE: MARCH 2000

SCALE: HTS CHECKED: APPROVED:

DRAWING No.: 11012-003 REV.: A

GAS CLEANING PLANT PROCESS FLOW DIAGRAM NAPHTALENE SCRUBBER ALTERNATIVE B

ALL RIGHTS RESERVED. THIS IS A COMMERCIAL DRAWING AND IS SUPPLIED FOR USE FOR AN AUTHORIZED JOB. THIS DRAWING OR ANY INFORMATION THEREFROM, SHALL NOT BE REPRODUCED, COPIED, OR REPRODUCED EITHER WHOLLY OR IN PART, EXCEPT IN CONNECTION WITH SUCH USE AND WITH THE PRIOR WRITTEN CONSENT OF HOOGOVENS TECHNICAL SERVICES. THIS DRAWING MAY NOT BE USED FOR CONSTRUCTION OR FABRICATION UNTIL SIGNED AS CHECKED AND APPROVED.

© 2000 Hoogovens Technical Services Europe BV

REV.: A MARCH 2000 FOR PROPOSAL RVP AME

DESCRIPTION: DRAWN: CHECKED: APPR.: