



Piattaforma polifunzionale per il trattamento dei rifiuti liquidi

Sede legale: Strada Calvani, 8 - 70124 Bari

Sede operativa: località Spiggiano Canale - 73054 Presicce - Acquarica (Le)

Aggiornamento per riesame/rinnovo a seguito della

- Pubblicazione della decisione della commissione n.2018/1147 del 10/08/2018 "Conclusioni sulle Migliori Tecnologie Disponibili (BAT) per il trattamento dei rifiuti" ai sensi della direttiva 2010/75/Ue del Parlamento Europeo e del Consiglio"
- L.R.32/2018: disciplina in materia di emissioni odorigene



Riferimenti catastali: Fg. 19 p.lla 524

Autorizzazione Integrata Ambientale vigente:
DDR 117 del 18/05/2011

Consulenza tecnica:

Ing. Antonio Daniele Buccolieri
Via Grassi, 113 - 73100 Lecce
e-mail: danielle.buccolieri@gmail.com

Ing. Daniela Trivisani
Via F.Rossi - 76012 Canosa di Puglia (BT)
e-mail: daniela.trivisani@ingpec.eu



Legale rappresentante

Sig.Italo Forina
Strada Calvani, 8 - 70124 Bari
Tel: 0833.720040
indirizzo PEC: ecolio2srl@pec.it

ELABORATO	DATA	SCALA	ALLEGATO
TRATTAMENTO TERMICO - RELAZIONE TECNICA	07-2019		ELDES_6

AGGIORNAMENTO	DATA	DESCRIZIONE

INDICE

1.	PREMESSA	2
2.	GESTIONE DEI RIFIUTI IN INGRESSO	4
3.	CONSIDERAZIONI DI CARATTERE GENERALE	5
5.	TRATTAMENTO TERMICO	8
4.1.	Campo di applicazione	8
4.2.	Caratteristiche dell'impianto di evaporazione	9
4.3.	Descrizione del processo	12
6.	ANALISI E QUANTIFICAZIONE DELLE EMISSIONI	14
5.4.	SISTEMA DI ABBATTIMENTO PUNTO E1: STATO DI FATTO	16
5.5.	SISTEMA DI ABBATTIMENTO PUNTO Et	17
7.	ABBATTIMENTO EMISSIONI IN ATMOSFERA: STATO DI PROGETTO	18
6.1.	Ottimizzazione e potenziamento impianto a carbone attivo	20
6.1.1.	Unità 1/A – Abbattimento H ₂ S	25
6.1.2.	Unità 1/B – Abbattimento NH ₃	28
6.1.3.	Unità 2 - Dimensionamento dell'unità di adsorbimento a carboni attivi	29
6.1.3.1.	VERIFICA DEL FILTRO ESISTENTE (FILTRO 1)	29
6.1.3.2.	DIMENSIONAMENTO DEL FILTRO DI FINISSAGGIO (FILTRO 2)	32
6.2.	OSSIDAZIONE TERMICA CON TERMORECUPERO	38
6.3.	CONFRONTO TRA LE TECNOLOGIE PROPOSTE: ADSORBIMENTO POTENZIATO, OSSIDAZIONE TERMICA E UNITA' CRIOGENICA	45

INDICE DELLE FIGURE

Figura 1 - Schema a blocchi trattamento termico – stato attuale -	7
Figura 2 – Impianto di evaporazione della ECOLIO2 srl	9
Figura 3 – Serbatoi alimento sezione termica	10
Figura 4– Serbatoio D102B alimento del serbatoio D104B	10
Figura 5 – Serbatoi di stoccaggio D106	11
Figura 6 – Modulo Biologico A con indicazione punto immissione condensato	11
Figura 7 – Torre di raffreddamento	14
Figura 8 – Punto emissione E1	16
Figura 9 – Barilotto carboni attivi	17
Figura 10 – Punto emissione Et	17
Figura 11 - Schema a blocchi trattamento termico – stato progetto -	21
Figura 12 – Sistema potenziamento ed ottimizzazione carboni attivi	23
Figura 13 – Condizioni di esercizio filtro a carboni attivi	36
Figura 14 – Concept design ossidazione termica con termorecupero (Metano)	40
Figura 15 - Concept design ossidazione termica con termorecupero (BTZ)	41
Figura 16 - Schema a blocchi trattamento termico – stato progetto alternativa 2-	44

INDICE DELLE TABELLE

Tabella 1 -Corrente gassosa da trattare	22
Tabella 2 - Make-up [sol. NaOH]	27
Tabella 3 - Make-up [sol. H ₂ SO ₄]	28
Tabella 4 - Corrente gassosa deumidificata in uscita dalle Unità 1/B	29
Tabella 5 – Parametri progetto FILTRO 2	33
Tabella 6 - Dimensionamento sezione di ingresso/uscita	33
Tabella 7 – Confronto tra le tecnologie proposte	45

INDICE DEGLI APPENDICI

Appendice 1 – Scheda tecnica tremeigrometro	46
Appendice 2 – Scheda tecnica PID	47
Appendice 3 – Dimensionamento colonna abbattimento H ₂ S	50
Appendice 4 - Isoterme, capacità di adsorbimento del carbone attivo per diversi inquinanti e scheda tecnica	58

1. PREMESSA

La “ECOLIO2 s.r.l.” è proprietaria di una piattaforma polifunzionale per il trattamento dei rifiuti liquidi speciali, nata negli anni '90 in località Spiggiano Canale nell'area industriale del comune attualmente denominato Presicce-Acquarica . La ditta, avente sede legale in Strada Calvani, 8 in Bari (BA), è iscritta alla Camera di Commercio, Industria, Artigianato e Agricoltura di Bari al n. 10304890154.

La ditta “ECOLIO2 srl” ha ottenuto parere favorevole di compatibilità ambientale (V.I.A), con Determinazione Dirigenziale n. 221 del 09/09/2013 della Regione Puglia.

Attualmente la piattaforma polifunzionale depurativa è in possesso dell'Autorizzazione Integrata Ambientale ex D.Lgs. n.59/2005 e ss.mm.ii., ora assorbito nella Parte II – Titolo IIIbis del D.Lgs. n.152/2006 e ss.mm.ii., rilasciata dalla Regione Puglia giusta Determinazione Dirigenziale n.117 del 18 maggio 2011 con la quale autorizzava la ditta a svolgere le seguenti attività di smaltimento rifiuti:

- D8 - trattamento biologico;
- D9 – trattamento fisico – chimico;
- D15 – deposito preliminare
- R13– messa in riserva di rifiuti per sottoporli a una delle operazioni indicate nei punti da R1 a R12 (escluso il deposito temporaneo, prima della raccolta, nel luogo in cui sono prodotti) .

La piattaforma rappresenta un valido riferimento per il territorio regionale, indispensabile per evitare lo smaltimento incontrollato dei rifiuti e restituire all'ambiente la risorsa più preziosa: l'acqua.

Nel caso di impianti di trattamento di rifiuti liquidi come quello in esame non si può trascurare un aspetto essenziale: pur originati nell'ambito di cicli produttivi simili, si rileva che rifiuti liquidi classificabili con il medesimo CER, ai fini del trattamento, possono presentare caratteristiche chimiche molto diverse poiché dipendenti dalle materie prime e dalle sostanze utilizzate in quel determinato processo industriale che ha originato la specifica partita di rifiuti che si intende trattare. In altre parole, il conferimento del rifiuto in impianto è possibile solo se ne è preventivamente ed analiticamente dimostrata la “compatibilità” fra la specifica partita che si chiede di conferire con le tecnologie presenti in impianto. Ogni tecnologia di trattamento esistente in impianto (chimico-fisico, biologico e termico) ha dei limiti d'impiego rispetto alle diverse tipologie di rifiuti liquidi che si possono ipotizzare di trattare. Esiste infatti un range di applicabilità per le diverse tipologie di trattamenti esistenti in impianto alle diverse tipologie di rifiuti in ingresso. Sussistendo alle limitazioni all'utilizzo degli impianti (es. nel caso del trattamento biologico, sostanze tossiche che inibiscono la biomassa), la verifica preventiva della qualità dei rifiuti in ingresso è essenziale ai fini di una corretta conduzione dell'attività.

La casistica dei rifiuti liquidi potenzialmente producibili dalle diverse tipologie di attività industriali è estremamente variegata sotto il profilo degli inquinanti che possono essere contenuti nei residui liquidi nonché variabile sotto il profilo delle concentrazioni di dette sostanze in essi contenute.

In sostanza la composizione chimica di un determinato rifiuto liquido dipende, oltre che dal tipo di ciclo produttivo di origine, anche dalle sostanze specificatamente in esso utilizzate.

CONSEGUENTEMENTE LA PECULIARITÀ DI QUESTA TIPOLOGIA DI RIFIUTI È CHE, A SECONDA DEL CONTENUTO DI SOSTANZE INQUINANTI NELLA MASSA LIQUIDA CONFERITA IN IMPIANTO, CAMBIA IL TRATTAMENTO NECESSARIO per assicurare il rilascio dell’effluente nell’ambiente naturale nei limiti di legge [n.d.r. nel caso della ditta “ECOLIO2. srl” trattasi della Tab.4 dell’All.V alla Parte III del D.Lgs. n.152/2006 e ss.mm.ii.].

Ciò premesso, si evidenzia che l’installazione della “ECOLIO2 s.r.l.” è costituita da un sistema impiantistico costituito dalle seguenti linee di trattamento operanti con **sistema a batch**. A seconda delle caratteristiche dei rifiuti liquidi in ingresso, dopo le attività di accettazione, vengono utilizzate con diverse modalità:

- ✓ **Linea impiantistica trattamento biologico (cfr. ELDES.5)**
- ✓ **Linea impiantistica trattamento termico (cfr. ELDES.6)**
- ✓ **Linea fanghi (cfr. ELDES.7)**

Le diverse linee impiantistiche concorrono al trattamento dei rifiuti in ingresso e dei rifiuti prodotti.

Queste inoltre possono funzionare in maniera indipendente l’una dall’altra o in modo interconnesso a seconda del trattamento a cui deve essere sottoposto il rifiuto per l’abbattimento del carico inquinante ed ottenere una corrente di acqua depurata che rispetti i limiti imposti dalla Tabella 4 Allegato 5 Parte III del D.Lgs 152/06 e ss.mm.ii. dovendo essere scaricata in trincea drenante.

Nella presente relazione si descrive in maniera esaustiva il trattamento termico (Attività D9 ex All. B alla Parte IV del D. Lgs. N. 152/2006 e ss.mm.ii.), (cfr. Figura 1 - Schema a blocchi trattamento termico – stato attuale) e la proposta progettata dalla società al fine di ridurre il più possibile le emissioni gassose provenienti dallo sfiato Et della sezione termica (cfr. DIAGRAMMA 2.B.2 TRATTAMENTO TERMICO - STATO DI PROGETTO);

2. GESTIONE DEI RIFIUTI IN INGRESSO

Il rifiuto liquido in ingresso, prima di essere trattato, viene sottoposto ad una verifica preliminare in cui sono controllate (cfr. ELDES.4 - Protocollo accettazione rifiuti in ingresso all'attività e pretrattamenti-Relazione tecnica):

- ✓ le autorizzazioni e la corretta compilazione del formulario e dell'eventuale documentazione allegata,
- ✓ la rispondenza della composizione e delle caratteristiche fisiche del rifiuto con quanto indicato nel formulario e quanto previsto nell'offerta di trattamento;
- ✓ eventuale verifica radiometrica ove necessario ai sensi del D.lgs. 230 del 17/03/1995 come modificato dal D.Lgs. 241 del 26/05/2000

Infatti, sulla base della classificazione del rifiuto e delle caratteristiche di pericolosità dichiarate dal produttore di tale rifiuto, il tecnico di laboratorio della ditta o altro tecnico da essa incaricato verifica e/o stabilisce:

- ✓ Che il codice CER sia tra quelli compresi nell'Autorizzazione Integrata Ambientale rilasciata dalla Regione Puglia con Determinazione Dirigenziale n. 117 del 18 maggio 2011 (cfr.ELDES.17 - Repertorio atti amministrativi);
- ✓ Che i parametri riportati nel certificato di analisi fornito dal produttore rispettino quelli richiesti;
- ✓ Il ciclo di trattamento a cui il rifiuto liquido deve essere destinato.

Pertanto l'omologazione del rifiuto si conclude con l'individuazione del ciclo di trattamento al quale verrà sottoposto il rifiuto.

Infatti a seguito dell'omologazione, il rifiuto liquido, a seconda delle sue caratteristiche, può subire i pre-trattamenti di seguito elencati:

1. eventuale separazione di solidi grossolani e di olii tramite il passaggio del refluo all'interno della di sgrigliatori e tramogge di scarico;
2. eventuale separazione di impurità mediante filtrazione
3. deposito temporaneo in serbatoi per la verifica di conformità del rifiuto conferito rispetto al certificato di analisi parametri chimici (Attività D15, All. B alla Parte IV del D. Lgs. N. 152/2006 e ss. mm. ii.).

Come specificato al punto D.2 delle BAT: *"Ogni singolo impianto è, pertanto, caratterizzato da una propria specifica dotazione tecnologica e gestionale strettamente dipendente della tipologia di rifiuto trattato e, per tale ragione, non può essere individuata una tipologia standard di trattamento chimico-fisico. Infatti, sebbene tutti gli impianti prevedano, in generale, la presenza di laboratori ed ispezioni regolari per il monitoraggio dei processi e tendano ad effettuare, principalmente, operazioni di neutralizzazione, le differenti modalità di pretrattamento e gestione dei fanghi adottate e le diverse combinazioni dei flussi di rifiuti in entrata fanno sì che ogni processo sia da considerarsi praticamente unico".*

3. CONSIDERAZIONI DI CARATTERE GENERALE

L'impiego del trattamento termico (che di fatto rappresenta un trattamento che sfrutta dei principi di tipo fisico) risulta necessario per i rifiuti liquidi in ingresso pericolosi o contenenti inquinanti in concentrazione tale da non poter essere efficacemente trattati in altre sezioni d'impianto (es. elevate concentrazione di COD, NH₃, metalli, sostanze nocive per il corretto sviluppo del trattamento biologico).

Ciò premesso, si rileva che la sezione di trattamento termico, è alimentata di rifiuto liquido da trattare come di seguito descritto.

È prevista una separazione a monte dei rifiuti pericolosi ed emulsioni oleose dai rifiuti non pericolosi (cfr ELGRAF.4):

1. **I rifiuti pericolosi**, una volta analizzati ed accettati, è previsto siano immessi nell'impianto mediante il *Pozzetto di Immissione (Pi3)* dotato di rete filtrante e convogliati - mediante linea dedicata - al serbatoio di stoccaggio D121. Da questo:
 - ove l'analisi effettuata in fase di accettazione dovesse far risultare la compatibilità - ai fini della miscelazione autorizzata ex art. 187 co.2 del d. lgs. 152/2006 e smi - con il contenuto del serbatoio D102B, sono trasferiti al serbatoio D102B e da questo al D104B di alimentazione della sezione di trattamento termica;
 - ove l'analisi effettuata in fase di accettazione dovesse far risultare la non compatibilità ai fini della miscelazione autorizzata ex art. 187 co.2 del d. lgs. 152/2006 e smi -con il contenuto del serbatoio D102B, mediante linea dedicata sono trasferiti - previa verifica di miscibilità con il relativo contenuto - al serbatoio D104A di alimentazione della sezione di trattamento termica;
 - ove l'analisi effettuata in fase di accettazione dovesse far risultare la non compatibilità - ai fini della miscelazione autorizzata ex art. 187 co.2 del d. lgs. 152/2006 e smi -con il contenuto del serbatoio D102B e del serbatoio D104A, il rifiuto è respinto o - ove vi sia la possibilità - trattato senza previa miscelazione con altri rifiuti.
2. **Le emulsioni oleose**, una volta analizzate ed accettate, è previsto siano immesse nell'impianto mediante il *Pozzetto di Immissione (Pi3)* dotato di rete filtrante e convogliate - mediante la medesima linea dedicati ai rifiuti pericolosi di cui al precedente p.to 1 - al serbatoio di stoccaggio D121 e da questo al serbatoio D104 A di alimentazione della sezione di trattamento termica.

N.B. La connessione tra il serbatoio di stoccaggio D121 ed il serbatoio D104A è dedicata pertanto ai soli rifiuti pericolosi non compatibili con il contenuto del serbatoio D102B ed alle emulsioni oleose. Tale serbatoio è dotato in uscita di misuratore di portata denominato FIT 803. **Per politica aziendale le emulsioni non vengono mai trattate contestualmente ai rifiuti speciali pericolosi ma sempre mediante campagne dedicate di trattamento.**

3. **I rifiuti non pericolosi non biodegradabili**, una volta analizzati ed accettati, è previsto siano immessi nell'impianto mediante il *Pozzetto di Immissione (Pi3)*, dotato di rete filtrante, e convogliati, mediante linea dedicata, ai serbatoi di stoccaggio da D110 a D120. Da questi:

- ove l'analisi effettuata in fase di accettazione dovesse far risultare la compatibilità - ai fini della miscelazione autorizzata ex art. 187 co.2 del d. lgs. 152/2006 e smi - con il contenuto del serbatoio D102B, sono trasferiti al serbatoio D102B e da questo al D104B di alimentazione della sezione di trattamento termica;
- ove l'analisi effettuata in fase di accettazione dovesse far risultare la non compatibilità ai fini della miscelazione autorizzata ex art. 187 co.2 del d. lgs. 152/2006 e smi -con il contenuto del serbatoio D102B, mediante linea dedicata sono trasferiti al serbatoio D121 e da questo, previa verifica di miscibilità con il relativo contenuto, al serbatoio D104A di alimentazione della sezione di trattamento termica;
- ove l'analisi effettuata in fase di accettazione dovesse far risultare la non compatibilità - ai fini della miscelazione autorizzata ex art. 187 co.2 del d. lgs. 152/2006 e smi -con il contenuto del serbatoio D102B e del serbatoio D104A, il rifiuto è respinto o - ove vi sia la possibilità - trattato senza previa miscelazione con altri rifiuti.

In uscita dal trattamento termico vi sono i seguenti prodotti:

- la frazione residuale del processo termico, che è inviata nel serbatoio di stoccaggio D106 (Attività D15, All. B alla Parte IV del D. Lgs. N. 152/2006 e ss. mm. ii.) e, ove ritenuto necessario in considerazione del quantitativo di acqua in essa contenuto, da questo alla linea fanghi;
- l'evaporato condensato, che è inviato nel modulo biologico A (Attività D8 ex All.B alla Parte IV del D.Lgs. n.152/2006 e ss.mm.ii.);

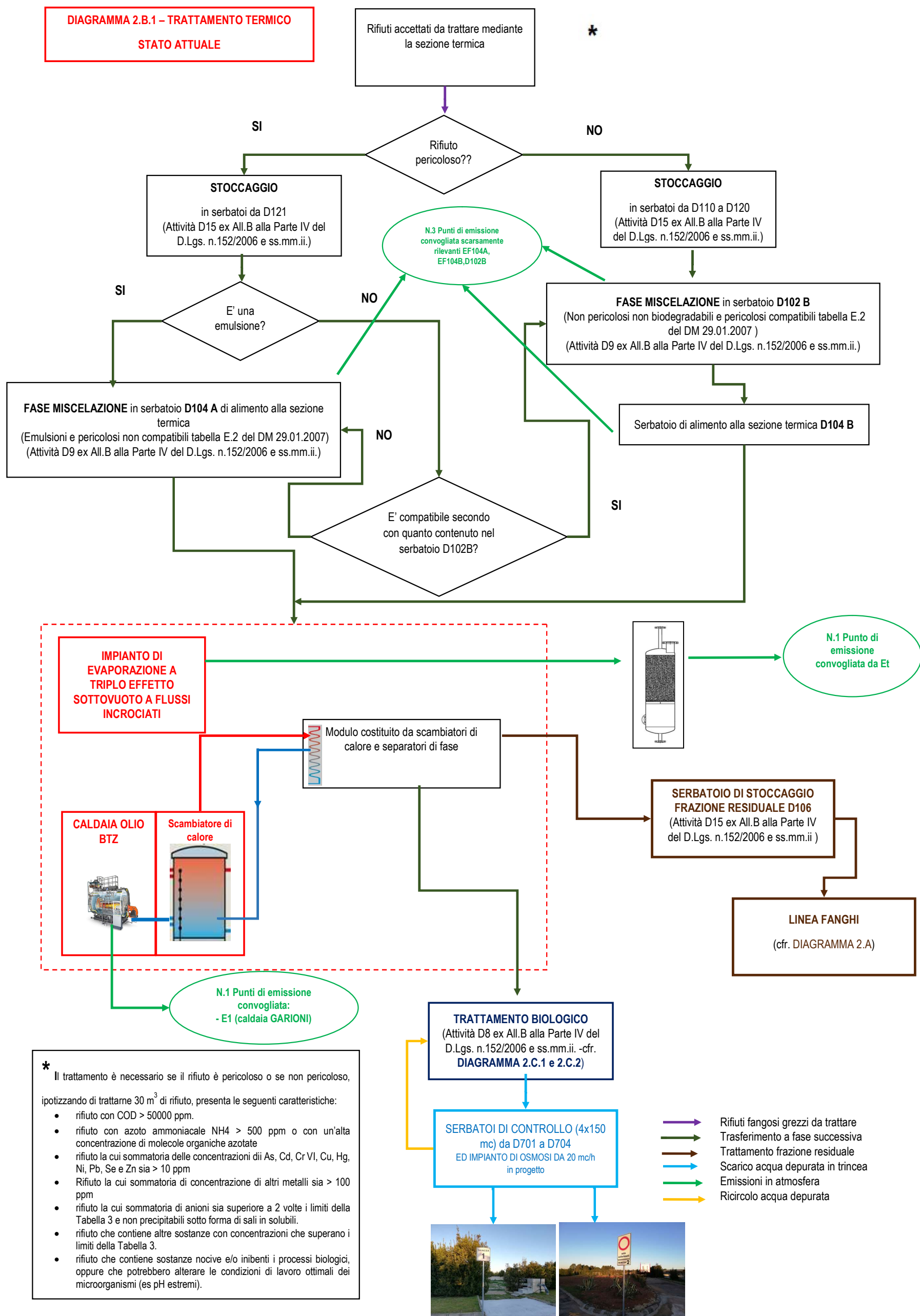


Figura 1 - Schema a blocchi trattamento termico – stato attuale -

4. TRATTAMENTO TERMICO

Nel seguito è descritta la sezione impiantistica (Impianto di evaporazione) in cui si svolge il trattamento termico dei rifiuti ed in particolare saranno illustrate le varie fasi a cui il rifiuto liquido è sottoposto (Attività D9 ex All. B alla Parte IV del D. Lgs. N. 152/2006 e ss.mm.ii.). Nell'elaborato grafico ELGRAF.4 è rappresentata la consistenza della linea esistente.

4.1. Campo di applicazione

In via teorica, il trattamento di evaporazione, che consente la separazione chimico – fisica dei composti solubili non biodegradabili risulta necessario se il rifiuto è pericoloso o se non pericoloso, ipotizzando di trattarne 30 m³, presenta le seguenti caratteristiche:

- rifiuto con COD > 50000 ppm.
- rifiuto con azoto ammoniacale NH₄ > 500 ppm o con un'alta concentrazione di molecole organiche azotate
- rifiuto la cui sommatoria delle concentrazioni As, Cd, Cr VI, Cu, Hg, Ni, Pb, Se e Zn sia > 10 ppm
- rifiuto la cui sommatoria della concentrazione di altri metalli sia > 100 ppm
- rifiuto la cui sommatoria di anioni sia superiore a 2 volte i limiti della Tabella 3 e non precipitabili sotto forma di sali in solubili.
- rifiuto che contiene altre sostanze con concentrazioni che superano i limiti della Tabella 3.
- rifiuto che contiene sostanze nocive e/o inibenti i processi biologici, oppure che potrebbero alterare le condizioni di lavoro ottimali dei microorganismi (es pH estremi).

Tale sezione ha una potenzialità di 93,5 m³/g con funzionamento massimo di 300 giorni all'anno (considerate le attività di manutenzione) e pertanto la massima quantità di rifiuti trattabili è 300g x 93,5 mc/g = 28.050 m³/a di cui al massimo 8415 m³/a possono essere rifiuti pericolosi.

L'attività di trattamento dei rifiuti mediante la sezione termina è D9 ai sensi del D. Lgs. 152/2006 e ss.mm.ii. allegato B alla parte VI.

4.2. Caratteristiche dell'impianto di evaporazione

L'evaporazione, all'interno della ECOLIO2s.r.l., avviene tramite un impianto termico a triplo effetto costituito da un unico modulo avente potenzialità complessiva pari a circa 4 m³/h.

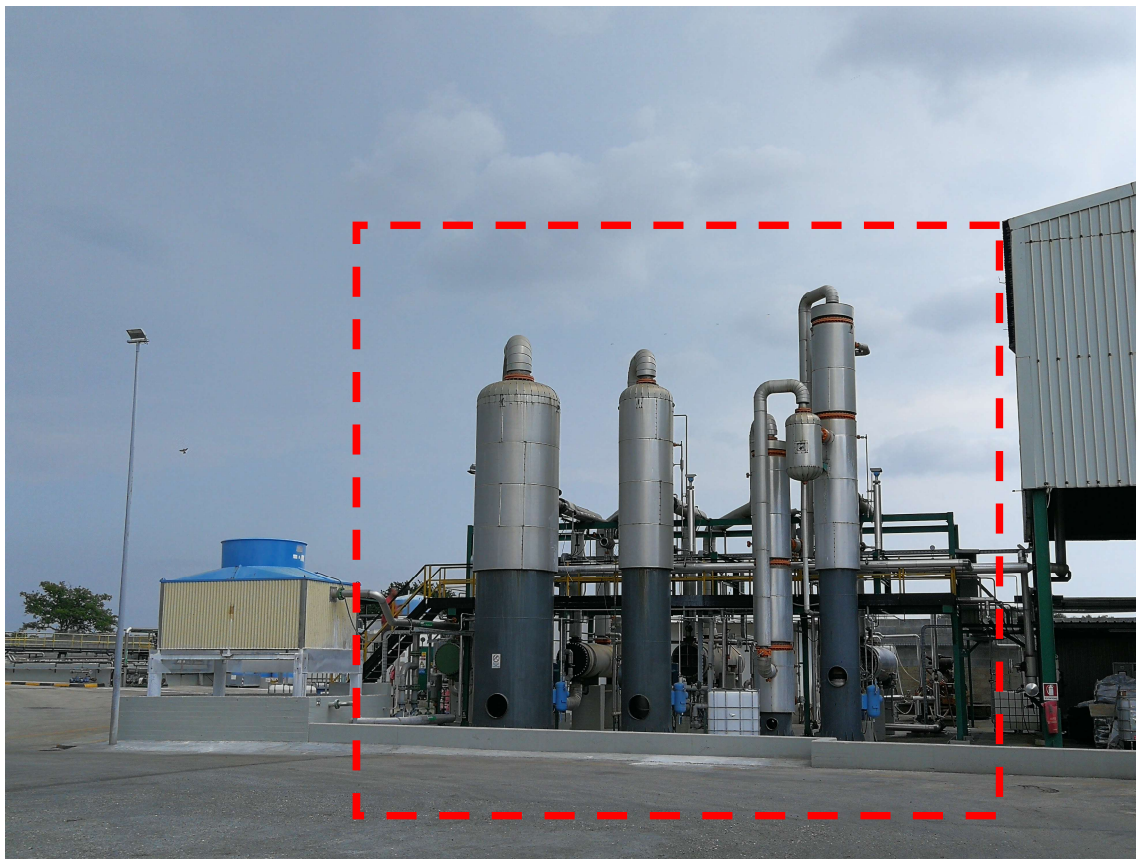


Figura 2 – Impianto di evaporazione della ECOLIO2 srl

L'alimentazione dell'impianto termico con il rifiuto liquido da trattare può avvenire attraverso due serbatoi da 250 mc/cad (polmoni di alimento): dal serbatoio D104A dedicato ai rifiuti pericolosi ed emulsioni o dal serbatoio D104B dedicato ai rifiuti non pericolosi non biodegradabili e pericolosi tra loro miscelabili previa verifica di compatibilità secondo la tabella E.2 del DM 29.01.2007, alimentato a sua volta dal serbatoio di processo D102B da 3500 mc.(cfr ELDES.4 - Protocollo accettazione rifiuti in ingresso all'attività ed elenco CER)

Nei serbatoi D104A, D104B e D102B è autorizzata in conformità all'art.187 c.2 del D. Lgs. 152/2006 la miscelazione in deroga, dei rifiuti pericolosi e non pericolosi aventi diverso codice CER e diversa caratteristica di pericolosità, così come indicato al punto 7.2 del paragrafo 7 dell'allegato A dell'Autorizzazione integrata Ambientale n.117/2011 (cfr. DOCUMENTO 3_ELDES.14– Repertorio atti amministrativi).

Nell'ambito del presente rinnovo/riesame si propone, conformemente alla richiesta pervenuta da Arpa Puglia Le a seguito dell'ispezione straordinaria di cui al rapporto conclusivo emesso in data

19.02.2019, di inserire un misuratore della portata in uscita da tali serbatoi rispettivamente FIT803 per il serbatoio D104A e FIT804 per il serbatoio D104B (cfr ELGRAF.4 - Trattamento termico – Layout e pipeline stato progetto)



Figura 3 – Serbatoi alimento sezione termica



Figura 4– Serbatoio D102B alimento del serbatoio D104B

I rifiuti liquidi speciali pericolosi e non pericolosi vengono trattati termicamente previo stoccaggio (Attività D15, All. B alla Parte IV del D. Lgs. N. 152/2006 e ss. mm. ii.): in particolare è utilizzato il

serbatoio D121 per i rifiuti pericolosi e le emulsioni e i serbatoi da D110 a D120 per i rifiuti non pericolosi non biodegradabili.

In uscita dal trattamento termico vi sono due prodotti:

- la frazione residuale del processo termico stoccata nel serbatoio di stoccaggio D106 da 600 mc (Attività D15, All. B alla Parte IV del D. Lgs. N. 152/2006 e ss. mm. ii.) e da questa inviata alla linea fanghi



Figura 5 – Serbatoi di stoccaggio D106

- l'evaporato che una volta condensato segue la linea acque ed è inviato in affinamento nel modulo biologico A (Attività D8 ex All.B alla Parte IV del D.Lgs. n.152/2006 e ss.mm.ii.) (cfr. ELGRAF.4);



Figura 6 – Modulo Biologico A con indicazione punto immissione condensato

4.3. Descrizione del processo

In generale, il processo di evaporazione sfrutta gli stessi meccanismi della distillazione, ossia ebollizione di una fase liquida e condensazione dei vapori ottenuti, e si applica quando la tensione di vapore dei componenti presenti in una soluzione, in genere acquosa, è minore rispetto a quella del solvente (acqua). Esso si realizza fornendo energia termica alla soluzione acquosa che viene riscaldata in modo da provocare una parziale vaporizzazione dell'acqua e nel contempo produrre una fase concentrata ricca di componenti "non volatili". Avviene così il fenomeno di natura squisitamente fisica, che consente la separazione spinta dell'acqua, in fase vapore, dalle sue componenti inquinanti.

L'evaporazione a singolo stadio è associata ad elevati consumi energetici, ma i notevoli sviluppi impiantistici apportati a questa tecnologia ne hanno incrementato la sua efficienza in modo considerevole.

Tra le molteplici soluzioni c'è a titolo di esempio l'evaporazione sotto vuoto, a "multiplo effetto", che utilizza vettore termico il vapore prodotto negli evaporatori a monte del processo e la termocompressione, che consente di utilizzare il vapore, opportunamente compressi, nello stesso evaporatore in cui è prodotto.

Le applicazioni di queste tecnologie sono abbastanza vaste poiché la fase condensata presenta la quasi completa assenza di sostanze solide sospese e di sostanze non volatili (sali, metalli) e la fase concentrata (rifiuto da smaltire) subisce una drastica riduzione in volume.

Il processo prevede, l'utilizzo di più unità poste in serie in cui il calore di condensazione di uno stadio viene utilizzato per riscaldare il condensato (ad esempio il refluo) proveniente dallo stadio precedente.

Normalmente si opera a pressioni intorno ai 12 – 20 kPa e a temperature comprese tra i 50 ed i 60 °C.

Qualora il processo sia attuato al fine di consentire il recupero di materia, è necessario ricorrere ad operazioni preliminari al trattamento di evaporazione tra cui, ad esempio:

- ✓ Aggiunta di acidi, basi, ecc. al fine di ridurre la volatilità dei composti molecolari;
- ✓ Separazione di fasi liquide insolubili (ad esempio separazione olio/acqua);
- ✓ separazione chimico – fisica dei metalli pesanti e/o di altri solidi.

La frazione residuale, deve essere ulteriormente trattata e opportunamente smaltita.

Il trattamento offre elevate prestazioni con performance di rimozione dell'ordine del 99%, ma richiede costanti interventi di manutenzione per evitare la formazione di incrostazioni, intasamenti e fenomeni di corrosione che ostacolano la trasmissione di calore al liquido, riducendo l'efficienza energetica.

Viene effettuato un monitoraggio dei contaminanti o dei parametri surrogati quali, ad esempio, COD, residuo secco a 105°, pH, conducibilità, ecc.

Nel dettaglio, l'impianto di evaporazione presente all'interno della ECOLIO2 srl è costituito da un modulo a "triplo effetto sottovuoto a circolazione forzata" con potenzialità nominale pari a 4,0 m³/h in

alimentazione ed è in grado di concentrare le acque reflue evaporando condense già ampiamente depurate, prive di sali e con un carico organico ridotto del 90 – 95%.

La particolarità degli evaporatori è rappresentata dalla progressiva tripla concentrazioni del refluo in tre separatori di fase a pressione decrescente con riduzione di temperatura da 108° a 35 – 40 °C. (cfr. ELGRAF4 - Trattamento termico – Layout e pipeline stato progetto)

Il calore di evaporazione è fornito nel primo stadio del processo dal vapore prodotto mediante l'impiego della caldaia alimentata a BTZ della Garioni Naval. avente potenza termica pari a 2,093 MW.mentre,nei due stadi successivi, il calore è fornito invece dalla condensazione dell'evaporato nello stadio precedente.

Nel processo di evaporazione si individuano n.2 flussi: il flusso di massa ovvero il rifiuto liquido che deve essere trattato, ed il flusso termico che consente la separazione dal rifiuto liquido di una parte fangosa.

Lo schema adottato dalla ditta contiene l'intreccio dei due flussi su citati, i quali seguono i seguenti percorsi:

- ✓ Flusso di massa (rifiuto liquido): 1°effetto – 3°effetto – 2°effetto;
- ✓ Flusso termico: 1°effetto – 2°effetto – 3°effetto.

Lo schema a flussi incrociati presenta il vantaggio legato all'utilizzazione del calore disponibile nel 2°effetto, maggiore di quello recuperabile nel 3°effetto, per l'evaporazione dell'acqua nell'ultimo stadio depurativo (2°effetto), laddove si potrebbero verificare delle difficoltà per la movimentazione del rifiuto concentrato.

I componenti dell'impianto sono stati concepiti per garantire rendimenti costanti nel tempo e per impedire l'inquinamento delle condense a causa dei fenomeni di trascinamento.

Dall'ultimo effetto massico si estrae automaticamente la frazione residuale, inviata in stoccaggio nel serbatoio D106, caratterizzato da un volume di acqua variabile, in funzione anche del rifiuto liquido in ingresso all'impianto di evaporazione.

I possibili fenomeni corrosivi sono scongiurati in virtù dell'impiego dell'acciaio AISI 304/316, utilizzato per tutti i componenti a contatto con le fasi liquide ed aeriformi.

Come meglio descritto nella relazione ELDES.7 - Trattamento fanghi - Relazione tecnica le possibili destinazioni della frazione residuale sono:

- il trattamento mediante ispessitore meccanico e successivo deposito temporaneo per il conferimento a ditta terza;
- deposito temporaneo per il conferimento a ditta terza, ove ritenuto non necessaria - in considerazione della frazione liquida contenuta - la fase di trattamento mediante ispessitore meccanico

L'evaporato (linea acque) prima di essere inviato al trattamento biologico del modulo A per essere affinato, viene raffreddato con n.1 torre di raffreddamento a circolazione forzata

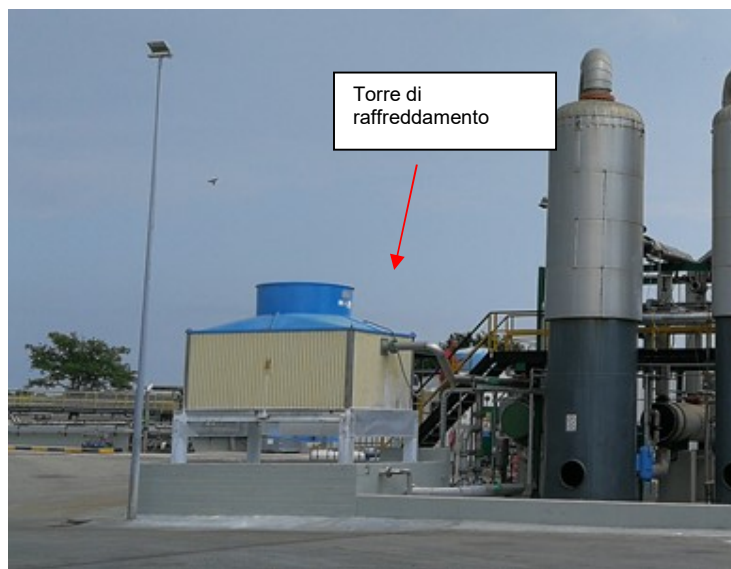


Figura 7 – Torre di raffreddamento

5. ANALISI E QUANTIFICAZIONE DELLE EMISSIONI

Nel presente capitolo saranno valutate le emissioni riconducibili all'utilizzo della linea impiantistica relativa al trattamento termico, con particolare riferimento alle emissioni in atmosfera.

Per la linea impiantistica relativa al trattamento termico, nell'Autorizzazione Integrata Ambientale rilasciata dalla Regione Puglia con Determinazione Dirigenziale n. 117 del 18 maggio 2011, sono presenti due punti di emissione convogliata: il punto E1 in corrispondenza del generatore di vapore *Garioni* relativo all'emissione in atmosfera dei fumi di combustione della caldaia per la produzione di vapore ed il punto Et relativo alle emissioni gassose dell'impianto termico (*cfr. Figura 1 - Schema a blocchi trattamento termico – stato attuale*).

Le emissioni convogliate, ai sensi dell'art. 268 comma 1 lettera c) e dell'Art. 270 comma 5 del D. Lgs. 152/2006 sono definite *“come emissioni di un effluente gassoso effettuate attraverso uno o più appositi punti”, e nel caso “di emissioni convogliate, o di cui è stato disposto il convogliamento, ciascun impianto, deve avere un solo punto di emissione, fatto salvo quanto previsto nei commi 6 e 7. Salvo quanto diversamente previsto da altre disposizioni del presente titolo, i valori limite di emissione di applicano a ciascun punto di emissione”*.

Relativamente ai valori limite, si riporta lo stralcio nell'AIA 117/2011 di cui al paragrafo 9 “emissioni atmosferiche”:

Sigla di Emissione	Provenienza Reparto - Macchina	Precedente VLE autorizzato mg/Nm ³	Tipo di Sostanza inquinante	Valore limite D.Lgs. 152/06	Valore limite BAT mg/Nm ³	Limite autorizzato con la presente AIA mg/Nm ³	Tipo imp. abbattim.
E1	CENTRALE TERMICA (alimentata a OLIO BTZ) Potenza termica nominale < 5MW	30	Polveri	Allegati parte Quinta Allegato I parte III par.12 150 mg/Nm ³	5 - 20	20	Filtro a maniche
		250	NO _x	Allegati parte Quinta Allegato I parte III par.12 500 mg/Nm ³		250	
		500	SO _x	Allegati parte Quinta Allegato I parte III par.12 1700 mg/Nm ³		500	
Et	Sfiati impianto termico		H ₂ S	Allegato alla parte quinta Allegato I parte II TABELLA C classe II 5 mg/Nm ³		5	Carboni attivi
			NH ₃	Allegato alla parte quinta Allegato I parte II TABELLA C classe IV 250 mg/Nm ³		2	
			Sostanze organiche volatili (come COT)		1 - 4	4	

A seguito della modifica non sostanziale ai sensi dell'art.29 – nonies c.1 del D.Lgs. 152/06 dell'AIA 117/2011 di cui alla DDP 435/2017 i valori limite del punto Et da rispettare sono diventati:

H ₂ S	1 mg/Nm ³
NH ₃	2 mg/Nm ³
SOV	5 mg/Nm ³
Emissioni odorigene	2000 UO _E /m ³

5.4.SISTEMA DI ABBATTIMENTO PUNTO E1: STATO DI FATTO

A servizio dell'impianto di evaporazione facente parte dell'unità di trattamento termico vi è n.1 caldaia e a cui corrisponde n.1 punto di emissione convogliata:

- ✓ E1 - connesso alla centrale termica modello *GARIONI* per la produzione di vapore acqueo;

La caratteristica del punto di emissioni E1 è la seguente:

Sigla punto emissione	Provenienza	Portata media normalizzata fumi camino (Nm ³ /h)	Altezza camino (m)	Diametro punto di sbocco (mm)	Sistema di abbattimento	Durata emissione (giorni/anno – Ore/giorno)
E1	CENTRALE TERMICA (alimentata a BTZ) GARIONI NAVAL	5.790	15	480	Filtro a maniche	Variabile in funzione dei giorni di attivazione dell'unità di trattamento termico



Figura 8 – Punto emissione E1

5.5.SISTEMA DI ABBATTIMENTO PUNTO Et

Le emissioni gassose derivanti dalla sezione di evaporazione termica, in base alla configurazione impiantistica attuale, vengono aspirate da una pompa del vuoto e, giunte in un separatore di fase, vengono suddivise in due correnti: una che, previa condensazione, è inviata nella sezione biologica del Modulo A per subire un ulteriore affinamento ed i gas non condensati che, dopo aver attraversato un filtro a carboni attivi, vengono immessi in atmosfera dal punto di emissione Et.

La caratteristica del punto di emissioni Et è la seguente:

Sigla punto emissione	Provenienza	Portata sfiato (m ³ /h)	Altezza a camino (m)	Diametro punto di sbocco (mm)	Sistema abbattimento	Durata emissione (giorni/anno – Ore/giorno)
Et	Unità di trattamento termico	30	9,1	48	Carboni attivi	Variabile in funzione dei giorni di attivazione dell'unità di trattamento termico



Figura 9 – Barilotto carboni attivi



Figura 10 – Punto emissione Et

6. ABBATTIMENTO EMISSIONI IN ATMOSFERA: STATO DI PROGETTO

La Società, al fine di meglio ingegnerizzare il sistema esistente di abbattimento delle emissioni originati dalla sezione termica, **con il presente rinnovo/riesame propone una soluzione realizzabile nell'immediato e relativa all'ottimizzazione ed al potenziamento dell'impianto a carboni attivi esistente, la cui tecnologia – come è noto - rappresenta il “classico e consolidato” processo di abbattimento dei COV dalle correnti gassose industriali;**

una seconda soluzione, più sostenibile dal punto di vista ambientale e che la Società intenderebbe realizzare ed utilizzare nel medio/lungo periodo, della quale in questa fase viene proposto soltanto un concept design da affinare a valle della raccolta di una serie di dati, consiste nell'*ossidazione termica* dello stream gassoso Et con conseguente termorecupero,

Quest'ultima soluzione è stata concepita in un'ottica di risparmio energetico e di riduzione dei rifiuti originati dagli impianti di abbattimento delle emissioni come si vedrà meglio di seguito. In sostanza essa prevede la sostituzione del gruppo “bruciatore/generatore di vapore” esistente con un nuovo gruppo, il cui bruciatore funga – in maniera controllata – anche da ossidatore dello sfiato gassoso inquinante.

Tale soluzione andrà opportunamente progettata (temperatura controllata, eventuale pre-post combustore, etc.) e pertanto, al fine di identificare la migliore soluzione impiantistica e processistica, si necessitano di ulteriori dati statistici sulla composizione chimica dell'emissione Et; per tale motivo, si propone quest'ultima e definitiva soluzione impiantistica solo in un periodo successivo a quella “consolidata” che prevede l'utilizzo dei carboni attivi.

Nello specifico, la scelta di *ossidare termicamente il contenuto di COT* presente nello stream gassoso porta a diversi benefici, tra cui:

1. **l'abbattimento completo degli inquinanti presenti nello sfiato, ossidandone i composti ad anidride carbonica ed acqua;**
2. **recupero del contenuto termico (riducendo, sebbene in minima parte, il consumo di energia, in termici di BTZ o metano);**
3. **riduzione nella produzione di rifiuti;**
4. **riduzione dei costi, sia in termini energetici che di approvvigionamento di chemicals.**

La Società ha progettato di sostituire, con questa seconda soluzione, il gruppo “bruciatore/generatore di vapore” esistente ed alimentato a combustibile liquido BTZ con un nuovo gruppo (più moderno ed efficiente), ove il bruciatore, oltre a produrre energia termica ai fini della produzione del vapore, tratterebbe anche lo stream oggetto del progetto ossidando [termicamente] il contenuto di COT in esso contenuto [750 g/h COT di progetto].

L'ossidazione completa dei COT verrebbe garantita in fase di design (ottimale tempo di permanenza dei gas nell'ossidatore/bruciatore e/o pre-post bruciatore, etc.) ed a mezzo del controllo in linea del processo (T controllata).

Per il nuovo bruciatore, è prevista un'alimentazione a *gas metano* qualora fosse possibile realizzare l'allaccio alla rete.

Difatti, in merito a quest'ultimo punto, si opererebbe coerentemente con l' ex art.t. 270 comma 5 D.Lgs.152/06 e ss.mm.i.. secondo cui *"In caso di emissioni convogliate o di cui è stato disposto il convogliamento, ciascun impianto, deve avere un solo punto di emissione, fatto salvo quanto previsto nei commi 6 e 7. Salvo quanto diversamente previsto da altre disposizioni del presente titolo, i valori limite di emissione si applicano a ciascun punto di emissione"*

In aggiunta, nell'ipotesi che si installasse un gruppo a *metano*, essendo, come è noto, questo combustibile di minore impatto emissivo rispetto al BTZ, si raggiungerebbero ulteriori enormi benefici in termini emissivi:

- **Eliminazione quasi totale dell'emissione di SOx al camino;**
- **Riduzione al minimo del tenore di NOx nei fumi combusti ed afferenti al camino;**
- **Eliminazione del contenuto di polvere al camino.**

La Società, come di seguito si dimostrerà, ha abbandonato l'idea dell'implementazione della sezione aggiuntiva criogenica a seguito di un'analisi approfondita costi – benefici dalla quale si evince che anche in termini di impatti ambientali, le due soluzioni qui proposte sono nettamente più vantaggiose in termini di impatti rispetto alla criogenia. (cfr tabella 7).

6.1. Ottimizzazione e potenziamento impianto a carbone attivo

Il filtro a carboni attivo esistente fu progettato per garantire un adeguato grado di adsorbimento – cautelativamente - anche per correnti che potrebbero essere caratterizzate, seppur sporadicamente, da elevate concentrazioni di COT; di conseguenza -per garantire i limiti autorizzativi imposti - fu dimensionato per esercire a *basse velocità di attraversamento ed alti tempi di contatto*,

Oggi, con la modifica proposta, s'intende migliorare e potenziare ulteriormente il sistema di abbattimento esistente, ed al contempo aumentare i tempi di sostituzione dei filtri; per tal motivo l'intero sistema di abbattimento – sebbene rimane basato sul medesimo processo (adsorbimento a carbone attivi) è stato completamente rivisto, così come descritto di seguito.

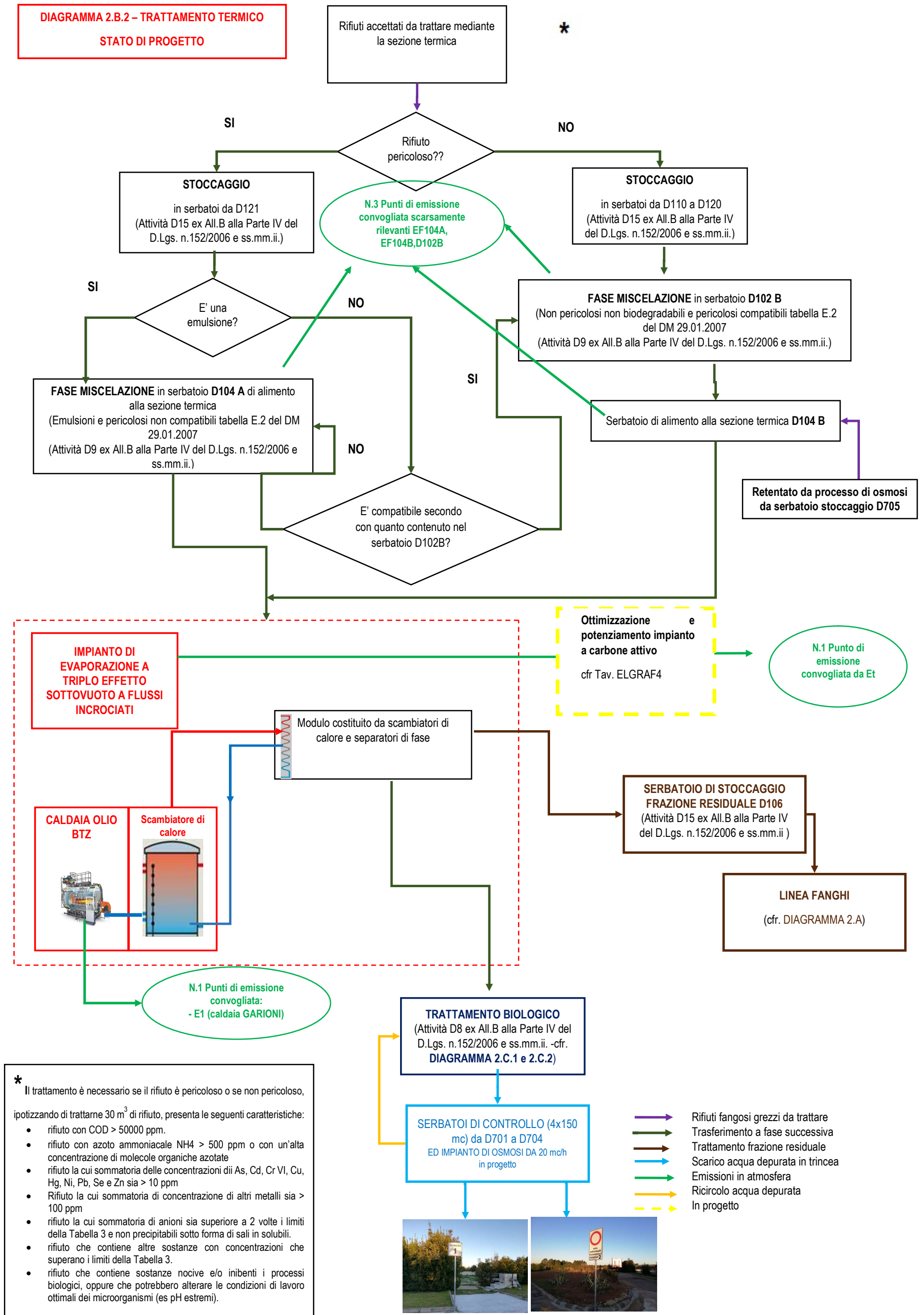


Figura 11 - Schema a blocchi trattamento termico – stato progetto -

Il dimensionamento è stato eseguito ipotizzando (molto cautelativamente) uno stream gassoso costituito da gas “incondensabili”, riferiti alle condizioni standard ($T = 25^{\circ}\text{C}$ e $P = 1 \text{ atm}$) aventi caratteristiche di seguito elencate:

Parametro	Valore di progetto
Portata d'aria, Nmc/h (<i>cautelativamente maggiorata</i>)	30
Temperatura, $^{\circ}\text{C}$	30
Umidità, % [<i>ipotesi saturazione a 30°C</i>]	31,65 g/mc
COT, mg/Nmc	25.000
Idrogeno solforato, mg/Nmc	100
Ammoniaca, mg/Nmc	10.000

Tabella 1 -Corrente gassosa da trattare

Di seguito lo schema di processo inerente il potenziamento del sistema a carboni attivi

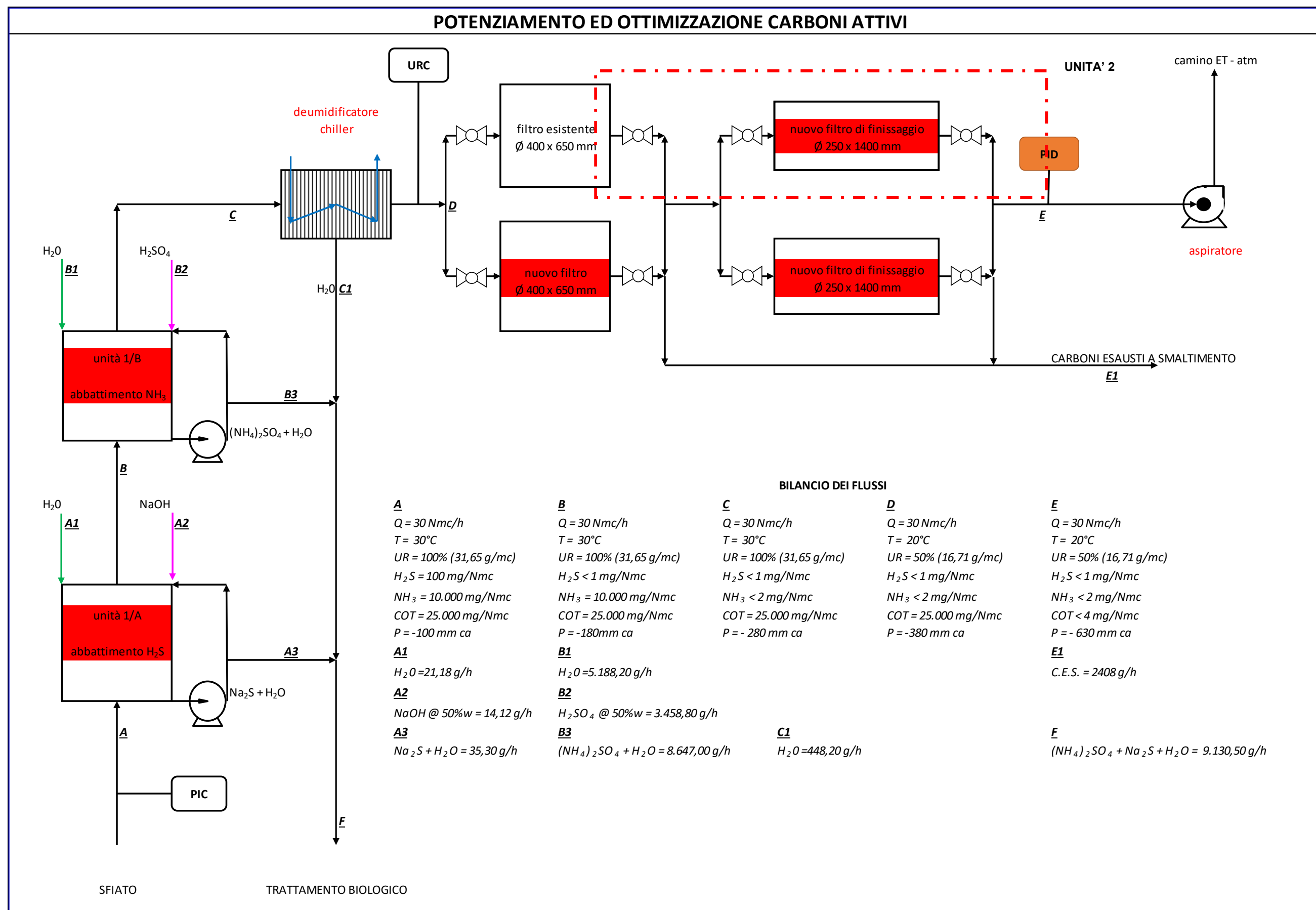


Figura 12 – Sistema potenziamento ed ottimizzazione carboni attivi

Il trattamento prevede la rimozione preventiva a mezzo assorbimento ad umido delle componenti inorganiche acide (nella fattispecie H_2S) nell' **Unità 1/A** e basiche (NH_3) nell' **Unità 1/B**.

Successivamente, e prima di subire il processo di adsorbimento, la corrente - a mezzo di una piccola **unità di raffreddamento** (*chiller*) da circa 1,5 KWh - è parzialmente raffreddata e deumidificata (umidità < 50%), al fine di permettere al successivo processo a carboni attivi di esercire costantemente alla massima efficienza (come è noto, umidità maggiori del 70% potrebbero ridurre l'efficienza di abbattimento).

Infine, la corrente gassosa è inviata a due stadi di adsorbimento a carbone attivo posti in serie (**Unità 2**):

- ✓ il primo stadio è quello esistente;
- ✓ il secondo - di nuova realizzazione - è opportunamente dimensionato al fine di garantire un'elevata efficienza complessiva di abbattimento ed al contempo una minore frequenza di sostituzione complessiva dei carboni esausti della linea (cfr. **Fig 12_Sistema potenziamento ed ottimizzazione carboni attivi**).

In aggiunta, per gestire eventuali guasti di linea, anomalie e garantire il controllo delle emissioni in fase di sostituzione dei carboni attivi esausti, l'intera Unità 2 sarà "raddoppiata":

in tal modo le due unità parallele- e speculari dal punto di vista del dimensionamento - opererebbero alternativamente (in esercizio l'una, in sostituzione carboni/stand-by l'altra, e viceversa) scongiurando di operare in condizioni anomale e/o di emergenza.

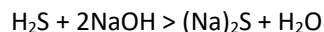
È prevista inoltre l'installazione di nuove pompe da vuoto a "bagno d'olio" e funzionamento "a secco", in parallelo a quelle già esistenti, al fine di consentire una drastica riduzione dei consumi di acqua industriale e un esercizio dell'impianto con un grado di vuoto più spinto e costante.

A garanzia del buon funzionamento della sezione di adsorbimento a carboni attivi, è stata prevista sia l'installazione di un *termoigrometro* che monitorerà in continuo il tasso di umidità dello stream a monte dei carboni attivi (cfr. Appendice1) ed un *PID* che analizzerà in continuo la concentrazione di COT a valle dei carboni attivi e quindi prima dell'immissione in atmosfera (cfr. Appendice2).

Entrambi gli analizzatori, avranno il compito di allarmare il personale preposto alla conduzione dell'impianto secondo valori di *set point* preimpostati e qualora si verificasse uno sfioramento dei limiti, *alert* preimpostati commutano automaticamente il flusso sull'altra unità già rigenerata.

6.1.1. Unità 1/A – Abbattimento H₂S

Per l'abbattimento dell'acido solfidrico si è optato per il processo - oramai consolidato- basato sull'*assorbimento chimico irreversibile*, a mezzo di una colonna di riempimento dalla cui sommità è fatta defluire una soluzione acquosa di idrossido di sodio 5-20% ⁽¹⁾ e dal cui fondo è insufflata la corrente da desolfurare. La reazione di abbattimento è la seguente:



⁽¹⁾ Il titolo ideale di alimentazione – compreso comunque tra il 5 e 20% - della soluzione di NaOH potrà essere stabilito solo durante l'esercizio dell'impianto. Difatti il consumo di reagente è correlato al flusso di inquinante da rimuovere (nella fattispecie H₂S). Qualora tale flusso fosse inferiore alle attese per lungo tempo, per effetto di un eventuale *stripping* dell'acqua da parte della corrente gassosa, si rischierebbe di concentrare eccessivamente la soluzione in NaOH circolante in colonna.

La corrente liquida che fuoriesce dal fondo della colonna è raccolta in un barilotto dedicato (*buffer*) e fatta ricircolare in testa alla colonna; periodicamente un'aliquota è spurgata ed inviata all'impianto di depurazione; contestualmente è prevista nel *buffer* un reintegro (*make-up*) di soluzione sodica *fresh*; il medesimo reintegro è previsto automaticamente qualora il livello del liquido nel *buffer* scenda oltre un livello minimo.

Come materiale di riempimento della colonna si è deciso di utilizzare *Pall ring – 5/8 inch*, caratterizzato da un *Packing factor* pari a 315 m⁻¹.

Dai calcoli di dimensionamento idraulico (cfr. Appendice3), emerge che, per la portata oggetto del trattamento (30 Nmc/h), una colonna di 150 mm di diametro è sufficiente a soddisfare le portate ipotizzate; sulla base della disponibilità commerciale delle colonne, o per ragioni di particolarità costruttive (p.e. inserimento in testa colonna del demister) il diametro potrà essere maggiorato fino a 180 mm; max assoluto 200 mm (non è conveniente maggiorare ulteriormente la sezione, altrimenti la % flooding risulterebbe troppo bassa e di conseguenza una riduzione di efficienza di abbattimento) .

La portata di liquido sodico circolante sarà pari a 500-1.000 lt/h (portata regolabile in fase di esercizio e/o in base all'*Hold-up* reale del sistema); il dimensionamento è stato previsto per 1.000 lt/h in modo da prevedere una percentuale di flooding pari al 64% (flooding alle condizioni ideali di esercizio delle colonne di assorbimento = 50-85%) ed al contempo prevedere flessibilità sulla portata di liquido,

Per le perdite di carico iniziali - da progetto - si è optato per i 15 mm c.a suggeriti dalla letteratura.

La velocità superficiale del gas è calcolata quindi a circa 0.5 m/s.

Per il calcolo dell'altezza si è considerato che la reazione chimica [in fase liquida] tra la soluzione basica NaOH e la corrente gassosa acida contenente H₂S è "*veloce ed irreversibile*" e pertanto la resistenza all'assorbimento gas-liquido si può ritenere associabile alla sola fase gassosa (cfr Parry Chemical Engineers Handbook - 7th Edition - Sec. 5 – Mass Transfer – Influence of Chemical Reactions on *k_G* and *k_L*).

In tali condizioni:

$$H_{OG} = HEPT$$

dove:

H_{OG} = altezza di un'unità totale di trasferimento di massa per lo stato gassoso

HEPT = Altezza equivalente di uno stadio teorico complessivo di abbattimento

Per la stima dell'HEPT si è utilizzata la correlazione di *Norton*, applicabile unicamente al materiale di riempimento prescelto (*Pall ring* – 5/8 inch):

$$\ln HEPT = n - 0.187 \times \ln \Theta + 0.213 \times \ln (\mu)$$

dove:

$n = 1.13080$ (parametro caratteristico del riempimento *Pall ring* – 3/8 inch)

$\Theta = 74$ dyne/cm (tensione superficiale della soluzione liquida)

$\mu = 1.3$ cp (viscosità della soluzione)

Per la stima della viscosità del liquido circolante nella colonna (parametro impattante nel calcolo dell'HEPT) si è utilizzata la seguente correlazione, applicabile a soluzioni inorganiche per un contenuto massimo del soluto pari al 30%:

$$\mu_L = (1 + (X_s/0.3)) \mu_{water}$$

dove:

μ_L = viscosità attesa della soluzione salina

X_s = % in peso del soluto in soluzione

μ_{water} = viscosità dell'acqua alla medesima temperatura

Ipotizzando di utilizzare un rientegro (make-up) di soluzione sodica al 20% ed un contenuto medio della stessa nella corrente liquida circolante a regime pari al 10%, dalla stechiometria della reazione si calcola che X_s sarà pari a 19,75%. Applicando la correlazione sopra, si calcola una viscosità del liquido pari a 1.66 centipoise.

Si calcola quindi una HEPT pari a 1.137 feet = 0.35 m.

NOTA

Al medesimo risultato di calcolo della HEPT si giunge se si applicasse la correlazione presente in letteratura (*Rule of thumb*) in riferimento al materiale di riempimento *Pall ring*:

$$HEPT \text{ (feet)} = 1.5 \times D_p \text{ (inch)}$$

essendo D_p il diametro nominale del riempimento.

Nel caso in esame infatti:

$$HEPT \text{ (feet)} = 1.5 \times 1 \text{ inch} \times 5/8 = 1.125 \text{ feet} = 0.34 \text{ m}$$

Per il calcolo del numero di stadi occorrenti per l'abbattimento (n° HEPT), occorre considerare che il contenuto di H₂S deve essere abbattuto da 100 mg/Nmc a 1 mg/Nmc (limite al camino), richiedendo di conseguenza **un'efficienza complessiva di abbattimento pari al 99%**:

$$n^{\circ} \text{ HEPT} = \ln (y_2/y_1)$$

Dove y₂ e y₁ sono rispettivamente le concentrazioni di ingresso ed uscita colonna dell'inquinante. Nel nostro caso quindi:

$$N^{\circ} \text{ HEPT} = \ln (100/1) = 4.6$$

Pertanto l'altezza utile della colonna sarà pari a HEPT (m) x n° HEPT = 0.35 m x 4.6 = 1.6 m, che per sicurezza si maggiore a 2.0 m. **L'altezza utile della colonna sarà quindi pari a 2.0 m.**

NOTA

Per il calcolo dell'altezza della colonna, sulla base dell'efficienza richiesta, ai fini semplificativi, ossia senza entrare nel dettaglio della cinetica della reazioni chimiche di abbattimento, si è fatto riferimento alla formula utilizzata per processi di assorbimento fisico (altezza colonna = n° HEPT x HEPT (m)). In realtà, come già detto, essendo in questo caso il processo di assorbimento "chimico", "veloce" ed "irreversibile", tale assunzione semplificativa, porta ad un dimensionamento cautelativo in termini di efficienza di abbattimento. Pertanto l'efficienza reale è attesa superiore a quanto calcolato.

Il **make up** di soluzione sodica al 20% in NaOH sarà pari a 0.85 kg/die, come di seguito calcolato:

<i>Q vol. gas</i>	30	<i>mc/h</i>
<i>[H₂S]</i>	100	<i>mg/mc</i>
<i>PM H₂S</i>	34	<i>g/mole</i>
<i>Q mol. H₂S</i>	0,09	<i>moli/h</i>
<i>Stech. Abbattimento</i>	2	<i>moli NaOH/moli H₂S</i>
<i>Q mol. NaOH</i>	0,18	<i>moli/h</i>
<i>PM NaOH</i>	40	<i>g/mole</i>
<i>Q massico NaOH</i>	7,1	<i>g/h NaOH</i>
<i>% sol. NaOH [fresh]</i>	20%	<i>% sol. NaOH</i>
<i>Q massico sol. NaOH</i>	35,3	<i>g/h sol.</i>
<i>Q massico sol. NaOH</i>	0,85	<i>kg/die</i>

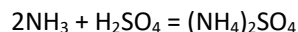
Tabella 2 - Make-up [sol. NaOH]

La corrente liquida spurgata periodicamente all'impianto depurativo invece è volumetricamente inferiore/ uguale alla corrente di make-up (< 1 lt/die) e non apporta contenuto organico.

6.1.2. Unità 1/B – Abbattimento NH₃

Conformemente al medesimo principio dell'unità precedente, essendo l'ammoniaca un composto basico debole [presente allo stato gassoso], la si metterà in contatto in controcorrente con una corrente liquida acquosa contenente un composto acido (nella fattispecie acido solforico 5-10%).

La reazione di abbattimento attesa è la seguente:



Il dimensionamento idraulico (sezione della colonna) – essendo basato esclusivamente sui parametri fluidodinamici - è speculare rispetto a quello eseguito per la colonna di abbattimento dell'H₂S.

Pertanto anche l'unità scrubber 1/B, avrà anch'essa una sezione di 200 mm.

Anche per la reazione di cui innanzi vale l'assunzione di *“veloce ed irreversibile”* e le semplificazioni di calcolo già esplicitate precedentemente.

Per il calcolo dell'altezza della colonna invece si deve tener conto che l'abbattimento del NH₃ dovrà essere tale da ridurre la concentrazione da 10.000 mg/Nmc a 2 mg/Nmc, che rappresenta il limite all'emissione (**efficienza = 99.98%**).

Per tale scenario si calcola:

$$N^{\circ} \text{ HEPT} = \ln (10.000/2) = 8.5$$

e un'altezza complessiva utile pari a 2.95 m, maggiorata a 3.0 m

Il **make-up** di sol. H₂SO₄ (10%) è calcolata a 208 kg/die.

Q vol. gas	30	mc/h
[NH ₃]	10.000	mg/mc
PM NH ₃	17	g/mole
Q mol. NH ₃	17,6	moli/h
Stech. Abbattimento	0,5	moli H ₂ SO ₄ /moli NH ₃
Q mol. H ₂ SO ₄	8,8	moli/h
PM H ₂ SO ₄	98	g/mole
Q massico H ₂ SO ₄	865	g/h NaOH
% sol. H ₂ SO ₄ [fresh]	10%	% sol. H ₂ SO ₄
Q massico sol. H ₂ SO ₄	8647	g/h sol.
Q massico sol. H ₂ SO ₄	208	kg/die

Tabella 3 - Make-up [sol. H₂SO₄]

Anche per tale unità, la corrente liquida spurgata periodicamente all'impianto depurativo sarà volumetricamente paragonabile alla corrente di make-up (≈200 lt/die) e non apporta contenuto organico.

6.1.3. Unità 2 - Dimensionamento dell'unità di adsorbimento a carboni attivi

A valle dei trattamenti descritti, oltre al filtro a carbone attivo esistente, è prevista l'ottimizzazione del processo mediante l'installazione di un *ulteriore filtro di adsorbimento* rifinitore/di guardia a garanzia dei limiti imposti (cfr. Appendice 4).

Per semplicità si riassumono le caratteristiche del flusso da trattare – come descritto sopra – già parzialmente deumidificato e raffreddato grazie al trattamento ad umido subito nelle Unità 1/A ed 1/B ed al chiller posto a monte,

Parametro	Valore
Portata d'aria, Nmc/h <i>[portata cautelativamente maggiorata. Si trascura il volume delle sostanze rimosse a mezzo dei trattamenti precedenti]</i>	30
Temperatura, °C	20
Pressione, atm (a)	atm
Umidità, %	50 %
COT, mg/Nmc <i>[come aromatici BTX]</i>	25.000

Tabella 4 - Corrente gassosa deumidificata in uscita dalle Unità 1/B

6.1.3.1. VERIFICA DEL FILTRO ESISTENTE (FILTRO 1)

Per il dimensionamento del filtro a carbone attivo esistente, cautelativamente, per garantire un adeguato grado di adsorbimento anche per correnti che potrebbero essere caratterizzate, seppur puntualmente, da elevate concentrazioni di COT (come nella fattispecie), si sono imposti – come dati progettuali - ***basse velocità di attraversamento ed alti tempi di contatto***.

Nel caso in esame:

V_f = velocità di attraversamento = 0,065 m/s

T_c = tempo di contatto di = 10 s.

Dalla scelta di questi due parametri di progetto, in base alla portata volumetrica della corrente, fu dimensionata la sezione del filtro:

S_f = Portata gas (Nmc/s) / V_f (m/s) = (30/3600) / 0,065 = 0,0126 mq,
equivalente ad un **diametro di 400 mm**.

In base al tempo di contatto imposto, calcolato il volume di riempimento:

$V_r = T_c$ (s) x Portata gas (Nmc/s) = 10 x (30/3600) = 0,082 mc

pari a **82 lt di riempimento**.

Essendo la densità media apparente dei carboni attivi pari a 0,520 kg/mc, si calcolano **42,5 kg di carbone attivo** per il Filtro 1, mentre l'altezza utile del riempimento è pari a:

$$h = V_r (\text{mc}) / S_f (\text{mq}) = 0,082 / 0,126 = h = \mathbf{0,650 \text{ m.}}$$

La capacità di adsorbimento degli inquinanti previsti, si calcola considerando condizioni alla massima concentrazione di progetto (almeno per l'unità esistente):

Concentrazione	mg/Nmc
Benzene IN	9.200
Toluene IN	9.200
xilene IN	9.200
TOTALE	27.600

Introducendo i seguenti coefficienti caratteristici di ciascuno inquinante che esprimono il rapporto in peso tra il carbonio C presente nella molecola ed il peso della molecola stessa (PM_C / PM_{inq}), dove PM esprime il peso molecolare:

Coefficiente COT per benzene come C 0,923077

Coefficiente COT per toluene come C 0,913043

Coefficiente COT per xilene come C 0,905660

La concentrazione totale come COT IN sarà data dalla seguente formula:

COT = mg/Nmc benzene x coeff benzene + mg/Nmc toluene x coeff toluene + mg/Nmc xylene x coeff xylene

In termini numerici:

COT = 25.224 mg/Nmc mentre il relativo flusso, per la portata in oggetto, sarà pari a **0.76 kg/h di COT** in ingresso filtro.

Riassumendo:

Concentrazione totale come COV IN	mg/Nmc	27.600
Portata ponderale COV IN	kg/h	0,83
Portata ponderale benzene IN	gr/h	276
Portata ponderale toluene IN	gr/h	276
Portata ponderale xilene	gr/h	276

Le **portate molari** invece dei singoli composti della miscela gassosa saranno pari a:

- ✓ moli benzene (gr/h benzene) / PM benzene = $276/78 = 3,5$ mol/h
- ✓ moli toluene (gr/h toluene) / PM toluene = $276/92 = 3,0$ mol/h
- ✓ moli xilene (gr/h xilene) / PM xilene = $276/106 = 2,6$ mol/h
- ✓ moli aria $30 \text{ Nmch} \cdot (1/273^\circ \text{ K}) / (0,082 \cdot 1000) = 1.340$ mol/h

moli totali = sommatoria delle parziali moli della miscela = **1.349 mol/h**

E da qui si calcolano le pressioni parziali dei componenti nella corrente, stimando una pressione totale del sistema max di 1.1 atm (ipotesi cautelativa):

$$P_{\text{benzene}} = (3,5/1.349) \cdot 1.1 = 0,0029 \text{ atm}$$

$$P_{\text{toluene}} = (3,0/1.349) \cdot 1.1 = 0,0024 \text{ atm}$$

$$P_{\text{xilene}} = (2,6/1.349) \cdot 1.1 = 0,0021 \text{ atm}$$

$$P_{\text{aria}} = (2,6/1.349) \cdot 1.1 = 1,0925 \text{ atm}$$

Dalle tabelle termodinamiche si ricavano le tensioni di vapore delle sostanze:

$$P^\circ_{\text{benzene}} (20^\circ \text{C}) = 0,099679 \text{ atm}$$

$$P^\circ_{\text{toluene}} (20^\circ \text{C}) = 0,028621 \text{ atm (a)}$$

$$P^\circ_{\text{xilene}} (20^\circ \text{C}) = 0,008882 \text{ atm}$$

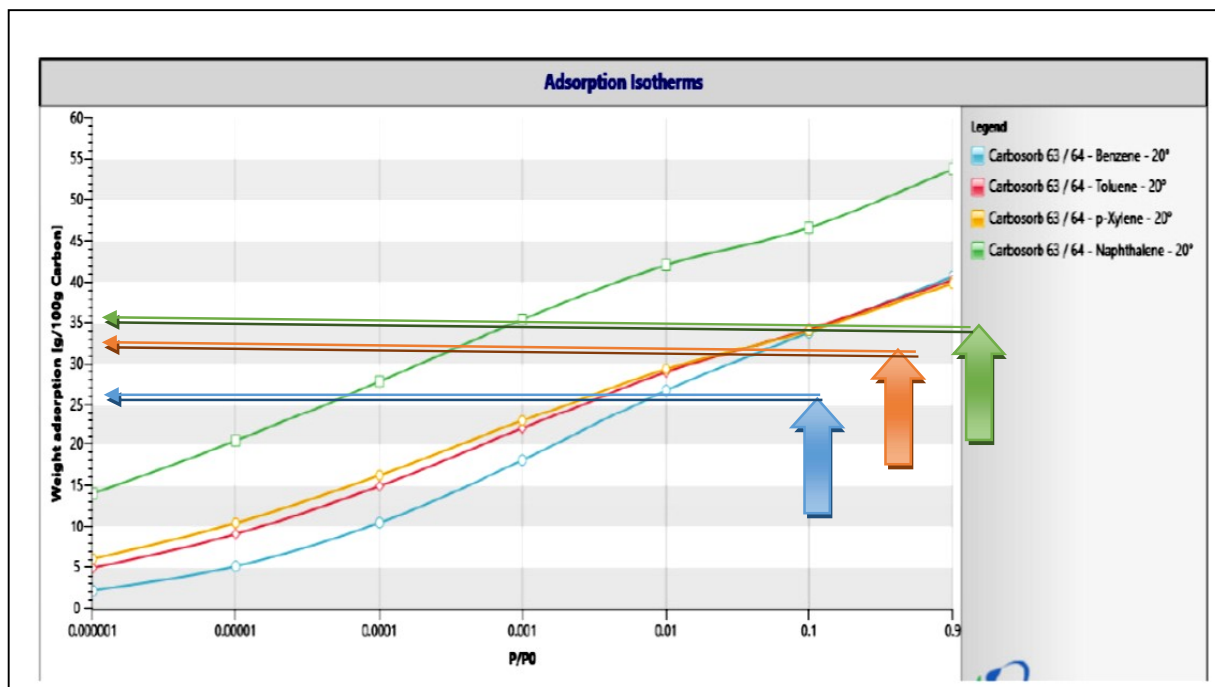
Ed è quindi possibile calcolare i rapporti P_p / P° (pressione parziale / tensione di vapore a 20°C):

$$\text{per benzene: } P_p/P^\circ = (0,0029/0,099679) = 0,029$$

$$\text{per toluene: } P_p/P^\circ = (0,0024/0,028621) = 0,085$$

$$\text{per xilene: } P_p/P^\circ = (0,0021/0,008882) = 0,239$$

Utilizzando le isoterme specifiche di adsorbimento dei carboni attivi selezionati entrando nell'asse delle ascisse con i valori ottenuti P_p/P^o di ogni singolo inquinante si intercetta sulla curva – specifica per ciascun inquinante - la quantità di COT adsorbibili per 1 kg di carbone attivo:



Ossia:

per Benzene: 30 gr/100 gr di CA = 30%

per Toluene: 36 gr/100 gr di CA = 36%

per Xilene: 37 gr/100 gr di CA = 37%

La cui media, ai fini del dimensionamento è pari al **34%**.

Ossia:

per Benzene: 30 gr/100 gr di CA = 30%

per Toluene: 36 gr/100 gr di CA = 36%

per Xilene: 37 gr/100 gr di CA = 37%

La cui media, ai fini del dimensionamento è pari al **34%**.

La quantità massima adsorbita dal filtro esistente (Filtro 1) sarà pari quindi a:

Massa carbone attivo x 34% = 42.5 kg x 34% = 14.45 kg COT.

6.1.3.2. DIMENSIONAMENTO DEL FILTRO DI FINISSAGGIO (FILTRO 2)

Di seguito si riportano criteri e calcoli di dimensionamento del “nuovo” filtro a carbone attivo: per questo filtro, poiché è previsto che esso operi mediamente con concentrazioni in ingresso di COT più contenute rispetto al Filtro 1, si procede con un dimensionamento ordinario, relativamente alla velocità di filtrazione ed al tempo di contatto:

FILTRO 2

Q media sfiato	30	Nmc/h	
Q media sfiato	32,2	mc/h	[20°C]
Q max sfiato	35	Nmc/h	
Q max sfiato	37,6	mc/h	[20°C]
Tempo di contatto	3,5	s	[parametro di progetto > 2 s]
Volume carbone attivo	0,037	mc	
Volume carbone attivo	37	lt	
Velocità lineare di filtrazione	0,4	m/s	[parametro di progetto max 0.4]
Sezione	0,03	mq	
Diametro	0,18	m	
Altezza di calcolo	1,40	m	
Diametro scelto	0,25	m	
Sezione scelta	0,049	mq	
Volume reale	0,069	mc	
Volume reale	69	lt	
Densità carbone attivo	520	kg/mc	
Massa reale	36	kg	
Vel. Lineare a Q max	0,21	m/s	[verifica OK]
Vel. Lineare a Q media	0,18	m/s	[verifica OK]
Tempo contatto Q max	6,6	s	[verifica OK]
Tempo contatto Q media	7,7	s	[verifica OK]

Tabella 5 – Parametri progetto FILTRO 2

Vel gas ingresso	10	m/s	[parametro di progetto 7-12 m/s]
Sezione ingresso Q max	0,0010	mq	
Diametro ingresso Q max	36,5	mm	
Sezione ingresso Q media	0,0009	mq	
Diametro ingresso Q media	33,8	mm	
Diametro ingresso scelto	40	mm	
Vel. Eff. gas in (a Q max)	8,3	m/s	[verifica OK]
Vel. Eff. gas in (a Q media)	7,1	m/s	[verifica OK]

Tabella 6 - Dimensionamento sezione di ingresso/uscita

La saturazione del filtro 2 – fissando un valore limite all'emissione pari a 4 mg/Nmc espresso come COT, che non dovrà essere mai superato - si raggiunge quando alla sezione finale del filtro 2, tale concentrazione (4 mg/Nmc, da esprimere come rapporto P_p/P^o) è in equilibrio con la massa adsorbita.

Concentrazione totale come COT IN	mg/Nmc	4,0
Portata ponderale COT IN	kg/h	0,0002
Portata ponderale benzene IN	gr/h	0,055
Portata ponderale toluene IN	gr/h	0,055
Portata ponderale xilene IN	gr/h	0,055
Portata ponderale COT OUT	gr/h	0,15
Portata molare benzene	mol/h	0,0007
Portata molare toluene	mol/h	0,0006
Portata molare xilene	mol/h	0,0005
Portata molare aria	mol/h	1.340
Portata molare totale	mol/h	1.340
Pressione parziale benzene	atm (a)	0,0000006
Pressione parziale toluene	atm (a)	0,0000005
Pressione parziale xilene	atm (a)	0,0000004
Pressione parziale aria	atm (a)	1,1
Pressione totale	atm (a)	1,1
Pressione di saturazione a 20 °C benzene	atm (a)	0,099679
Pressione di saturazione a 20 °C toluene	atm (a)	0,028621
Pressione di saturazione a 20 °C xilene	atm (a)	0,008882
Pressione parziale/pressione saturazione benzene	P/PO	0,0000058
Pressione parziale/pressione saturazione toluene	P/PO	0,0000171
Pressione parziale/pressione saturazione xilene	P/PO	0,0000479

Dall'utilizzo della curva di equilibrio di cui innanzi, si evince che, alla sezione finale del filtro alle condizioni di saturazione, la capacità di adsorbimento, per i 3 inquinanti, saranno pari a:

Capacità di assorbimento media benzene	%	4
Capacità di assorbimento media toluene	%	10
Capacità di assorbimento media xilene	%	13

Ai fini del dimensionamento si può quindi considerare che alla sezione finale del filtro, **la media dei COT adsorbiti sia pari al 9% della massa di carbone attivo.**

In conclusione, l'intera Unità 2 (Filtro 1 + Filtro 2) risulterà satura quando:

1. **Il filtro 1 (filtro esistente) sarà saturo** ossia quando tutta la massa di carbone attivo in esso contenuto sarà in equilibrio alla concentrazione d'ingresso (kg COT / kg CA = 34%, calcolato sopra).
2. **Il filtro 2 (nuovo filtro) sarà saturo quando:**

- la parte iniziale [stimata 0.80 m su un'altezza totale di 1.40 m] – sarà satura; anch'essa quando in equilibrio con la concentrazione d'ingresso ($\text{kg COT} / \text{kg CA} = 34\%$)
- la parte finale [stimata 0.60 m su un'altezza totale di 1.40 m] - con un profilo logaritmico decrescente – avrà adsorbito dal 34% al 9% (media 21.5%)

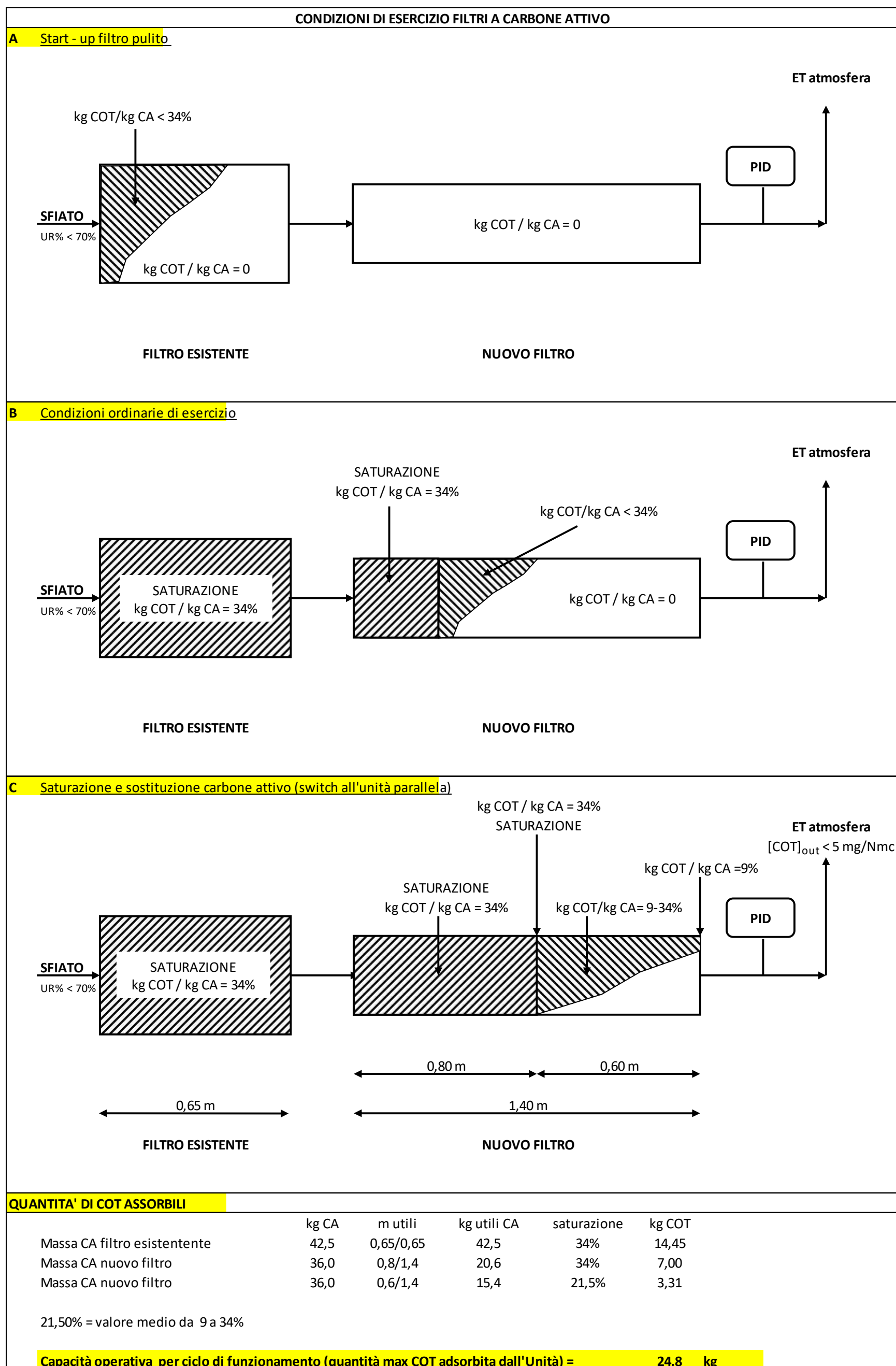


Figura 13 – Condizioni di esercizio filtro a carboni attivi

NOTA

La frazione del letto soggetta a gradiente (0.60 m/1.40 m) è stimabile dai “*Rules of thumb*” presenti in letteratura; si aggiunge che, nello specifico caso, tale stima ha carattere puramente indicativo, perché la saturazione del filtro (e di conseguenza lo switch/sostituzione dello stesso) sarà imposta dal misuratore in continuo di COT previsto all’uscita del filtro.

La quantità massima di COT adsorbiti alla saturazione dell’intera Unità 2, è quindi calcolata:

QUANTITA' COT ADSORBITI [FILTRO 1 + FILTRO 2] – A SATURAZIONE (COT a camino = 5 mg/Nmc)					
	kg CA	H (m)	kg utili CA	saturazione	kg COT
Massa CA filtro esistente – Filtro 1	42,5	0,65/0,65	42,5	34%	14,45
Massa CA nuovo filtro – Filtro 2	36,0	0,8/1,4	20,6	34%	7,00
Massa CA nuovo filtro – Filtro 2	36,0	0,6/1,4	15,4	21,5%	3,31

Per un totale di **24.8 kg COT adsorbiti** (quando saturi il Filtro 1 e Filtro 2, ossia quando satura l’intera Unità 2), che per un flusso massimo di COT da rimuovere pari a 0.76 kg/h permette di stimare il tempo di ciclo (switch) che sarà pari a **32.6 h**. In realtà si presume una frequenza minore di sostituzione, poiché i dati di progetto sopra sono considerati molto cautelativi.

Le perdite di carico attese per il circuito aeraulico sono le seguenti:

80 mm ca per UNITA' 1/A con demister

100 mm ca per UNITA' 1/B con demister

100 mm ca per UNITA' deumidificante

250 mm ca sezione a carboni attivi Filtro 1 + filtro 2

TOTALE perdita di carico \approx 550 mm ca pari a 0.05 atm.

Per evitare cadute di pressione alla pompa del vuoto, poiché è costretta a vincere la contropressione sulla mandata a causa delle perdite di carico dell’impianto, è necessario installare un aspiratore di coda all’impianto avente le seguenti caratteristiche:

Q = 50 Nmc/h

H = 0,1 atm

P = 0,5 kWh

Regolazione della pressione in aspirazione con inverter gestito da trasmettitore di pressione posto a valle della pompa del vuoto che consente una depressione residua su tutto l’impianto di 100 mm ca.

6.2.OSSIDAZIONE TERMICA CON TERMORECUPERO

Questa soluzione è stata progettata in alternativa alle unità 1/A, 1/B e unità 2.

In un'ottica di risparmio energetico e riduzione delle emissioni, la Società ha approfondito altresì l'ipotesi, [alternativa a quella descritta precedentemente] di *ossidare termicamente* il contenuto di COT presente nello stream gassoso.

L'interesse nell' *ossidare termicamente il contenuto di COT* presente nello stream gassoso nasce a seguito della valutazione di diversi benefici, tra i quali i più importanti sono:

- **abbattimento completo della composizione dello sfiato ossidandone i composti ad anidride carbonica ed acqua;**
- **eliminazione del punto di emissione Et, coerentemente con il principio di convogliamento esortato dal TUA D.lgs. 152/06;**
- **recupero del contenuto termico (riducendo, sebbene in minima parte, il consumo di energia, in termici di BTZ o metano);**
- **riduzione nella produzione di rifiuti;**
- **riduzione dei costi, sia in termini di energia elettrica che di approvvigionamento di chemicals.**

La Società ha progettato di sostituire il gruppo "bruciatore/generatore di vapore" esistente ed alimentato a combustibile liquido BTZ con un nuovo gruppo (più moderno ed efficace), ove il bruciatore, oltre a produrre energia termica ai fini della produzione del vapore, tratterebbe anche lo stream oggetto del progetto [30 Nm³/h] ossidando [termicamente] il contenuto di COT in esso contenuto [750 g/h COT di progetto].

L'ossidazione completa dei COT verrebbe garantita in fase di design (ottimale tempo di permanenza dei gas nell'ossidatore/bruciatore e/o pre-post bruciatore, etc.) ed a mezzo del controllo in linea del processo (T controllata).

Per il nuovo bruciatore, è prevista un'alimentazione a gas metano qualora fosse possibile realizzare l'allaccio alla rete.

Nell'ipotesi che si installasse quello a metano, essendo, come è noto, di minore impatto emissivo rispetto al BTZ, si raggiungerebbero ulteriori enormi benefici in termici emissivi:

- **Eliminazione quasi totale dell'emissione di SOx al camino;**
- **Riduzione al minimo del tenore di NOx nei fumi combusti ed afferenti al camino;**
- **Eliminazione del contenuto di polvere al camino.**

La Società intenderebbe sostituire il gruppo "bruciatore/generatore di vapore" esistente ed alimentato a combustibile liquido BTZ (gruppo tra l'altro datato e di efficienza limitata rispetto a quelli attuali) con un nuovo gruppo, il cui bruciatore, oltre a produrre energia termica ai fini della produzione del vapore, tratterebbe anche lo stream oggetto del progetto ossidando [termicamente] il contenuto di COT in esso

contenuto [750 g/h COT]. L'ossidazione completa dei COT sarebbe garantita in fase di design (ottimale tempo di permanenza dei gas nell'ossidatore/bruciatore e/o pre-post bruciatore, etc.) ed a mezzo del controllo in linea del processo (T controllata)

Il nuovo bruciatore potrebbe essere alimentato sia a combustibile liquido che a gas metano, qualora sia realizzabile l'allaccio alla rete.

Nell'ipotesi che si installasse quello a metano, essendo, come è noto, di minore impatto emissivo rispetto al BTZ, si raggiungerebbero enormi ulteriori benefici in termici emissivi:

- Eliminazione quasi totale dell'emissione di SO_x al camino;
- Riduzione al minimo del tenore di NO_x nei fumi combusti ed afferenti al camino;
- Eliminazione del contenuto di polvere al camino.

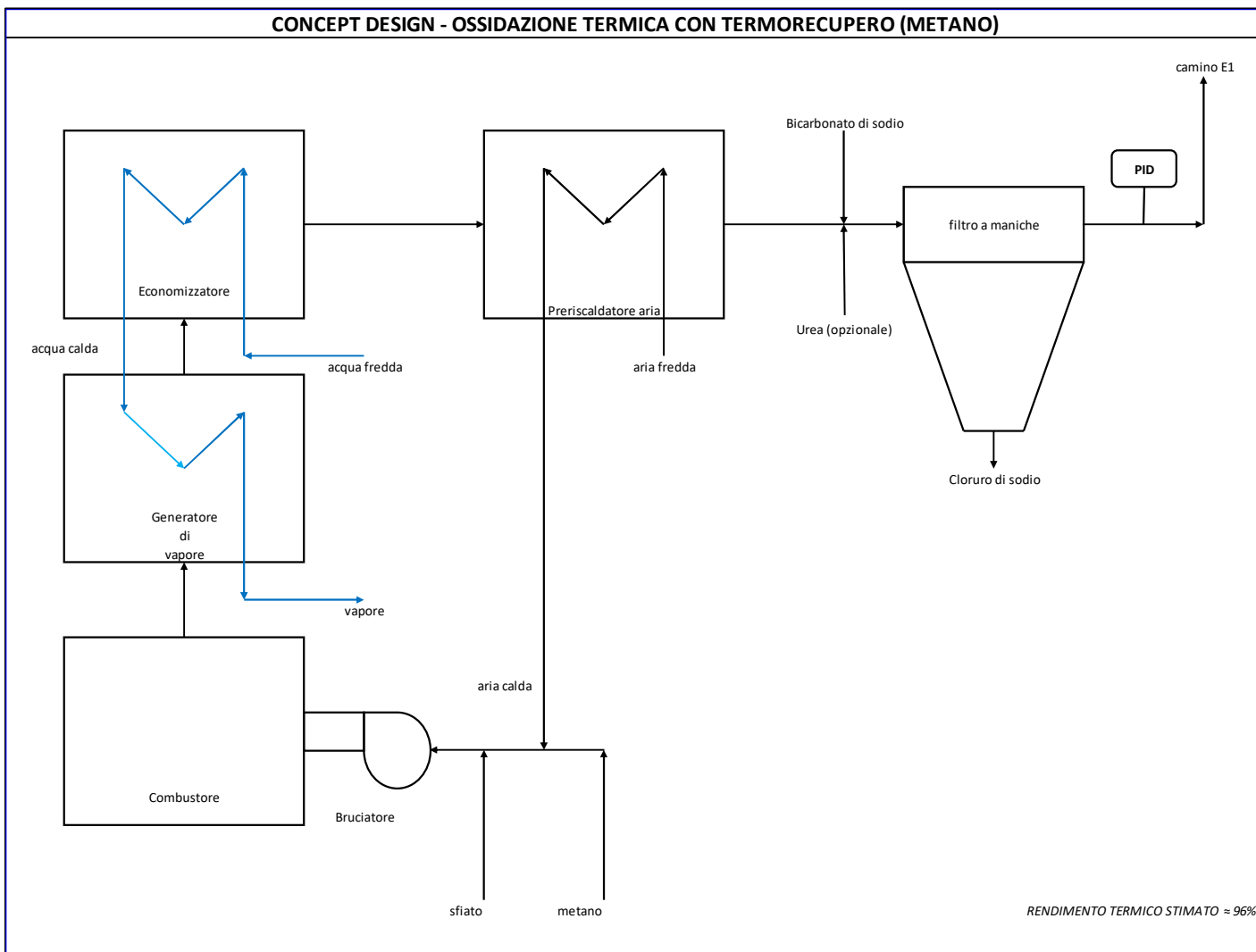


Figura 14 – Concept design ossidazione termica con termorecupero (Metano)

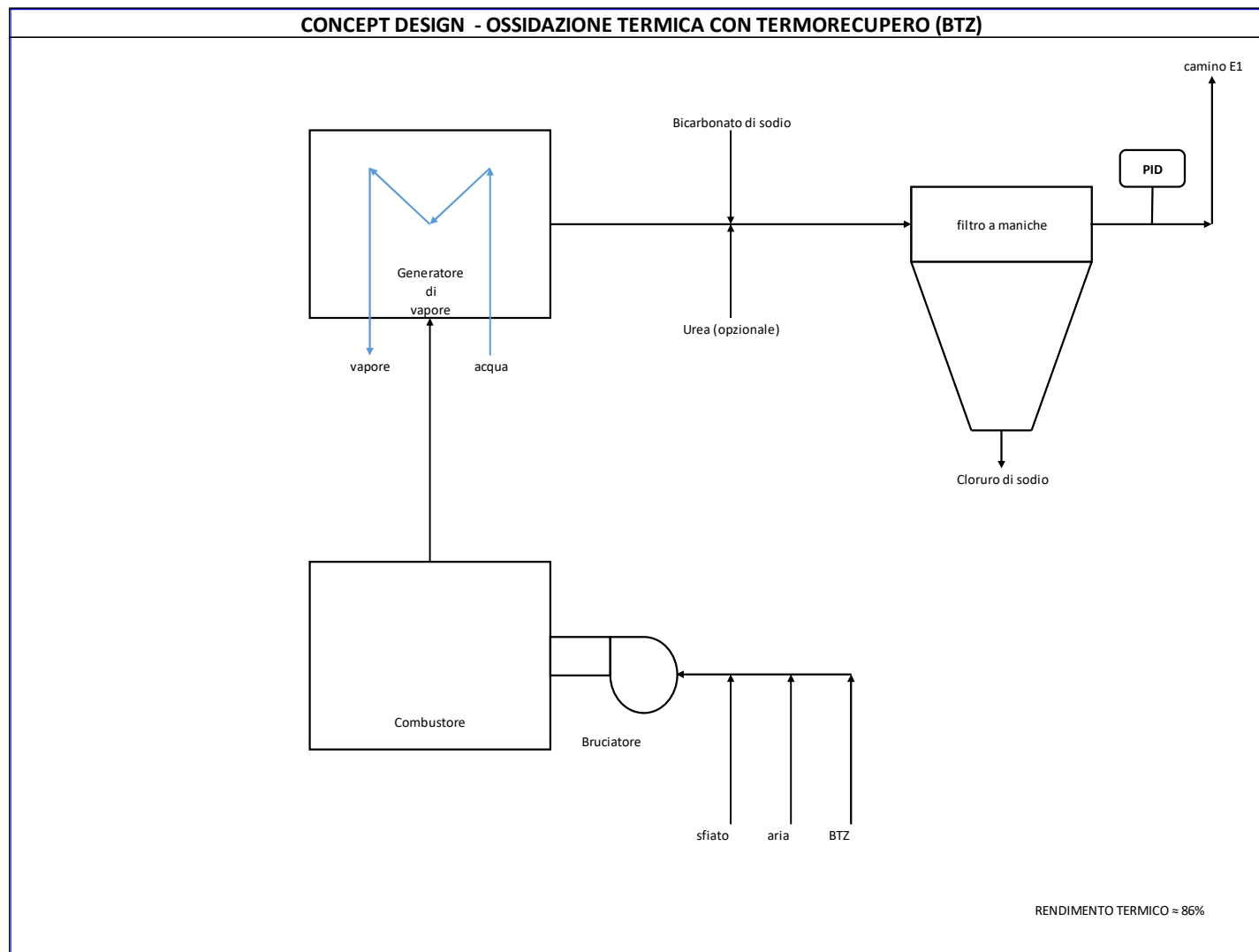
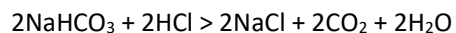


Figura 15 - Concept design ossidazione termica con termorecupero (BTZ)

Gli inquinanti inorganici combustibili (H_2S ed NH_3), oltre che il cloro derivante dai composti organici clorurati (ossidati), combustibili, porterebbero alla formazione di HCl ed NO_x .

Pertanto è previsto un abbattimento “a secco” che consiste nell’iniezione pneumatica di bicarbonato di sodio nei fumi di combustione; garantendo un tempo di contatto adeguato, si avrà la seguente reazione complessiva (preliminarmente il bicarbonato a $T > 200^\circ\text{C}$ si decompone in carbonato):



Il bicarbonato è un eccellente abbattitore di HCl ed un ottimo abbattitore di SO_x ; debolmente abbatte anche NO_x . Per tal motivo, qualora la concentrazione al camino lo rendesse necessario, si prevede anche l’iniezione di urea al fine di abbattere la NO_x .

Da una stima sommaria della presenza di composti organici clorurati nello stream da trattare - che bruciati portano alla formazione di HCl - si calcola il quantitativo di bicarbonato occorrente e il carico aggiuntivo al FM:

Chloride balance

Q gas (media bruciatore)	2.300	Nmc/h
Q gas da trattare	30	Nmc/h

[Cloruro vinile]	70	mg/Nmc	<i>Ipotizzata</i>
PM	62,5	g/mole	
Flusso Vinile cloruro	0,0336	moli/h	
Flusso Cl	0,0336	moli/h	
[Dicloroetilene]	100	mg/Nmc	<i>Ipotizzata</i>
PM	96,95	g/mole	
Flusso Vinile cloruro	3,1E-02	moli/h	
Flusso Cl	6,2E-02	moli/h	
[Dicloropropano]	3000	mg/Nmc	<i>Ipotizzata</i>
PM	113	g/mole	
Flusso Vinile cloruro	8,0E-01	moli/h	
Flusso Cl	1,6E+00	moli/h	
Totale flusso Cl	1,7	moli/h	
HCl generato	61,5	g/h	
[HCl] in 30 Nmc/h	2.051	mg/Nmc	
[HCl] in (2.300 +30) Nmc/h	26,4	mg/Nmc	
Bicarbonato occorrente	1,7	moli/h	
Bicarbonato occorrente	142	g/h	
Bicarbonato occorrente⁽¹⁾	3,4	kg/gg	
Cloruro di sodio prodotto	2,4	kg/gg	<i>a Filtro a manica</i>

⁽¹⁾ L'eccesso stechiometrico del bicarbonato per questi sistemi è dell'ordine del 5-10% (reale bicarbonato dosato circa 3,7 kg/die; polvere totale (cloruro di sodio + eccesso bicarbonato) a filtro a maniche circa 2,7 kg/die,

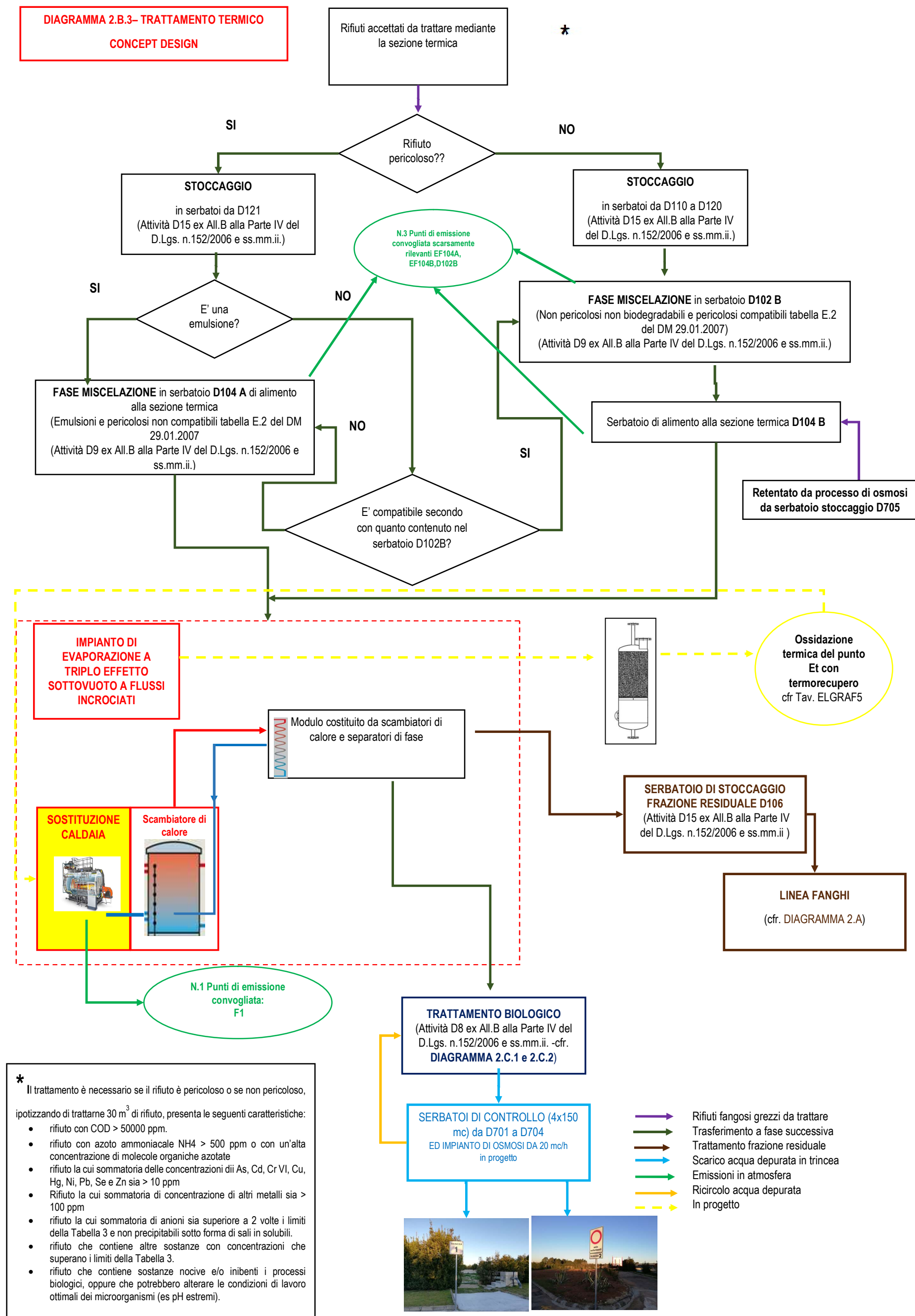


Figura 16 - Schema a blocchi trattamento termico – stato progetto alternativa 2-

6.3.CONFRONTO TRA LE TECNOLOGIE PROPOSTE: ADSORBIMENTO POTENZIATO, OSSIDAZIONE TERMICA E UNITA' CRIOGENICA

Parametro	Potenziamento filtri a carbone attivo	Ossidazione termica BTZ	Ossidazione termica - Metano -	Unità criogenica
Qualità combustibile	BTZ	BTZ	Metano	BTZ/Metano
Emissione Et	SI	NO	NO	SI
Scrubber 1/A e 1/B	SI	NO ⁽¹⁾	NO	SI
Reflui liquidi [da Scrubber 1/A ed 1/B]	SI	NO	NO	SI
Prodotti chimici utilizzati	SI NaOH per abbattimento H ₂ S H₂SO₄ per abbattimento NH ₃ Carboni attivi per abbattimento COV Sali inorganici per abbattimento umidità	SI Bicarbonato di sodio da iniettare a secco nei fumi di combustione bruciatore, per l'abbattimento HCl <u>Opzionale: Urea</u> per abbattimento NOx qualora indispensabile	SI Bicarbonato di sodio da iniettare a secco nei fumi di combustione bruciatore, per l'abbattimento di HCl <u>Opzionale: urea</u> per abbattimento NOx qualora indispensabile	SI - NaOH per Scrubber 1/A - H₂SO₄ per scrubber 1/B - N₂ liquid per impianto criogenico
SOx uscita camino E1 (bruciatore caldaia)	Base	Minore Il bicarbonato è anche un ottimo abbattitore - oltre che di HCl - anche di SOx originati dalla combustione del BTZ	Molto minore Il metano è un combustibile a bassissimo tenore di zolfo rispetto al BTZ.	Base
NOx uscita camino E1	Base	Minore Il bicarbonato abbatte parzialmente anche NOx. In aggiunta, qualora necessario, sarà predisposta l'iniezione di urea nei fumi combusti [opzionale].	Minore Il bicarbonato abbatte parzialmente anche NOx. In aggiunta, qualora necessario, sarà predisposta l'iniezione di urea nei fumi combusti [opzionale].	Base
Rifiuto liquido prodotto	NO	NO	NO	SI (condensato scaricato da impianto criogenico)
Recupero termico	NO	SI ⁽²⁾	SI ⁽²⁾	NO
Consumo energetico (EE)	Base	Minore ⁽³⁾	Minore ⁽³⁾	Maggiore
Efficienza abbattimento (COT, NH ₃ , H ₂ S)	Alta	Maggiore	Maggiore	≈ 100%
Rifiuto solido prodotto da filtro a maniche (polveri separate)	Base	Base ⁽⁴⁾	Minore ⁽⁵⁾	Base
Filtro a carbone attivo	SI	NO	NO	SI

Tabella 7 – Confronto tra le tecnologie proposte

NOTE

- (1) Per questa scelta impiantistica non ci sarebbe bisogno di abbattere H₂S ed NH₃; anche questi inquinanti sarebbero ossidati nel combustore ed i prodotti inquinanti di risulta (SOx ed NOx) abbattuta con tecnologia "a secco" con bicarbonato di sodio e – qualora necessario – con urea. I Sali originati dalle reazioni, di concerto al bicarbonato in eccesso, saranno filtrati prima dell'emissione in atmosfera, dal FM esistente.
- (2) Sulla base della concentrazione dei COT ipotizzata nella corrente, si stima un risparmio energetico equivalente a **circa 3-4 mila Smc di metano annui**.
- (3) **Il consumo di EE sarà inferiore** a quello previsto dal potenziamento dell'unità di adsorbimento, che necessitano di pompe di ricircolo liquido per gli scrubber, di un ventilatore per fronteggiare le perdite di carico delle diverse unità, etc. Oltre ciò, se si optasse per una "nuovo" corpo bruciatore-caldaia (a metano o a BTZ) le rese termiche sono attese maggiori rispetto allo status attuale (si stima **+10-15%** se alimentata a BTZ, **15-20%** se alimentata a metano).
- (4) Si calcola in **appena 2.4 kg/gg** il carico di polveri aggiuntive per il filtro a maniche, a fronte di un consumo di bicarbonato calcolato a 3.4 kg/gg.
- (5) In caso di bruciatore a metano, ci sarebbe una **riduzione del carico di polveri al filtro a maniche** (la combustione del metano, a differenza del BTZ, non genera polveri).

Appendice 1 – Scheda tecnica tremeigrometro



Misuratore di Temperatura e Umidità per Industria Serie HTX82

La serie HTX82 fornisce agli utenti la miglior responsabilità e stabilità di controllo del clima ambientale industriale.

Mantiene e mostra capacità di stabilità a lungo termine sia in tubi dove l'unità di controllo del clima viene influenzato da un flusso d'aria forte sia in presenza di luoghi inquinati da sostanze chimiche.

Caratteristiche:

- Nessun errore magnetotermico del circuito grazie all'elemento separato
- Possibilità di utilizzare in un posto umido e inquinato, grazie all'applicazione di filtri ad alta densità in lega di sinterizzazione
- Adatto per la trasmissione a lunga distanza grazie la possibilità di utilizzare la bassa tensione (9V)
- resistente ad alte umidità e polveri

Specifiche tecniche & Modelli

Range: 0~100%RH / -20~80°C

Accuratezza: $\pm 2.0\%RH$ / $\pm 0.3^{\circ}C$

Uscita: 4~20mA (2 vie)

Alimentazione: 12Vdc or 240Vdc (6~30Vdc)

HTX82D (W) - FTC: Umidità (4 ~ 20mA), temperatura (4 ~ 20mA)

HTX82D (W) - FHC Umidità (4 ~ 20mA)

HTX82D (W) - FBC: temperatura (4 ~ 20mA)

HTX82D (W) - FPC - PT100: Umidità (4 ~ 20mA), Collegamento diretto con un elemento termico

HTX82D (W) - FBC - PT100: Collegamento diretto con un elemento termico

* "Collegamento diretto con un elemento termico": tutte PT100, PT1000, NI1000, NTC5K e NTC10K sono disponibili.



Appendice 2 – Scheda tecnica PID

CENTRALINA DI GESTIONE



X2 pro 10

10" HMI with iX runtime

- 1024 x 600 pixel (16:9)
- TFT-LCD touch screen
- 1.5 GB application memory
- Ethernet 2x100 Mbit
- -10°C to +60°C operating temperature
- CE, FCC, KCC, UL approvals
- DNV GL, KR, LR, ABS, CCS, BV, NK marine approvals

Terminale Touch Screen 10" per visualizzazione, controllo e memorizzazione dati sensore accessibili via ftp e controllabile da remoto.

Grafica e funzionalità saranno personalizzate sull'applicazione con visualizzazione in tempo reale del trend dell'andamento dei ~~VOCs~~.



Il terminale di controllo sarà fornito in box chiuso e provvisto di alimentatore, morsettiere di I/O e gateway per aggiornamento e service da remoto (collegamento Internet a cura del Cliente).

Segnale acquisito dal PID con Protocollo MODBUS RTU, segnale analogico di uscita 4-20 ~~mA~~ disponibile per interfacciamento al Vs Sistema di acquisizione.

Detector fisso VOC

La tecnologia PID più sicura al mondo oggi è ancora più sicura! FALCO opera anche in presenza di condensa e in condizioni climatiche estreme.



Migliori performance

- Unico detector VOC ideato appositamente per operare in condizioni climatiche estreme
- La Tecnologia Typhoon elimina la condensa che si forma all'interno del PID

- Sensore innovativo; minimizza derive nelle misurazioni e riduce i tempi morti

Massima sicurezza

- Elimina le letture false rilevate con altri PID
- Display con avvisi multicolor, visibile fino a 20 metri di distanza
- Dotato di una lampada dalla lunga durata; ca. due anni di uso continuativo.
- Certificazione Ex d

Massima flessibilità

- Disponibili modelli a pompa o a diffusione
- Unità con pompa ideale per aree di difficile accesso
- Modello a diffusione riduce i costi di manutenzione
- Disponibili quattro range di rilevazione
- Possibilità di selezionare diversi fattori di risposta per vari VOC

Le applicazioni includono:

- Industria manifatturiera • Raffinerie & settore petrolchimico • Settore sostanze chimiche •

Specifiche tecniche
Sensore Fotoionizzazione con lampada 10.6 eV
Range e sensibilità rilevazione 10.0 ppm* 0.001 ppm 50.0 ppm* 0.01 ppm 1000 ppm* 0.1 ppm 3000 ppm* 1 ppm
Tempo di risposta (T90) <30 secondi (a diffusione)
Interfaccia Display: schermo ad alto contrasto OLED, nero su bianco: 128 (w) x 64 (h) pixel Dimensioni schermo: 35 mm (w) x 17.5 mm (h) 5 interruttori magnetici con conferma LED Fornito di Magnete per scorrere il menu
Indicatore avvisi Avvisi forniti da indicatori luminosi: ROSSO, VERDE, GIALLO
Certificazioni II 2G Ex d ib IIC T4 Gb ISO9001:2008
Condizioni Ambientali Senza pompa: -40°C a 60°C Con pompa: -20°C a 60°C 0-100% RH e condensa/umidità
Interfaccia 2 x ingressi per cavi 3/4" NPT (sinistra e destra) 2 x 3/4" NPT - M20 in acciaio inossidabile (forniti)
Dimensioni Con pompa: 200 (h) x 190 (w) x 125 (d) mm Senza pompa: 290 (h) x 190 (w) x 125 (d) mm
Punti di fissaggio 2 x M8
Potenza input Vtaggio di lavoro: 12 a 40 Vdc Potenza massima: 2 watt
Uscite 4 a 20 mA (attivo e passivo) RS485 supporta Modbus® protocol Relè x 2 SPST (60 Vdc 2A) - configurabile

Trattamento acque di scarico • Industria cartaria • Settore farmaceutico • IAQ • Sistema di recupero solventi • Vernici industriali • Outdoor air quality •

FALCO è il detector fisso a fotoionizzazione di ultima generazione, in grado di rilevare in continuo un'ampia gamma di composti organici volatili (VOC). Unica ed esclusiva di FALCO è la rivoluzionaria Tecnologia Typhoon, che protegge il sensore dalla condensa, per una maggiore affidabilità in condizioni climatiche difficili. Falco, inoltre, incorpora la tecnologia brevettata Fence Electrode, che elimina gli effetti dell'umidità..

FALCO fornisce performance innovative; affidabilità, accuratezza e risultati su cui contare. Garantisce la massima protezione dell'impianto e dei lavoratori. Grazie alla resistenza all'umidità e al design anti-contaminazione, le derive nelle misurazioni sono ridotte al minimo, consentendo di risparmiare tempo e denaro.

FALCO elimina le letture false rilevate con altri PID. Gli avvisi multicolor sul display LED possono essere visti da venti metri di distanza anche sotto luce diretta del sole garantendo la tempestività dell'informazione in caso di pericolo.

FALCO è dotato di un sensore esterno a Sicurezza Intrinseca, per una manutenzione facile e veloce. La doppia certificazione consente a FALCO di essere mantenuto in ambienti pericolosi senza la necessità di togliere l'alimentazione.

intuitivo e facile da usare, grazie all'interfaccia user-friendly. Ha sei interruttori magnetici con LED di conferma, uno schermo OLED ad alto contrasto e un'interfaccia grafica che facilita e velocizza l'installazione e la manutenzione.

RS485 (Modbus®), uscita 4-20 mA e relè sono standard in tutti i modelli. Le uscite a relè sono configurabili per allarmi di alto o basso pericolo, di malfunzionamento guasto o test.

FALCO offre il massimo in termini di flessibilità e può essere acquistato con uno dei quattro range disponibili, sia nel modello con pompa sia nel modello a diffusione.

Appendice 3 – Dimensionamento colonna abbattimento H₂S

SCRUBBER DESIGN (PACKED COLUMN)									
Input Data					Stream : Air + H ₂ S				
Packing type	=	5/8 inch - Pall ring							
Packing size	=	16 mm							
Packing MOC	=	PP Polipropilene							
Gas pr. Drop / m bed	=	15 mmWC / m packing height	=	147,1	(N/m ²)/m				
Total packing height	=	2,0 m (including all packed beds)							
Gas / Vapour Properties									
Gas / Air flow rate	=		kg/h	OR		30	m ³ /h		
	=	0,0000	kg/s	=	0,008333	m ³ /s			
Gas pressure at entry	=	1,0	atm						
Gas temperature at entry	=	30	°C	=	303,00	°K	Hp: Isotherm		
Gas / Air mol weight	=	29							
Component to be scrubbed									
Component Name	=	H ₂ S Vapore							
Component flow rate	=	0,003	Kg/h	Hp: 100 mg/Nmc					
% comp. in air/gas	=	0,0077	% (v/v)	(presumed)					
Molecular weight of comp.	=	34							
Liquid / Scrubbing media Properties									
Scrubbing media	=	5%-20% NaOH (to be defined during start-up phase)							
Liquid flow rate, L	=	1100	kg/h	max					
	=	0,3056	kg/s						
Liquid Density, σ_L	=	1100	kg/m ³	Conversion :					
Liquid Viscosity, μ_L	=	0,0013000	Ns/m ²	1,3	C_p	=	0,00130000	Ns/m ²	
Packing factor, F_p	=	315	m ⁻¹						
Charac. Packing Factor, C_f	=	97	Ref. Table 6.3, Characteristics of Random packings						
Conversion factor, J	=	1,0	factor for adequate liquid distribution & irrigation across the bed						
Calculations					Refer Table				

TO CALCULATE COLUMN DIAMETER			
Since larger flow quantities are at the bottom for an absorber, the diameter will be chosen to accommodate the bottom conditions.			
To calculate Gas density			
Avg. molecular weight		=	29 Kg / Kmol
If gas flow rate is given in kg/h		If gas flow rate is given in m3/h	
Gas in = 0 Kmol/s		Gas in = (m³/s) x $\left(\frac{273}{T \text{ in kelvin}}\right) \times \left(\frac{\text{pr. in a}}{1.0 \text{ atm}}\right) \times \left(\frac{1}{22,4}\right)$	
= (kmol/s) x $\left(\frac{T \text{ in kelvin}}{273}\right) \times \left(\frac{1.0 \text{ atm}}{\text{pr. In atm}}\right) \times \left(\frac{22,4}{1}\right)$		= 0,000335 Kmol/s	
= 0,000000 m³/s		= 0,009721 Kg/s	
		(mass = mol wt x kmol)	
Select vol. flow rate and mass flow rate from above,			
Selected mass flow rate		=	0,0097205 Kg/s
Selected vol. Flow rate		=	0,00833333 m³/s
Selected molar flow rate		=	0,00033519 Kmol/s
Therefore, gas density		=	1,17 Kg/m³ (mass flow rate / vol. Flow rate)
To find L', G' and Tower c/s area			
Assuming essentially complete absorbtion,			
Component removed		=	0,0000009 Kg/s (molar flow rate x % comp. x mol. Wt.)
Liquid leaving		=	0,3055564 Kg/s (Inlet liquid flow rate + comp. Removed)
$\frac{L'}{G'} \left(\frac{\sigma_G}{\sigma_L}\right)^{0,5}$		=	1,02363
Using 1,0236		as ordinate, Refer fig.6.34 using a gas pressure drop of 147,1 (N/m²)/m	
$\frac{G'^2 C_f \mu_L^{0,1} J}{\sigma_G (\sigma_L - \sigma_G) g_c}$		=	0,009 (from graph) Refer fig 6.34
Therefore, G'		=	$\left(\frac{0,009 \sigma_G (\sigma_L - \sigma_G) g_c}{C_f \mu_L^{0,1} J} \right)^{0,5}$
		=	0,4808 Kg / m².s
Tower c/s area		=	0,0202 m² (c/s area = mass flow rate / G')
Tower diameter		=	0,1604 m
		=	150 mm
Corresponding c/s area		=	0,0177 m²

TO ESTIMATE POWER REQUIREMENT			
Efficiency of fan / blower	=	70 %	assumed / given
To calculate pressure drop			
Pressure drop for irrigated packing	=	294,20 N/m ²	(pressure drop per m packing x total ht. of packing)
For dry packing,			
O/L Gas flow rate, G'	=	0,5500 Kg / m ² .s	(Gas inlet flow rate - Component removed) / c/s area
O/L Gas pressure	=	101030,801 N/m ²	(subtracting pressure drop across packing)
Gas density, σ_g	=	$\left(\frac{\text{gas mol wt.}}{22.41 \text{ m}^3/\text{Kmol}} \right) \left(\frac{273}{T \text{ in kelvin}} \right) \left(\frac{\text{gas o/l pr.}}{101330} \right)$	
	=	1,1625 Kg/m ³	
C _D	=	207	Ref. Table 6.3, Characteristics of Random packings
Delta P / Z	=	$C_D \left[\frac{G'^2}{\sigma_g} \right]$	Refer Table
	=	53,87 N/m ²	
Pressure drop for packing	=	348,07 N/m ²	(irrigated packing + dry packing)
Pressure drop for internals	=	25 mmWC	(packing supports and liquid distributors)
	=	245,17 N/m ²	
Gas velocity	=	7,5 m/s	
Inlet expansion & outlet contraction losses	=	1.5 x Velocity heads	= 1.5 x (V ² / 2g)
	=	42,19 N m / Kg	
	=	49,21 N/m ²	(divide by density)
Total pressure drop	=	642 N/m ²	(packing + internals + losses)
Fan power output	=	$\frac{\text{pressure drop, N/m}^2 \times (\text{gas in} - \text{component removed}) \text{ Kg/s}}{\text{O/L gas density, Kg/m}^3}$	
	=	5,37 N . m / s	
	=	0,01 kW	
Power for fan motor	=	0,008 kW	(fan power output / motor efficiency)
	=	0,01 hp	

COLUMN DIAMETER / HYDRAULIC CHECK			
Liq.-Vap. Flow factor, F_{LV}	=	$(L/V) \times \sqrt{(\sigma / \rho)}$	
	=	1,0236	
Design for an initial pressure drop of	15	mm H ₂ O / m packing	
From K_4 v/s F_{LV} ,			
K_4	=	0,22	For values of K_4 , refer fig 11.44
K_4 at flooding	=	0,60	
Trial % flooding	=	$(\sqrt{K_4 / K_4 \text{ at flooding}}) \times 100$	
	=	60,6	
Gas mass flow rate, V_m	=	$\left[\frac{K_4 \cdot \sigma \cdot \sqrt{(\rho - \rho_v)}}{13.1 F_p (\mu_L / \rho)^{0.1}} \right]^{(1/2)}$	
	=	0,5172 kg/m ² .s	
Trial column c/s area (Trial A_s)	=	V / V_m	
	=	0,0188 m ²	
Trial column dia., D	=	0,1547 m	$D = \sqrt{(4/\pi) \times \text{Trial } A_s}$
Round off 'D' to nearest standard size			
Therefore, D	=	0,150 m	
Column C/S area, A_s	=	0,0177 m ²	$A_s = (\pi/4) \times D^2$
% flooding	=	64	% flooding = Trial % flooding x (Trial A_s / A_s)
Conclusion			
Generally packed towers are designed for 50% -- 85% flooding.			
If flooding is to be reduced,			
(i) Select larger packing size and repeat the above steps.			
OR			
(ii) Increase the column diameter and repeat the above steps.			
HETP PREDICTION			
Norton's Correlation :	$\ln \text{HETP} = n - 0.187 \ln \sigma + 0.213 \ln \mu$		
	Conversion :		
Input Data	0,074 N/m = 74 dyne/cm		
Liquid-phase			
Surface Tension, σ	=	74 dyne/cm	
Liquid Viscosity	=	1,3 cP	
n	=	0,87740	
Calculation			
$\ln \text{HETP}$	=	0,12842342	For values of 'n' Refer Table 6.2
HETP	=	1,137 ft	
	=	0,35 m	

Table 6.2

Back

Constant for HETP Correlation

Atmospheric Distillation 153

Table 6 – 2
Constant for HETP Correlation
(Equation 6-20)

Tower Packing	Value of n
#25 IMTP® Packing	1.13080
#40 IMTP® Packing	1.31850
#50 IMTP® Packing	1.56860
1 in. Pall Ring	1.13080
1½ in. Pall Ring	1.35820
2 in. Pall Ring	1.65840
1 in. Intalox® Saddle	1.13080
1½ in. Intalox® Saddle	1.39020
2 in. Intalox® Saddle	1.72330

Ref.: Random Packings and Packed Towers ---- Strigle

Back

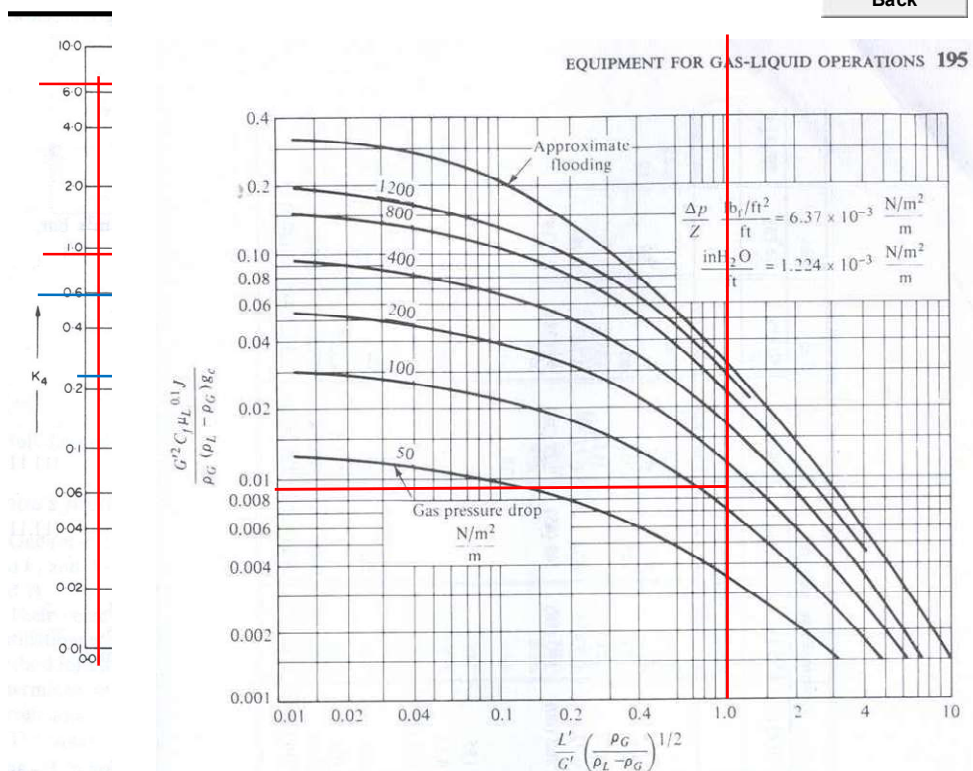


FIG. 11.44. C

FIG. 11.44. Flooding and pressure drop in random packed towers. For SI units $\rho = 1$ G from

Ref. : : Mass Transfer Operation : : Treybal

Ref. : : Chemical Engineering, Volume-6 , COULSON & RICHARDSON'S

Table 6.3 Characteristics of random packings†

Pall rings									
Plastic:									
C_f			97		52		40	25	16
C_D			207		105.2		61.8	47.5	23.9
ϵ			0.87		0.90		0.91	0.92	0.92
$q_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$			341 (104)		206 (63)		128 (39)	102 (31)	85 (26)
Metal:									
C_f			70		48		28	20	16
C_D			133.4		95.5		56.6	36.5	
ϵ			0.93		0.94		0.95	0.96	
$q_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$			341 (104)		206 (63)		128 (39)	102 (31)	
Flexirings:									
C_f			78		45		28	22	18
ϵ			0.92		0.94		0.96	0.96	0.97
$q_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$			345 (105)		213 (65)		131 (40)	115 (35)	92 (28)
Hy-pak:‡									
C_f					45			18	15
C_D					88.1			28.7	26.6
ϵ					0.96			0.97	0.97

Table 6.3 Continued

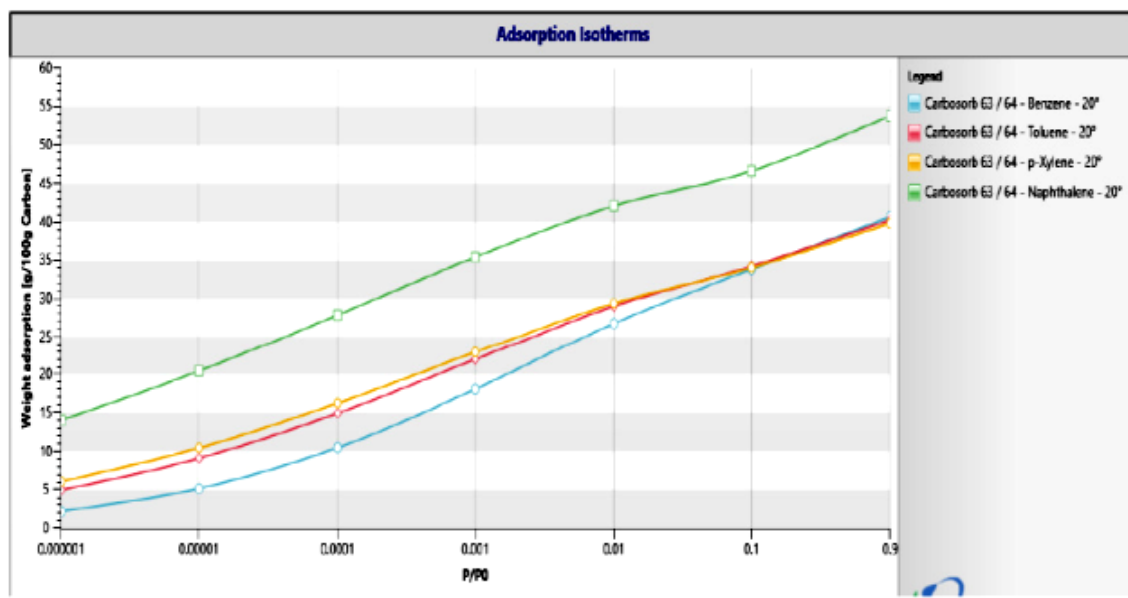
Table 6.3 Continued											
Packing	Nominal size, mm (in)										
	6 ($\frac{1}{4}$)	9.5 ($\frac{3}{8}$)	13 ($\frac{1}{2}$)	16 ($\frac{5}{8}$)	19 ($\frac{3}{4}$)	25 (1)	32 ($1\frac{1}{4}$)	38 ($1\frac{1}{2}$)	50 (2)	76 (3)	89 ($3\frac{1}{2}$)
Berl saddles											
Ceramic:											
C_f	900		240		170	110		65	45		
C_D			508		295	184					
ϵ	0.60		0.63		0.66	0.69		0.75	0.72		
$a_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$	899 (274)		466 (142)		269 (82)	249 (76)		144 (44)	105 (32)		
Intalox saddles											
Ceramic:											
C_f	725	330	200		145	98		52	40	22	
C_D			399		256	241.5		96.2	71.3	40.6	
ϵ	0.75		0.78		0.77	0.775		0.81	0.79		
$a_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$	984 (300)		623 (190)		335 (102)	256 (78)		195 (59.5)	118 (36)		
Plastic:											
C_f						33			21	16	
C_D						96.7			56.5	30.1	
ϵ						0.91			0.93	0.94	
$a_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$						207 (63)			108 (33)	89 (27)	

Super Intalox											
Ceramic:†											
C_f						60			30		
C_D						123			63.3		
ϵ						0.79			0.81		
$a_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$						253 (77)			105 (32)		
Plastic:‡											
C_f						33			21	16	
C_D						79.5			53.5	30.1	
ϵ						0.90			0.93	0.94	
$a_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$						207 (63)			108 (33)	89 (27)	
Tellerettes											
Plastic:										67-mm	95-mm (R)
C_f						40			20		
ϵ						0.87			0.93	0.93	0.92
$a_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$						180 (55)			112 (34)	112 (34)	

† Data are for wet-dumped packing from Chemical Process Products Division, Norton Co.; Koch Engineering Co.; Celcote Co.; *Chemical Engineering Progress*, and *Chemical Engineering*.

‡ Sizes, 1, 2, and 3.

Appendice 4 - Isotherme, capacità di adsorbimento del carbone attivo per diversi inquinanti e scheda tecnica



L'efficacia del carbone attivo dipende da innumerevoli fattori, quali la temperatura, l'umidità relativa, il tempo di contatto, la velocità e la distribuzione dell'aria attraverso il letto di carbone, la natura e la concentrazione delle sostanze contaminanti.

La tabella qui di seguito, faciliterà l'identificazione del grado di adsorbibilità delle diverse sostanze chimiche sulle nostre qualità di carbone attivo della linea aria.

La numerazione da 1 a 4 che affianca ciascuna sostanza, ha il seguente significato:

- 1 = eccellente adsorbimento, dell'ordine del 30% in peso
- 2 = buon adsorbimento, dell'ordine del 15% in peso
- 3 = debole adsorbimento, normalmente inferiore al 5% in peso
- 4 = la sostanza non viene adsorbita in misura apprezzabile.

Elenco delle capacità di adsorbimento di alcune sostanze in fase gassosa su carbone attivo:

Acetaldeide	3	Bromo	1	Dipropilchetone	1	Nitrobenzeni	1
Acetato di butile	1	Bromuro di etile	2	Disinfettanti	1	Nitroetano	1
Acetato di etile	1	Bromuro di metile	2	Eptano	1	Nitroglicerina	1
Acetato di metile	2	Butadiene	2	Eptilene	1	Nitroluene	1
Acetato di propile	1	Butano	3	Esano	2	Nitrometano	1
Acetato isopropilico	1	Butanone	3	Esilene	2	Nitropropano	1
Acetilene	4	Butene	3	Etano	4	Oli lubrificanti e grassi	1
Acido acetico	1	Butilcellosolve	1	Etere	2	Ossido di etilene	1
Acido acrilico	1	Butilcloruro	1	Etere amilico	1	Ossido di metile	2
Acido bromidrico	3	Butilene	3	Etere butilico	1	Ottano	1
Acido butirrico	1	Canfora	1	Etere dicloroetilico	1	Ozono	1
Acido caprilico	1	Carburanti liquidi	1	Etere etilico	2	Pentano	1
Acido cianidrico	3	Cellosolve	1	Etere isopropilico	1	Pentanone	2
Acido cloridrico	3	Cellosolve acetato	1	Etere metilico	2	Pentene	1
Acido fluoridrico	3	Cherosene	1	Etere propilico	1	Percloroetilene	2
Acido formico	2	Cibi aromatici	1	Etilacrilato	1	Piridina	1
Acido iodidrico	3	Cicloesano	1	Etilammina	2	Profumi	1
Acido lattico	1	Cicloesanololo	1	Etilbenzene	1	Propano	1
Acido nitrico	2	Cicloesanone	1	Etilene	4	Propilene	3
Acido palmitico	1	Cicloesene	1	Etilmercaptano	1	Propilmercaptano	3
Acido propionico	1	Cloridrina etilenica	1	Eucaliptolo	1	Putrescina	1
Acido solforico	1	Cloro	3	Fenolo	1	Resine	1
Acido urico	1	Clorobenzene	1	Fluorotriclorometano	2	Solfuro di carbonio	1
Acido valerianico	1	Clorobutadiene	1	Formaldeide	3	Solfuro di idrogeno	3
Acrilato di metile	1	Cloroformio	1	Fosgene	2	Stirene	3
Acrilonitrile	1	Cloronitropropano	1	Freon	2	Tetracloroetano	1
Acroleina	2	Cloropicrina	1	Fumo di sigarette	1	Tetracloroetilene	1
Adesivi	1	Cloruro di etile	2	Gas corrosivi	3	Tetracloruro di carbonio	1
Alcol amilico	1	Cloruro di metile	3	Idrogeno	4	Toluene	1
Alcol butilico	1	Cloruro di metilene	1	Idrogeno solforato	3	Toluidina	1
Alcol isopropilico	1	Cloruro di propile	1	Incenso	1	Tricloroetilene	1
Alcol metilico	2	Cloruro di vinile	2	Indolo	1	Urea	1
Alcol propilico	1	Creosolo	1	Iodio	1	Xilene	2
Aldeide butilica	2	Creosoto	1	Iodoformio	1		
Aldeide crotonica	1	Decano	1	Isoprene	2		
Aldeide valerianica	1	Deodoranti	1	Mentolo	1		
Amilacetato	1	Detergenti	1	Mercaptani	1		
Ammine	3	Diclorobenzene	1	Metano	4		
Anidride acetica	1	Diclorodifluorometano	2	Metilbutilchetone	1		
Anidride solforica	3	Dicloroetano	1	Metilcellosolve	1		
Benzene	1	Dicloroetilene	1	Metilcellosolve acetato	1		
Biossido d'azoto	3	Dicloromonofluorometano	2	Metilcicloesano	1		

