



UNIVERSITÀ DEGLI STUDI DI PADOVA
FACOLTÀ DI INGEGNERIA
DIPARTIMENTO DI PRINCIPI E IMPIANTI DI INGEGNERIA CHIMICA

TESI DI LAUREA IN INGEGNERIA CHIMICA
CLASSE 10 INGEGNERIA INDUSTRIALE
(DM 509/99)

**PROCESSO E IMPIANTO PER IL TRATTAMENTO
DI ACQUE DI FALDA**

**PROCESS AND PLANT FOR
GROUNDWATER TREATMENT**

Relatore: Prof. Gabriele Scaltriti

Laureando: LORENZO PAVANATO

ANNO ACCADEMICO 2010 – 2011



UNIVERSITÀ DEGLI STUDI DI PADOVA
FACOLTÀ DI INGEGNERIA
DIPARTIMENTO DI PRINCIPI E IMPIANTI DI INGEGNERIA CHIMICA

TESI DI LAUREA IN INGEGNERIA CHIMICA
CLASSE 10 INGEGNERIA INDUSTRIALE
(DM 509/99)

**PROCESSO E IMPIANTO PER IL TRATTAMENTO
DI ACQUE DI FALDA**

**PROCESS AND PLANT FOR
GROUNDWATER TREATMENT**

Relatore: Prof. Gabriele Scaltriti

Laureando: LORENZO PAVANATO

ANNO ACCADEMICO 2010 – 2011

Riassunto

Il lavoro presente nei capitoli seguenti e qui riassunto intende riportare un'esperienza lavorativa all'interno di un'azienda con storia più che trentennale nel campo della bonifica e nel disinquinamento delle acque.

Saranno illustrate le diverse fasi della progettazione di un impianto mobile per il trattamento di acque di falda, inquinate a causa di attività industriali-petrochimiche. Si partirà con l'individuazione delle tecniche di trattamento proseguendo con la scelta del processo da effettuare per concludersi con l'esercizio dell'impianto e relativi risultati dello stesso.

Un'attenzione particolare sarà dedicata agli aspetti ingegneristici della progettazione, quindi saranno illustrati nel dettaglio i dimensionamenti necessari, le particolarità tecniche del processo, le verifiche svolte e l'analisi dei costi.

Indice

Introduzione	13
Capitolo 1	
Metodi di Trattamento	17
1.1 Possibili Metodi di Trattamento	17
Capitolo 2	
Normativa di riferimento	21
Capitolo 3	
Processo Scelto	23
3.1 Criteri di scelta del processo	23
3.2 Ossidazione chimica ed abbattimento di ferro, manganese e arsenico.....	24
3.3 Filtrazione a pressione	28
3.4 Adsorbimento su carboni attivi.....	32
3.5 Elettropompe e Collegamenti	43
Capitolo 4	
Impianto Progettato e Posto in Opera	49
4.1 Collegamenti	50
4.2 Impianto TAF	53
Capitolo 5	
Efficienza dell'Impianto	57
Conclusioni	61
Appendice I – Immagini e Schemi	63
Riferimenti Bibliografici.....	65

Introduzione

Questo lavoro è inteso alla scelta del processo di trattamento e alla progettazione di un impianto mobile per la depurazione di acque di falda. Il trattamento si è reso necessario a causa dell'inquinamento riscontrato nelle acque di falda, dovuto alle attività industriali presenti da lungo tempo nei territori circostanti alla zona da trattare. L'impianto è destinato allo stabilimento petrolchimico di Mantova.

In assenza di trattamento in loco, le acque di falda erano conferite presso un impianto esterno regolarmente autorizzato.

Per ridurre i costi di gestione la direzione dello stabilimento ha cercato una soluzione che consentisse il trattamento in loco delle acque contaminate mediante un impianto mobile della potenzialità di circa 20 m³/h.

Per la collocazione dell'impianto è stato individuato un sito ubicato in prossimità dei pozzi di emungimento, al fine di evitare costi elevati per la movimentazione delle acque prelevate dalla falda sottostante. Si tratta di un'area mai stata interessata direttamente dalle attività del petrolchimico, se non per allocarvi strutture collaterali, situata in prossimità del confine dello stabilimento e delimitata dal Canale Diversivo, affluente del fiume Mincio.

Le acque da trattare sono prelevate da otto pozzi presenti nell'area di interesse che costituiscono parte della barriera idraulica che impedisce che le acque contaminate finiscano nel corso d'acqua.

Inizialmente l'emungimento e la movimentazione delle acque dai pozzi all'impianto non sono richiesti dalla direzione dei lavori, successivamente per motivi interni si richiede che sia la stessa azienda che si occuperà dell'impianto ad occuparsi anche di questo aspetto, cosa che però inevitabilmente dilata i tempi di realizzazione, sia per la progettazione che per l'ottenimento delle autorizzazioni necessarie.

Nella tabella 0.1 sono riportate le caratteristiche delle acque da trattare, che rivelano un inquinamento dovuto principalmente ad alcuni metalli (Ferro, Manganese e Arsenico), solventi alogenati e, in minor quantità, idrocarburi aromatici. La normativa cui

fare riferimento per i valori medi degli inquinanti è il testo unico sull'ambiente, D.lgs. 152/06.

Nel data sheet fornito dalla direzione di stabilimento in sede di bando di gara è stato previsto un processo di depurazione delle acque piuttosto complesso, il cui lay-out comprende trattamento chimico-fisico, filtrazione, strippaggio con aria e adsorbimento degli inquinanti dalla stessa su carboni attivi, oltre ad una sezione di trattamento dei fanghi.

Nei capitoli successivi verranno illustrate le fasi costituenti il processo di trattamento esaminate e adottate e le caratteristiche delle principali apparecchiature elettromeccaniche utilizzate.

Tabella 0.1 *Concentrazione dei contaminanti, dati di progetto*

Contaminante	U.M.	Media	Limite
Arsenico	µg/l	22,4	10
Ferro	µg/l	2702	200
Manganese	µg/l	200	50
Benzene	µg/l	1344	1
Etilbenzene	µg/l	102	50
p-xilene	µg/l	15,53	10
1,2-dicloroetano	µg/l	500	3
Composti alifatici clorurati cancerogeni totali	µg/l	1441	10
1,2-dibromoetano	µg/l	0,05	0,001
1,4-diclorobenzene	µg/l	3,3	0,5
Idrocarburi totali (come n-esano)	µg/l	2903,33	10

Tabella 0.2 *Concentrazioni dei contaminanti, prima analisi*

Contaminante	U.M.	Media	Limite
Arsenico Totale (As)	µg/l	3,42	10
Ferro (Fe)	µg/l	5008,33	200
Manganese (Mn)	µg/l	157,00	50
Benzene	µg/l	64,97	1
Toluene	µg/l	3,20	15
p-Xilene	µg/l	2,65	10
1,2-Dibromoetano	µg/l	<0,001	0,001
1,2-Dicloroetano	µg/l	10,33	3
Tetracloroetilene	µg/l	0,93	1,1
Sommatoria organoalogenati	µg/l	11,58	10

Capitolo 1

Metodi di Trattamento

Si intendono ora esporre tutte le possibilità di trattamento applicabili al caso in esame, con specifico riferimento ai fattori che possano influenzare la scelta.

1.1 Possibili Metodi di Trattamento

I dati utilizzati per l'individuazione del processo sono quelli forniti. In base a questi è stato possibile individuare numerose tecnologie di trattamento per ridurre i valori delle concentrazioni degli inquinanti entro i limiti di legge.

Dall'osservazione delle tabelle 0.1 e 0.2 è immediato individuare le categorie di contaminanti che si dovranno eliminare nel trattamento, ossia: metalli (ferro, arsenico e manganese), solventi alogenati (1,2-dibromoetano, 1,2-dicloroetano, Tetracloroetilene) e idrocarburi ciclici aromatici (Benzene, Toluene, p-Xilene). La scelta del processo deve quindi tenere in conto tutte le peculiarità di questo tipo di contaminanti e le problematiche ad essi collegate.

Si illustrano di seguito brevemente quali possano essere pro e contro di tutte le tecniche di intervento applicabili.

- **Ossidazione Chimica**: l'eliminazione dei metalli e in particolare di ferro e manganese è quasi sempre ottenuta tramite processi di ossidazione e conseguente precipitazione. L'ossidazione si può effettuare tramite il dosaggio di sostanze ossidanti quali ipoclorito di sodio, ozono, perossido di idrogeno o permanganato di potassio.

Questo tipo di trattamento è sempre molto efficace, in particolare in presenza di massicce quantità di ferro sotto forma di umati. Può risultare più costoso, specialmente in fasi di esercizio, di una semplice ossidazione con aria; ma questo non è sempre scontato: infatti, il costo d'impianto può essere ridotto considerevolmente e una sapiente gestione del dosaggio dei chemicals può consentire di mantenere i costi largamente sotto controllo.

- **Ossidazione con aria**: questo tipo di trattamento, sempre determinato all'eliminazione di elementi metallici quali ferro e manganese si effettua vaporizzando l'acqua nell'atmosfera, con recipienti muniti di agitatori o aeratori, o più spesso con l'utilizzo di reattori di aerazione in cui aria e acqua entrano sotto pressione contemporaneamente dal basso e passano quindi in un letto di materiale atto a favorire il contatto intimo tra le due fasi e quindi la formazione di composti insolubili che precipiteranno.

I costi di esercizio di questo tipo d'impianto sono minori ma si alzano quelli d'impianto. L'ossidazione con aria inoltre è poco efficace in caso di alte concentrazioni di ferro e la manutenzione più complessa.

- **Filtrazione su resine ioniche selettive**: un'alternativa ai processi di ossidazione per la rimozione di ferro e manganese, ma utilizzabile anche per contaminanti organici, è l'utilizzo di resine selettive a scambio ionico. Resine anioniche possono eliminare composti organici del ferro, mentre quelle cationiche convenzionali sono in grado di intrappolare lo ione Fe^{2+} e l'arsenico se in concentrazioni piuttosto basse, ma sono danneggiate da tutti gli altri composti del ferro.

Si potrebbero anche utilizzare resine a selettività specifica per gli idrocarburi da eliminare. Pur essendo comode e permettendo un impianto molto compatto non sarebbero facilmente utilizzabili per il trattamento richiesto in oggetto a causa dell'avvelenamento da composti del ferro, oltre ad avere un costo molto alto.

- **Filtrazione**: la filtrazione è un processo complementare all'ossidazione e alla precipitazione, e consiste nella separazione di un solido da un liquido tramite il passaggio della torbida attraverso un mezzo poroso o un filtro.

Nel caso specifico, associata alternativamente all'ossidazione chimica o con aria, la filtrazione serve a eliminare i precipitati metallici, che saranno poi raccolti come fanghi tramite controlavaggi periodici. Il filtro può essere costituito

da un letto fisso di sabbia/quarzite o pirolusite o essere un filtro meccanico come filtri-prensa, filtri a tamburo o altri.

L'uso di filtri a sabbia è conveniente in caso di grandi volumi di acqua da trattare con basse concentrazioni di solidi sospesi, mentre i filtri meccanici sono più indicati al trattamento di torbide con parte solida più ingente. Infatti, i costi d'installazione e gestione e la manutenzione dei primi sono notevolmente inferiori.

- **Adsorbimento su carboni attivi**: la filtrazione e adsorbimento su carboni attivi è un processo utile in particolare a eliminare le sostanze organiche presenti nelle acque, in particolare idrocarburi alifatici e aromatici, sostanze alogenate e oli minerali, può essere inoltre utile a eliminare sapori od odori sgradevoli.

Il carbone, che può avere varie origini, è disponibile in forma di polvere o granulare. L'acqua è fatta fluire attraverso un letto fisso di carbone contenuto in serbatoi, dove avvengono la filtrazione e l'adsorbimento.

Questo trattamento è ormai lo standard nella depurazione di acque di falda o da potabilizzare, a causa dell'ottima efficacia e del relativamente basso costo. Tuttavia, richiede molta manutenzione, vista la necessità della sostituzione periodica dei carboni, e attenzione nell'esercizio per evitare malfunzionamenti come ad esempio la formazione di canali preferenziali nel letto fisso.

- **Osmosi inversa**: in uno o più reattori a membrana polimerica l'acqua contaminata è posta in pressione rispetto all'acqua non inquinata, con lo scopo di invertire il flusso osmotico. In questo modo la prima soluzione si concentra lasciando superare la membrana solo all'acqua non contaminata.

Questo sistema ha una grande efficienza e permette buona flessibilità e adattabilità dell'impianto, tuttavia ottiene buoni risultati solo per sostanze inorganiche, in particolare sali, e i costi sono piuttosto elevati.

- **Stripping con aria**: lo stripping con aria consiste nel far scorrere il gas in controcorrente rispetto al flusso dell'acqua in colonne a riempimento strutturato o casuale. In questo modo l'aria riesce a estrarre le sostanze contaminanti volatili presenti nell'acqua con particolare efficienza quindi in caso di sostanze organiche come idrocarburi o alogenati.

Si tratta sicuramente di una procedura molto efficace ma che presenta numerose complicazioni impiantistiche, oltre ad avere un costo sicuramente superiore soprattutto dal punto di vista energetico.

Capitolo 2

Normativa di riferimento

L'impianto di cui questo lavoro tratta è finalizzato al trattamento di acque di falda contaminate; ne consegue che, per i dimensionamenti e le verifiche dell'impianto, il riferimento normativo principale è il decreto legislativo 152/06, secondo il quale le acque sotterranee da bonificare, dal momento in cui sono emunte e stoccate, sono classificate come rifiuto e come tali devono essere considerate a tutti gli effetti.

Tale concetto è altresì confermato dalla nota n. 9338/QdV/DI del 10.4.2007, con la quale il Direttore Generale del Ministero dell'Ambiente fornisce chiarimenti in merito agli impianti di trattamento delle acque provenienti dalla barriera idraulica allestita per la bonifica delle acque di falda nel sito d'interesse nazionale Laghi di Mantova e Polo chimico.

Con la stessa nota, il Ministero dell'Ambiente precisa che i limiti allo scarico da adottare per gli impianti che trattano tali acque sono quelli fissati alla tabella 2 dell'Allegato 5 al D. Lgs. 152/06, tabella che definisce le concentrazioni soglia di contaminazione nelle acque sotterranee.

Tale affermazione è poi ribadita nel verbale della Conferenza di servizi del 27.7.2007, che ha individuato come obiettivi di bonifica da raggiungere per l'impianto di trattamento da attivare quelli fissati nella tabella 2 dell'Allegato 5 al D. Lgs. 152/06.

Tale prescrizione ha comportato, ovviamente, maggiori limitazioni nella scelta del processo e difficoltà di trattamento. Per ottenere le autorizzazioni necessarie all'installazione e all'avvio dell'impianto, è stato necessario un processo burocratico piuttosto complesso.

Per ottenere le autorizzazioni necessarie all'installazione e all'avvio dell'impianto ed allo scarico delle acque trattate, è necessario avviare un iter burocratico piuttosto com-

plesso presso l'amministrazione locale della Provincia di Mantova, competente in materia.

L'installazione di un sistema di monitoraggio in continuo delle acque in uscita dall'impianto, comprendente un'unità di rilevamento del Carbonio Organico Totale (TOC), consentirà il controllo della qualità dell'acqua trattata.

Capitolo 3

Processo Scelto

3.1 Criteri di scelta del processo

A questo punto risulta evidente che il trattamento da effettuare, per garantire il rispetto dei limiti di legge imposti dal D.M. 152/06, deve concentrarsi in particolare sul trattamento e l'eliminazione di tre classi di prodotti: metalli, idrocarburi aromatici e idrocarburi alogenati.

Inoltre, è richiesto che per la realizzazione dell'impianto non vengano costruite strutture murarie ed esso deve funzionare, per tutto il periodo di utilizzo, 24 ore al giorno lungo l'arco dei 7 giorni della settimana. Per questo, sempre rispettando i vincoli posti, si è deciso di modificare e semplificare il progetto originariamente proposto, con il doppio fine di limitare i costi e semplificarne installazione e manutenzione.

Per l'eliminazione di ferro, manganese e arsenico il trattamento individuato è il dosaggio in linea di ipoclorito di sodio come ossidante chimico, con lo scopo di formare dei precipitati di idrato ferrico, biossido di manganese ed arseniati che possano poi essere filtrati, congiuntamente ad eventuali altri solidi sospesi, in una sezione di filtrazione a sabbia, costituita da due filtri in parallelo.

La scelta è ricaduta su questa tecnica per la provata efficacia, la semplicità impiantistica e gestionale e i relativi bassi costi del composto ossidante.

La semplice aerazione è un metodo consigliato in letteratura per la rimozione contemporanea di ferro e manganese ma, considerata la preponderanza del primo nelle acque

da trattare, questo sistema risulterebbe efficace solo in condizioni di acque molto basiche.

La filtrazione richiede necessariamente periodici controlavaggi dei filtri per la loro pulizia, generando così una certa quantità di fanghi contenenti i precipitati dei metalli ossidati.

Lo stoccaggio di questi è quindi previsto unitamente alla sezione di filtrazione.

Come suggerito da numerose fonti, il controlavaggio è effettuato con acqua e il letto di sabbia movimentato con aria, sarà quindi presente anche una soffiante addetta all'insufflazione.

La seconda e più delicata parte dell'impianto, ovvero quella riguardante l'eliminazione di idrocarburi e solventi alogenati, presenta una più ampia possibilità di scelta.

Tuttavia, la proposta originaria dello strippaggio con aria non è ritenuta conveniente, a causa del grande volume di acqua da trattare, in termini di costo energetico.

Per tale motivo, si è identificata come ottimale una più semplice e più controllabile sezione di filtrazione e adsorbimento su carboni attivi.

Inoltre, è in possesso dell'azienda una batteria di 5 filtri a carboni attivi in fibra di vetro già utilizzati per analogo tipo di trattamento, che con semplici operazioni di revamping possono essere messi a disposizione riducendo notevolmente i costi di costruzione dell'impianto.

3.2 Ossidazione chimica ed abbattimento di ferro, manganese e arsenico.

3.2.1 Generalità del processo di ossidazione

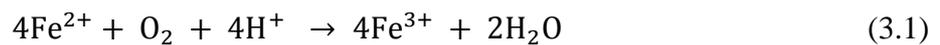
La contemporanea presenza di ferro, manganese ed arsenico ha fatto ritenere conveniente l'abbattimento dell'arsenico tramite coprecipitazione, sfruttando la flocculazione dovuta all'inserimento in linea di ipoclorito di sodio. L'uso dell'ipoclorito di sodio è giu-

stificato dalla presenza cospicua di ferro. La differenza nel tasso di ossidazione fra ferro e manganese scongiurerebbe questa scelta, infatti, il ferro precipita molto più rapidamente del manganese e in forma colloidale, rendendone difficile la filtrazione.

Tuttavia, essendo la quantità di ferro così superiore a quella del manganese, la loro contemporanea precipitazione è conveniente, inoltre l'idrato ferrico prodotto attraverso la reazione di ossidazione del ferro consente di coprecipitare anche l'arsenico.

L'obiettivo generale dell'ossidazione è quello di ossidare dallo stato Fe^{2+} a quello Fe^{3+} , questa seconda forma crea dei composti insolubili che possono quindi essere precipitati.

La reazione generale di ossidazione del ferro è la seguente:

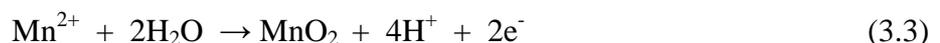


In questo caso, usando come agente ossidante l'ipoclorito di sodio, la dissociazione dello stesso in ambiente acquoso è nella forma:

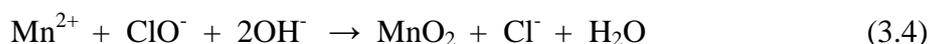


Il ferro precipita quindi sotto forma di idrato ferrico $\text{Fe}(\text{OH})_3$, sostanza sulla base della cui quantità filtrata sarà poi necessario svolgere i calcoli sulla periodicità dei controlli per la pulizia dei filtri.

Il manganese disciolto in acqua viene ossidato dalla forma di valenza 2+ alla forma 4+ e si comporta seguendo questa reazione:



È una reazione che sarebbe favorita da un ambiente basico. In presenza di ipoclorito, la reazione completa è nella forma:



Come precedentemente illustrato, la reazione di ossidazione del manganese è molto più lenta di quella del ferro, questo si può verificare osservando la cinetica delle due reazioni ed in particolare osservando lo stato di valenza delle sue forme ossidate.

Detto ciò, dai dati resi disponibili e dalle analisi ci si rende conto come la concentrazione di ferro sia così più elevata di quella del manganese che l'ossidazione contemporanea delle due sostanze non dovrebbe incorrere nel rischio di lasciare manganese in forma disciolta.

Inoltre, l'ulteriore scopo della flocculazione degli idrossidi di ferro e manganese è quella di intrappolare l'arsenico disciolto in forma ionica e precipitarlo in fiocchi, che saranno poi trattenuti dai filtri sotto forma di arseniati.

3.2.2 Dosaggio di ipoclorito necessario

È necessario stabilire la quantità di ipoclorito di sodio necessaria da dosare in linea, il dosaggio è effettuato sulla base dei seguenti calcoli:

Tabella 3.1 Calcolo del dosaggio di Cloro attivo

Sostanza da ossidare	Conc.	Stechiometria Ossidazione	PM	PM Cl	Rapporto PM	Rapporto Stech.	Cl necessario
	mg/l		g/mole	g/mole			mg/l
Fe	2,7	1	55,8	35,5	0,636	0,636	1,718
Mn	0,2	2	54,9	35,5	0,647	1,293	0,259
Cl Totale Richiesto							1,98
Approssimazione Cautelativa							3,0

In prima istanza è stato calcolata la concentrazione di cloro (agente ossidante) necessaria da immettere in linea per ossidare tutto il ferro e il manganese, sulla base del rapporto stechiometrico delle due reazioni. Quest'ultimo poi è stato semplicemente moltiplicato per la concentrazione del contaminante metallico da ossidare. Sul valore ottenuto si è

poi tenuto conto di un fattore correttivo, pari a circa il 50%, per cautelarsi dell'effettiva ossidazione.

A questo punto bisogna rapportare il valore trovato all'ipoclorito di sodio ed ancora alla forma in cui questo è disponibile. Infatti, l'ipoclorito verrà fornito come soluzione acquosa al 14% in peso.

Si converte quindi la concentrazione da mg/l a mol/l dividendo per il peso molecolare del cloro:

$$\text{Conc. Cl da dosare} = 8,45 \times 10^{-5} \frac{\text{mol}}{\text{l}} \quad (3.5)$$

Si trovano quindi direttamente la quantità di soluzione di ipoclorito di sodio al 14% da dosare in linea, utilizzando il seguente metodo:

$$\text{Dosaggio soluzione} = \frac{\text{Conc. Cl da dosare [g/l]}}{\% \text{ NaClO in soluzione}} = \frac{\text{Conc. Cl da dosare} \left[\frac{\text{mol}}{\text{l}} \right] \times PM_{\text{NaCl}}}{\% \text{ NaClO in soluzione}} = 45 \text{ mg/l} \quad (3.6)$$

45 mg/l sono perciò la quantità inizialmente calcolata di soluzione da immettere, come si può notare nella tabella 3, sulla base dei dati forniti in fase di gara d'appalto.

I dati ottenuti sono stati poi verificati con prove di laboratorio che hanno sostanzialmente confermato l'efficacia del dosaggio proposto per il trattamento.

Pertanto, le analisi seguenti che sono state effettuate sull'acqua di falda forniscono dei valori di contaminanti differenti e porterebbero ad una modificazione delle quantità di ipoclorito di sodio da dosare. In effetti, questo parametro dovrà essere costantemente controllato ed eventualmente modificato durante la fase di esercizio dell'impianto.

Infatti, l'andamento della concentrazione dei metalli nei 6 piezometri analizzati secondo le analisi effettuate il giorno 11/10/07 segue la situazione illustrata nella figura seguente:

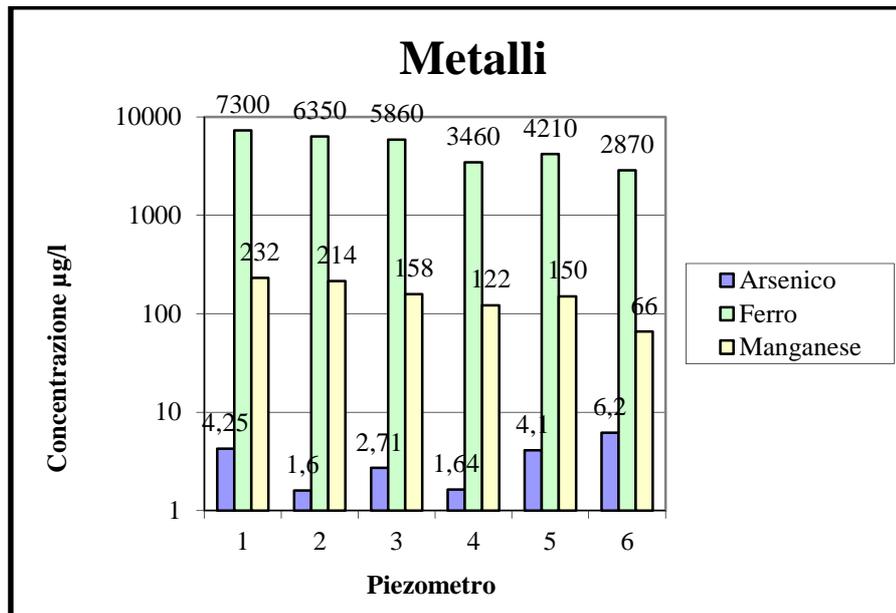


Figura 3.1 Concentrazione di metalli in 6 pozzi, prima analisi

Sulla base di questi dati, valutandone i valori medi, sono stati effettuati nuovamente i calcoli illustrati in precedenza, ottenendo come risultato che il dosaggio dovrebbe essere di circa **60 mg/l** di soluzione di ipoclorito di sodio al 14%.

3.3 Filtrazione a pressione

3.3.1 Generalità sul processo di filtrazione

Lo scopo dello stadio di filtrazione è quello di eliminare dall'acqua precedentemente addizionata di ipoclorito di sodio i solidi sospesi formati per precipitazione degli idrossidi metallici e degli arseniati.

Essa si effettua tramite il passaggio dell'effluente in un serbatoio di forma cilindrica contenente un solido poroso (sabbia o altri materiali) in modo che i solidi possano essere trattenuti dal letto, chiarificando così il fluido, ed eliminati poi in una fase successiva di controlavaggio del filtro.

Scegliendo materiali particolari per il letto di filtrazione, come ad esempio pirolusite, si potrebbe ottenere risultati di maggiore efficacia nell'eliminazione di ferro e manganese,

ma a causa dell'alto costo di questi prodotti si è optato per normale sabbia quarzifera, stanti le evidenze analitiche che dimostravano come fosse già sufficientemente efficace.

Il parametro controllato durante lo stadio di filtrazione è la pressione: infatti, mano a mano che le particelle si raccolgono all'interno del filtro la pressione aumenterà, ed è necessario controllarla di modo che, quando risulti troppo elevata, si proceda al controlavaggio dei filtri.

I fanghi ottenuti, ricchi di ferro, arsenico e manganese, dovranno essere raccolti in opportuni bacini di sedimentazione e disidratati, l'acqua ottenuta quindi riciclata in testa allo stadio di ossidazione.

3.3.2 Frequenza dei controlavaggi

Essendo stati scelti due filtri a sabbia posti in parallelo, ciascuno del volume fissato in $2,13 \text{ m}^3$, con diametro di 1,5 m e altezza del letto filtrante 1,2 m, resta da stabilire la frequenza con cui si devono effettuare i controlavaggi.

Come detto, durante l'esercizio dell'impianto il momento in cui si dovrà effettuare la procedura sarà stabilito dal pressostato di ciascuno dei due filtri, di modo che esso venga eseguito proprio quando necessario, e sarà probabilmente utilizzato un valore di pressione di cautela, ottenendo quindi dei controlavaggi molto frequenti.

Tuttavia, per una corretta stima dei costi è possibile, in base alla quantità di solidi sospesi presenti nelle acque addizionate di ipoclorito di sodio, fare una previsione della frequenza dei controlavaggi e della quantità di fanghi che verranno prodotti dagli stessi.

Il filtro che non è sottoposto a controlavaggio funzionerà temporaneamente in singolo, permettendo così di non interrompere il trattamento.

Il dato sui solidi sospesi non era presente nei parametri inizialmente forniti, perciò si è approssimato considerando la formazione di precipitati dalle reazioni di ossidazione. Occorre però fare attenzione poiché questo dato potrebbe sottostimare l'effettiva concentrazione.

Al momento di effettuare le analisi è quindi stato richiesto anche il valore dei solidi sospesi già presenti nelle acque. A questi andranno sommati quelli dovuti alla formazione di idrossido ferrico a causa dell'ossidazione. Si farà quindi in questo caso riferimento esclusivamente alle seconde analisi (tabella 0.2).

Tabella 3.2 *Dati di progetto per filtrazione*

Dati di progetto		
[ss]	10,17	mg/l
[Fe]	5	mg/l
PMFe	55,85	g/mole
PMFe(OH) ₃	106,85	g/mole
Port. H ₂ O	20	m ³ /h
ore	24	h/d
Portata Giornaliera	480	m ³ /d

Tabella 3.3 *Dimensionamento controlavaggi*

Calcoli dimensionamento		
[Idrossido ferrico]	9,57	mg/l
[ss]tot	19,74	mg/l
[ss] al giorno	9473,18	g/d
[ss] al giorno	9,47	kg/d
Ipotesi su quantità di sabbia necessaria	12,5	Kg/m ³
Diametro	1,5	m
Altezza	1,2	m
Volume	2,12	m ³
Numero Filtri	2	
ss trattenibili (da due filtri)	52,99	kg

Tabella 3.4 Risultati calcoli sui controlavaggi

Conclusioni		
Controlavaggio ogni	5,59	d
V trattato prima esaurimento	2684,8	m ³
Ispessimento	4%	
Fanghi prodotti (da due filtri)	1324,69	kg
Fanghi prodotti	1,658	t/sett
Fanghi prodotti	7,104888	t/mese

Le tabelle precedenti illustrano quando detto in precedenza. Il punto centrale, la periodicità dei controlavaggi, è stato calcolato utilizzando i kg di solidi trattenibili dalla batteria dei due filtri, rapportando questo valore con la quantità di solidi sospesi che si accumula giornalmente.

Il primo dei due dati è ottenuto mediante un'ipotesi, ovvero che per ogni m³ di sabbia siano trattenuti 12,5 kg di solidi sospesi. Questa quantità è stata indicata dalla ditta incaricata della fornitura dei filtri e della sabbia, ed è un valore cautelativo.

Nota la quantità di fanghi prodotti ogni giorno e la periodicità della pulizia dei filtri, è immediato verificare quanti fanghi si producano, considerando che tutti vengano eliminati durante l'operazione.

3.4 Adsorbimento su carboni attivi

La fase più importante dei trattamenti dell'impianto è quella costituita dall'adsorbimento su carboni attivi, finalizzata all'eliminazione dei composti organici inquinanti (idrocarburi organoalogenati e aromatici) presenti nelle analisi delle acque e nei dati forniti.

3.4.1 Caratteristiche dei carboni attivi

La scelta del trattamento di adsorbimento è stata effettuata a causa dell'alta selettività dei carboni attivi rispetto ai composti organici e verrà spiegata in seguito. In generale, i carboni attivi sono prodotti dalla pirolisi di una larga varietà di materiali di origine organica come carboni minerali, legname, noci di cocco, torba o altro. L'aggiunta di cloruri metallici è pratica comune in questa fase del processo per favorire lo sviluppo dei pori. Nel caso questa tecnica sia utilizzata è necessario un lavaggio per rimuovere il sale aggiunto.

Se si desiderano esclusivamente pori di larghe dimensioni la manifattura può concludersi con la pirolisi, tuttavia molto generalmente si procede all'attivazione tramite ossidazione.

Il carbone ottenuto via pirolisi è trattato con un gas, solitamente vapor d'acqua o aria, ad alta temperatura (600-900 °C) che erodendo la superficie interna del carbone aumenta la quantità dei pori.

Un carbone così prodotto presenta diverse caratteristiche e proprietà fisiche che andranno ad influire sulla sua scelta al momento della definizione del processo, le più importanti delle quali sono:

- Ceneri: la quantità di cenere che rimane dalla combustione di un campione di carbone. I carboni possono essere preventivamente trattati con acidi minerali per estrarre parte delle ceneri.

- Umidità: calcolata come percentuale di acqua in peso dopo aver posto un campione di carbone in un forno a 150°C.
- Densità: vari tipi di densità possono essere calcolati per un carbone, tutte quantificano comunque la porosità delle particelle di carbone
- Granulometria: indicata attraverso i numeri di setaccio.
- Durezza: è una caratteristica molto importante dato che una maggiore capacità di resistere all'abrasione permette una maggior durata nel tempo del carbone.
- Volume e distribuzione dei pori: la porosità totale è misurata come volume totale dei pori in una particella di carbone per unità di peso.
- Area superficiale: l'area superficiale interna di materiali porosi come i carboni è calcolata utilizzando l'equazione BET ¹. Attraverso prove di laboratorio si possono ottenere i parametri del modello BET. Riportandoli poi in un diagramma si ottiene il numero di moli del gas utilizzato necessarie a coprire con uno strato monomolecolare tutta la superficie del solido esaminato.

Conoscendo poi l'area occupata da una singola molecola del gas usato per il test è immediato ottenere il valore dell'area superficiale. Un valore maggiore di area superficiale permette valori di adsorbimento maggiori, ecco perché questo parametro ricopre un'importanza fondamentale nel determinare la qualità di un carbone.

La caratterizzazione di un carbone attivo si completa poi con diversi test di adsorbimento, effettuati allo scopo di determinare l'abilità del carbone stesso di attrarre diversi tipi e dimensioni di molecole. I più importanti fra questi sono:

- Indice di Iodio: è il quantitativo di iodio, in mg per g, adsorbito dal carbone in equilibrio con una soluzione 0.02 I₂-KI. Grazie alle dimensioni delle molecole adsorbite l'indice di iodio indica l'area superficiale in pori di 10 Å o maggiori.

¹ Equazione di Brunauer, Emmett e Teller, $\frac{q}{q_m} = \frac{b(\frac{P}{P_s})}{(1-\frac{P}{P_s})(1-\frac{P}{P_s} + \frac{bP}{P_s})}$ dove P è la pressione utilizzata per il test, P_s è la pressione di saturazione per il gas usato (generalmente azoto), q è la quantità totale di sostanza adsorbita alla pressione P, e q_m è la quantità di sostanza adsorbita quando si è coperta di uno strato monomolecolare l'intera superficie.

- Indice di blu di metilene: quantifica i mg di blu di metilene adsorbiti da 1g di carbone in equilibrio con una soluzione da 1 mg/l di blu di metilene. IL blu di metilene ha un peso molecolare di 320 e un diametro molecolare effettivo di circa 15 Å, perciò questo indice dà informazione sulla capacità di adsorbimento del carbone su molecole di questo ordine di grandezza.

3.4.2 Fattori che influenzano l'adsorbimento

Numerosi fattori possono modificare il modo in cui un composto è adsorbito da un carbone attivo. I principali di questi sono:

- Temperatura: normalmente una maggiore temperatura abbassa l'adsorbimento a causa della maggiore energia vibrazionale delle molecole. Tuttavia, le applicazioni di adsorbimento e soprattutto i test di laboratorio sui carboni attivi sono svolti in condizioni isoterme, per cui questo non è un fattore determinante.
- Area superficiale del carbone: si potrebbe pensare che area superficiale del carbone e capacità di adsorbimento siano direttamente collegate. Tuttavia questo non è necessariamente vero. Infatti, l'area superficiale è calcolata sulla base dell'ingombro sterico di alcune molecole piuttosto piccole, solitamente N₂. Nel caso si volessero adsorbire molecole di dimensioni maggiori larga parte dell'area superficiale potrebbe non essere accessibile. In un certo senso il valore di area superficiale potrebbe dare l'idea di quale sia l'adsorbimento massimo di un tipo di carbone, ma non quale sarà l'adsorbimento effettivo per ogni molecola.
- Struttura dei pori: anche in questo caso la dimensione dei pori controlla la capacità del carbone di adsorbire molecole di diverse dimensioni, motivo per cui si sono standardizzati come quello dell'indice di iodio e del blu di metilene.
- Natura del soluto: i composti inorganici presentano un vasto range di adsorbimento: il criterio principale sembra essere il fatto che il soluto sia in soluzione in forma neutra o ionizzata. Sali fortemente dissociati, infatti, sono per nulla adsor-

biti dai carboni, al contrario soluti non dissociati presentano valori molto alti di adsorbimento.

Per i composti organici invece si ritiene che maggiore sia “l’organicità” migliore sia l’adsorbimento. Allo stesso modo un aumento delle dimensioni fra composti omologhi sembra aumentare l’affinità con i carboni, sempre finché ci si mantiene al di sotto delle dimensioni dei pori stessi. Inoltre, la presenza di alcuni gruppi funzionali, come il gruppo ossidrilico, i gruppi amminici e i gruppi solfonici diminuiscono l’adsorbimento; il gruppo NO_2 invece aumenta l’adsorbimento.

La struttura molecolare ricopre inoltre un ruolo importante, ad esempio i composti aromatici sono solitamente più adsorbibili degli alifatici. Infine, la solubilità di un composto in soluzione acquosa è di estrema importanza e generalizzabile come un indicatore del fatto che sarà più o meno adsorbito.

Infatti, essendo l’acqua un solvente polare ha grande affinità con composti polari che, come si è visto, sono meno facilmente adsorbibili.

- pH della soluzione: l’effetto del pH della soluzione è molto importante quando la specie adsorbita è in grado di ionizzarsi a seconda del pH della soluzione. infatti le sostanze ionizzate sono adsorbite scarsamente. Sintetizzando, visto che il problema non interessa molto il caso in esame, si nota solamente come le sostanze acide siano meglio adsorbite a pH basso, mentre quelle basiche a pH alto.
- Soluti concorrenti: poiché ogni carbone attivo ha un’area superficiale definita, la presenza di altri soluti adsorbibili inevitabilmente implica la competizione fra questi per i siti attivi. Certi siti attivi hanno affinità solo per taluni soluti, allora non tutti competono allo stesso modo. In generale, comunque, la presenza di altri soluti ridurrà l’adsorbimento di tutti gli altri. Matematicamente l’effetto può essere espresso con funzioni che rappresentino isoterme di adsorbimento multi-componente.

3.4.3 Equilibrio di adsorbimento

Al momento di effettuare la scelta sul tipo di carboni da utilizzare nel processo, uno dei parametri che si tengono più in considerazione sono i diagrammi delle isoterme di ad-

sorbimento relative ad ogni soluto. Esse graficano, a valori di pH e temperatura costanti, la concentrazione finale di soluto nella miscela liquida contro la concentrazione adsorbita sul carbone.

I dati di queste curve sono ottenuti tramite test di laboratorio, in cui campioni dal peso stabilito di carbone vengono mischiati ad un certo volume di soluzione con il soluto di interesse a concentrazione nota. Questi campioni, ben miscelati, vengono lasciati per un lungo tempo in un reattore chiuso finché l'equilibrio è raggiunto (solitamente basterebbero circa 20 minuti ma per sicurezza molti test vengono fatti con tempi di contatto di qualche ora). A questo punto misurando la concentrazione del soluto nella soluzione è immediato capire quanto di esso sia stato adsorbito dal carbone. Compiendo questi test per molti valori di concentrazione si ottengono così le isoterme di adsorbimento.

Esistono anche equazioni che funzionano per soluzioni bi-soluto. Tuttavia, nei casi di applicazione reale molto spesso si hanno situazioni in cui o c'è un singolo contaminante dominante o la miscela di inquinanti è molto variegata.

Nel primo caso si usano ovviamente equazioni mono-soluto, nel secondo invece è una buona strategia quella di individuare un parametro di riferimento che possa essere utilizzato come uno pseudo mono-componente. Una scelta valida ad esempio potrebbe essere il carbonio organico totale (TOC), oppure una sommatoria fra componenti analoghi qualora una certa classe di contaminanti dovesse essere prevalente.

3.4.4 Impianto e carbone scelto

Una batteria di 5 filtri in vetroresina era già a disposizione, essendo stata precedentemente utilizzata in un impianto simile a quello richiesto, sempre per la filtrazione su carboni attivi. Per questo, fatto un rapido calcolo dei costi si vede come sia più conveniente rinnovare e riverniciare i filtri in alternativa all'acquisto di un sistema interamente nuovo.

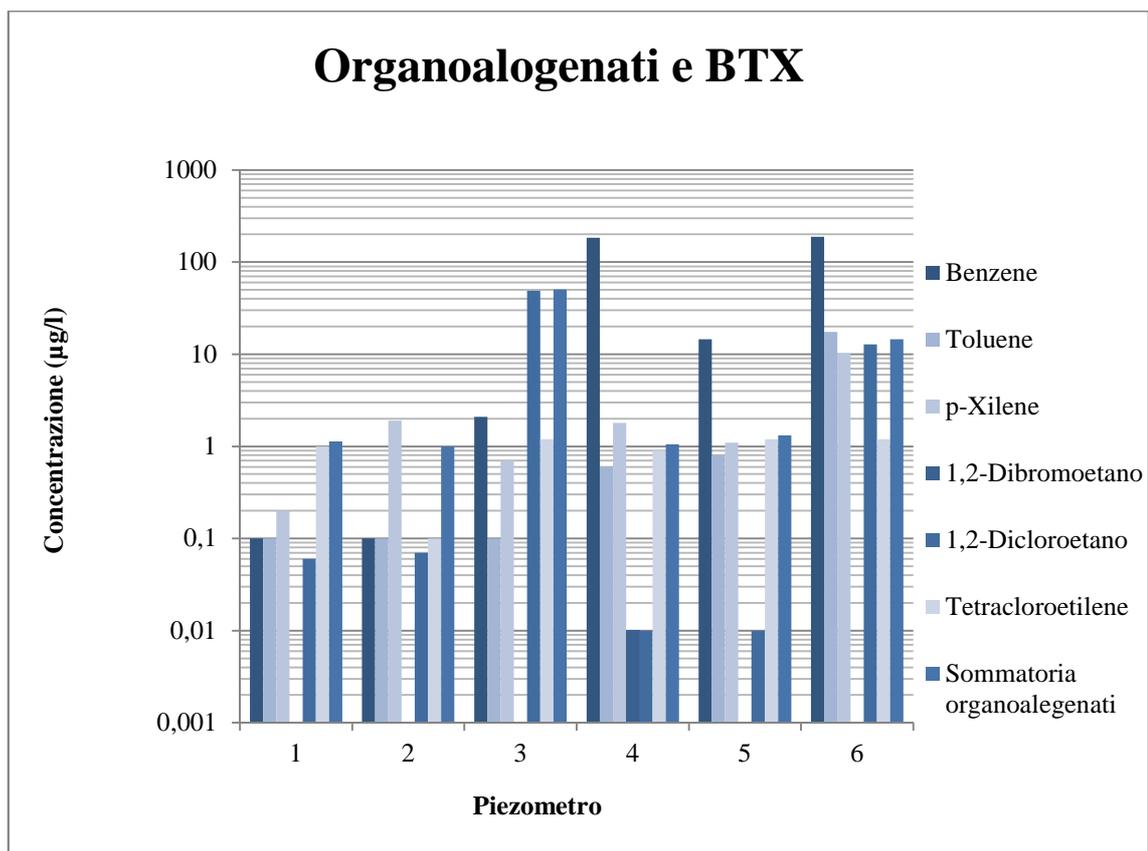
Stabilito che l'impianto in possesso è più che sufficiente agli scopi ricercati, restano da scegliere solamente il tipo di carbone da utilizzare per la filtrazione.

Tra le varie offerte prevenute, tutte sono di uguale efficacia. La discriminazione è quindi effettuata in base al costo totale del carbone e la scelta ricade su di un carbone vegetale di noce di cocco, attivato con vapore acqueo e rigenerabile.

Questo carbone, benché più costoso dei normali carboni di origine minerale ha proprietà di adsorbimento molto migliori, permettendo una sostituzione meno frequente e quindi un notevole risparmio.

La carica verrà fatta con un 60% di carbone rigenerabile e 40% di carbone nuovo, seguendo l'offerta più conveniente da parte dei fornitori.

Tabella 3.5 Concentrazione di organoalogenati e BTX in sei pozzi



3.4.5 Sostituzione dei carboni

Fissate le caratteristiche dell'impianto, resta da stabilire la frequenza teorica con cui dovrà essere effettuata la sostituzione dei carboni nelle colonne. Come nel caso dei contro-lavaggi dei filtri a sabbia, sarà effettuato un controllo frequente delle acque in uscita dal trattamento, per verificare aumenti nelle concentrazioni che richiedano una sostituzione più veloce o, al contrario, un abbassamento dei parametri contaminanti.

Ad ogni modo, è molto importante procedere ad una corretta stima dei tempi, sia per questioni economiche sia per verificare la bontà della scelta effettuata. I metodi per questa verifica sono molteplici, in questo caso se ne è scelto uno a base sostanzialmente empirica, che permette di calcolare sulla base delle isoterme di adsorbimento (calcolate o sperimentali) il Carbon Usage Rate (d'ora in avanti CUR), ovvero la massa di carbone che si esaurisce per unità di volume di acqua trattata. È anche possibile esprimere il suo reciproco, forse di più immediato significato, ovvero il volume di acqua trattabile per unità di massa di carbone.

Le isoterme di adsorbimento utilizzate sono quelle messe a disposizione dalla ditta fornitrice dei carboni, perciò tutta la parte antecedente e le prove sperimentali è stata affidata ad essa, preoccupandosi in questa sede esclusivamente di verificare la durata teorica dei carboni usati.

Come parametro di riferimento si sono scelti gli inquinanti presenti in dosi più elevate nelle acque da trattare, limitandosi per ovvi motivi solo a quei composti che possono essere eliminati con la filtrazione su carboni attivi. Quindi benzene e 1,2-dicloroetano sono stati identificati come contaminante dominante. I successivi calcoli sono stati allora effettuati per entrambi i composti.

Il CUR è calcolato a partire dalla concentrazione iniziale di contaminante nell'effluente da trattare, dalla concentrazione in uscita al momento dell'esaurimento dei carboni e dalla capacità massima di adsorbimento.

La concentrazione iniziale è ovviamente un parametro noto, al contrario la scelta del valore di concentrazione uscente può creare qualche difficoltà. È stato scelto come valore il limite di legge imposto dal DM 152/06. Tuttavia, potrebbe essere rischioso consi-

derare questo valore senza le opportune cautele o si rischierebbe, in caso di un picco di contaminanti in entrata all'impianto, di avere un rapido esaurimento dei carboni e un'uscita sopra ai limiti consentiti. Il dimensionamento è allora completato ipotizzando l'effettivo esaurimento di solo quattro delle cinque colonne totali, portandosi così ad un sufficiente livello di sicurezza.

La capacità massima di adsorbimento è invece ottenuta dalle isoterme di adsorbimento per la specifica sostanza sotto riportate, con riferimento al valore massimo di concentrazione di contaminante in entrata.

Il CUR è allora calcolato in questo modo:

$$\text{Carbon Usage Rate} = \frac{C_0 - C_u}{q_e} \quad (3.7)$$

Dove C_0 è la concentrazione in entrata, C_u la concentrazione in uscita all'esaurimento e q_e la massima capacità di adsorbimento.

A questo punto, note la quantità totale di carbone utilizzato nell'impianto e la portata di effluente si può calcolare immediatamente il tempo teorico di esaurimento dei carboni, denominato t , come:

$$t = \frac{M_c}{\frac{CUR}{V}} \quad (3.8)$$

Dove M_c è la massa totale del carbone e \dot{V} è la portata di acqua nella batteria di filtri.

Sono riportate di seguito (Figura 3.2 e 3.3) le isoterme di adsorbimento per 1,2-dicloroetano e benzene:

Isoterma di Adsorbimento - Benzene (30 °C)

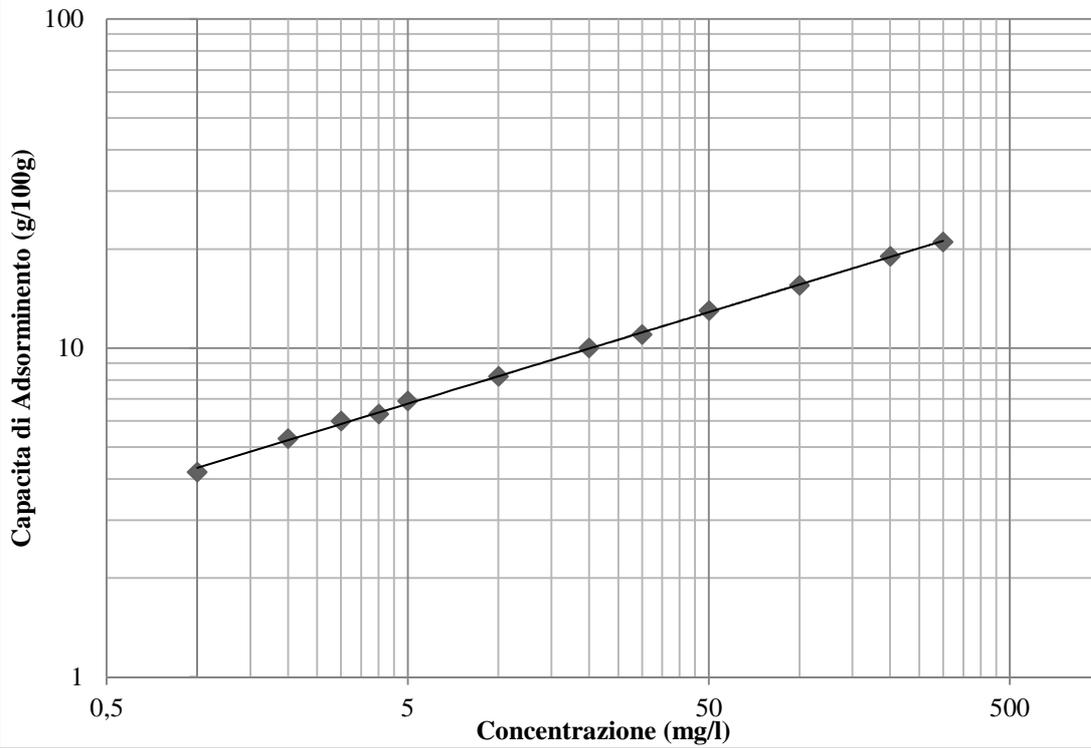


Figura 3.2 Isoterma di adsorbimento del Benzene

Isoterma di Adsorbimento - 1,2-dicloroetano (20°C)

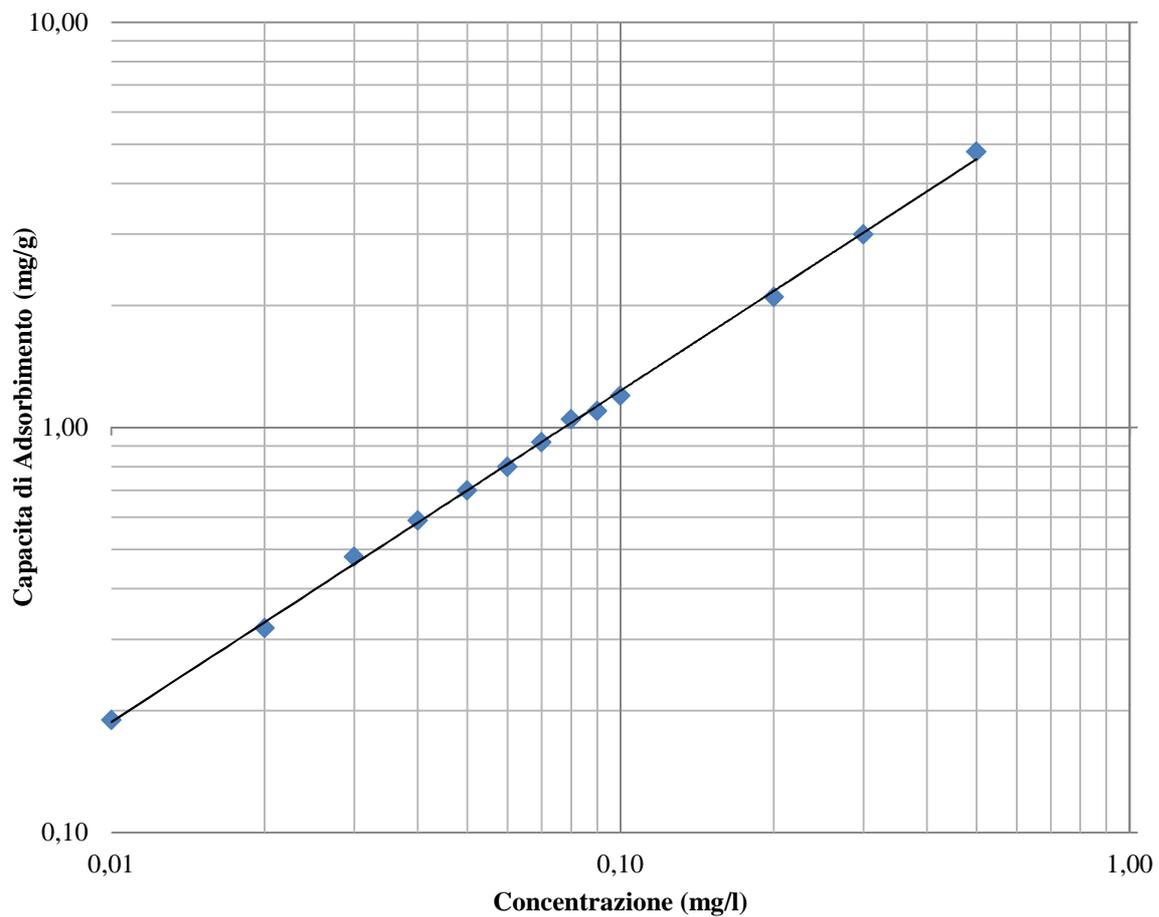


Figura 3.3 Isoterma di Adsorbimento del Dicloroetano

Nel caso analizzato, lo stato di fatto e il risultato dei calcoli sopra esposti è riassunta nelle successive tabelle. Le colonne di adsorbimento sono caricate ciascuna con 1250 kg di carbone nuovo o rigenerato, il numero di colonne considerato per il calcolo sull'esaurimento è, come detto, quattro, per un totale di 5000 kg di carbone, lavorando in serie. La portata d'acqua come per tutto l'impianto è di 20 m³/h e di conseguenza di 480 m³/d.

Le concentrazioni in ingresso sono nella colonna di sinistra quelle dei dati contenuti nella specifica della richiesta di offerta inviata, mentre nella colonna di destra si trovano i valori della prima analisi effettuata il 11/10/07.

Il CUR più alto trovato è quello per il benzene nella prima analisi, che rimanda ad un risultato di 37 giorni prima che sia necessaria la sostituzione dei carboni nei filtri, per un totale di circa 18000 m³ di acqua trattata. Questo valore, che dà anche un valore di circa 3,5 kg di carbone utilizzato per m³ di acqua, è quindi il riferimento per la prima fase di esercizio dell'impianto.

Infatti, è pur vero che gli inquinanti nelle analisi successive sono in concentrazione minore, tuttavia con questi calcoli non si considera in modo completo la contemporanea presenza di più contaminanti nelle acque, per cui un valore estremamente cautelativo è consigliabile, per poi adattare i risultati in corso d'opera a seguito delle analisi effettuate sul campo.

Tabella 3.5 *Calcolo tempi minimi di sostituzione dei carboni*

	valore	UM
Massa Carbone	1250	kg
numero colonne	4	
Massa totale GAC	5000	kg
Portata acqua h	20	m ³ /h
Portata acqua d	480	m ³ /d

Contaminante	1,2-dce	UM
c ingresso	0,5	mg/l
c uscita ad esaurim	0,003	mg/l
cap max ads. (q_e)	4,9	mg/g
CUR	0,10	g/l
CUR	0,00010	mg/l
t esaurimento	102,7	d
portata trattata	49295,775	m ³

Contaminante	1,2-dce	UM
c ingresso	0,01	mg/l
c uscita ad esaurim	0,003	mg/l
cap max ads. (q_e)	0,18	mg/g
CUR	0,04	g/l
CUR	0,00004	mg/l
t esaurimento	267,9	d
portata trattata	128571,4	m ³

Contaminante	benzene	UM
c ingresso	1,34	mg/l
c uscita ad esaurim	0,001	mg/l
cap max ads. (q_e)	4,8	mg/g
CUR	0,28	g/l
CUR	0,00028	mg/l
t esaurimento	37,3	d
portata trattata	17923,824	m ³

Contaminante	benzene	UM
c ingresso	0,065	mg/l
c uscita ad esaurim	0,001	mg/l
cap max ads. (q_e)	1	mg/g
CUR	0,06	g/l
CUR	0,00006	mg/l
t esaurimento	162,8	d
portata trattata	78125	m ³

3.5 Elettropompe e Collegamenti

Gli otto pozzi sono dislocati su di un'area verde non edificata al cui limitare è previsto il posizionamento dell'impianto mobile di trattamento. La presenza di opere civili necessiterà della costruzione di collegamenti idraulici piuttosto lunghi ed elettropompe adeguate all'emungimento e al rilancio dell'acqua di falda.

La prima fase della progettazione ha riguardato la verifica delle apparecchiature presenti nei pozzi, tutti già equipaggiati con elettropompe sommerse, che soddisfacevano solo al caricamento di autocisterne posizionate nelle immediate vicinanze del pozzo stesso.

Su ognuno dei pozzi è prevista l'installazione di un misuratore di livello, e la tubazione di rilancio sarà dotata di misuratore di portata, presa campione per analisi, valvole di non ritorno e di intercetto per la regolazione della portata, manometro e quadro elettrico per ogni singola unità.

3.5.2 Verifica e dimensionamenti

Nota la planimetria dell'area pozzi, in cui andranno poste le tubazioni e la posizione delle costruzioni e della viabilità, vengono definiti il percorso dei collegamenti idraulici e delle condotte.

Una valutazione tecnico-economica per individuare la soluzione impiantistica migliore prende in esame la possibilità di raccogliere le mandate di tutte le pompe in una condotta singola, mentre l'alternativa è la stesura di una tubazione per ognuna delle pompe.

Un confronto tra le proposte analizzate ha portato ad adottare la seconda soluzione, che permette un risparmio nei costi d'impianto di circa il 30%, questa è quindi la modalità di intervento individuata, con un collettore che raccolga tutte le acque in una condotta unica in prossimità dei serbatoi di accumulo, dove verranno installati per comodità anche i misuratori di portata, le prese campione e le valvole d'intercetto. I tubi scelti han-

no un diametro interno di 40 mm ed esterno di 50, dovranno trasportare una portata massima di $3 \text{ m}^3/\text{h}$

Nella planimetria in figura 3.4 si illustra il percorso dei collegamenti adottati



Figura 3.4 Layout delle tubazioni e posizionamento impianto

La parte che più ha impegnato nella verifica e nel dimensionamento è quella relativa alla determinazione della prevalenza delle pompe già installate.

Lo stato di fatto dei piezometri e delle relative pompe installate è riportato in tabella 3.6.

Tabella 3.6 Stato di fatto delle pompe

	<i>D pozzo mm</i>	Pompa esistente				
		<i>sigla</i>	<i>D pompa</i>	<i>prevalenza [m]</i>	<i>portata [m³/h]</i>	<i>Potenza [KW]</i>
Piezometro 1	100	Pompa 1	98	15	1,8	0,6
Piezometro 2	100	Pompa 2	98	16 54	8,4 2,5	1,7
Piezometro 3	150	Pompa 3	100	14 47,5	8 2,5	0,75
Piezometro 4	100	Pompa 4	98	15	1,8	0,6
Piezometro 5	150	Pompa 5	75	12 34	5,4 2,4	0,75
Piezometro 6	100	Pompa 6	75	12 34	5,4 2,4	0,75
Piezometro 7	98	Pompa 7	75	12 34	5,4 2,4	0,75
Piezometro 8	98	Pompa 8	75	12 34	5,4 2,4	0,75

Per alcune pompe sono riportati i valori massimi e minimi di prevalenza, in quanto l'utilizzo che ne verrà fatto è molto diverso rispetto a quello attuale, dovendo coprire, oltre alla prevalenza della fase di emungimento in sé anche tutto il tratto di tubazione che dal piezometro porti al collettore in testa all'accumulazione, per il quale verranno calcolate le perdite di carico distribuite e i relativi valori di prevalenza.

Si riportano allora in tabella 3.7 i dati ottenuti dalla verifica.

Tabella 3.7 Dati e perdite di carico dei pozzi

	l [m]	PDC distribuite[mm]	j/m [m]	Quota Falda [m]	Prevalenza Calcolata [m]	Prevalenza Richiesta [m]
Piezometro 1	600	7200,00	7	12	19	25
Piezometro 2	446	5355,00	5	20	25	30
Piezometro 3	410	4923,00	5	15	20	25
Piezometro 4	383	4590,00	5	15	20	25
Piezometro 5	413	4950,00	5	15	20	25
Piezometro 6	287	3438,00	3	15	18	25
Piezometro 7	109	1305,00	1	15	16	22
Piezometro 8	173	2070,00	2	15	17	25

Il fattore di cadente piezometrica per perdite di carico distribuite j , in [mm/m] è assunto pari a **12**, da dati in letteratura per tubazioni in HDPE del diametro utilizzato. La colonna 4 della tabella 3.6 riporta questo valore mediato con i metri di tubazioni necessari.

La tabella esprime quindi in funzione la prevalenza totale richiesta da ciascuna pompa installata in ognuno dei pozzi.

Dalla formula di Fanning:

$$\text{Perdite di Carico Distribuite} = j \times l \quad (3.8)$$

Dove l , dalla prima colonna della tabella 3.6, è la lunghezza delle tubazioni necessaria.

$$\text{Prevalenza Necessaria Calcolata} = \text{Quota di Falda} + \frac{\text{Perdite di Carico Distribuite}}{1000} \quad (3.9)$$

Il confronto fra le prevalenze delle elettropompe disponibili e quelle richieste è riportato in tabella 3.7:

Tabella 3.8 *Confronto tra prevalenze richieste e installate*

	prevalenza richiesta [m]	prevalenza [m]
Piezometro 1	25	15
Piezometro 2	30	54
Piezometro 3	25	47,5
Piezometro 4	25	15
Piezometro 5	25	34
Piezometro 6	25	34
Piezometro 7	22	34
Piezometro 8	25	34

Se ne ricava che appare necessaria la sostituzione delle pompe nei pozzi 1 e 14, inoltre è consigliata l'ulteriore sostituzione delle pompe nei due piezometri 5 e 6, dato che la prevalenza al momento fornita è relativa ad un valore di portata pari a 2,4 m³/h e data la grande distanza da coprire, un incremento nell'emungimento (previsto) potrebbe portare a difficoltà e rischio di malfunzionamenti.

Valutate le opzioni per la sostituzione, la scelta finale ricade su elettropompe sommerse dalle dimensioni piuttosto ridotte (parametro non trascurabile dato il ridotto diametro dei pozzi) ma molto potenti. La situazione di progetto è riepilogata in tabella 3.8:

Tabella 3.9 Riepilogo pompe dopo dimensionamento

	<i>D pozzo</i> [mm]	Pompa in progetto			
		<i>sigla</i>	<i>D pompa</i> [mm]	<i>prevalenza</i> [m]	<i>portata</i> [m ³ /h]
Piezometro 1	100	Pompa 1 New	74	30 48	6 2,4
Piezometro 2	100	Pompa 2	98	16 54	8,4 2,5
Piezometro 3	150	Pompa 3	100	14 47,5	8 2,5
Piezometro 4	100	Pompa 4 New	74	30 48	6 2,4
Piezometro 5	150	Pompa 5 New	74	30 48	6 2,4
Piezometro 6	100	Pompa 6 New	74	30 48	6 2,4
Piezometro 7	98	Pompa 7	75	12 34	5,4 2,4
Piezometro 8	98	Pompa 8	75	12 34	5,4 2,4

Alla scelta delle elettropompe ha fatto seguito l'individuazione della coibentazione necessaria per le tubazioni, che deve avere la capacità di mantenere l'acqua all'interno delle tubazioni in fase liquida per un periodo minimo di 23 ore in condizione di temperatura atmosferica esterna pari a -9°C, anche in caso di fluido fermo.

La scelta è ricaduta su di un materiale elastomerico in gomma vulcanizzata e verniciata, dallo spessore di 13 mm, che permette anche di proteggere le tubazioni in HDPE dai raggi UV. La soluzione più conveniente appare quella di coibentare congiuntamente le tubazioni nei tratti di percorso in comune, in modo da ridurre i costi di impianto.

I collegamenti idraulici coibentati, che corrono sul piano campagna saranno poi ricoperti con una condotta in materiale plastico per proteggerla da eventuali urti o abrasioni (e.g. nelle fasi di sfalcio), quindi ricoperta con sabbia per una maggiore protezione.

Capitolo 4

Impianto Progettato e Posto in Opera

Nel seguito di descrive l'impianto dimensionato, le opere civili e le particolarità tecniche.

Tutte le strutture sono state dimensionate nel rispetto della normativa ambientale e tutte le apparecchiature sono certificate CE

Nella foto in figura 4.1 si evidenziano due aree: la zona inferiore, più estesa, identifica la parte in cui sono collocati i pozzi di emungimento, quella superiore sterrata è esattamente la location dell'impianto TAF.



Figura 4.1 Foto aerea dell'area dell'impianto

La zona di emungimento sulla quale sono dislocati i pozzi. come si è detto consta di un'area depressa al limite meridionale dello stabilimento industriale, ricoperta da vegetazione, a tratti anche molto fitta, composta di erbe o arbusti.



Figura 4.2 Foto della zona dei pozzi di emungimento, ante la costruzione dell'impianto

4.1 Collegamenti

Ciascuno dei pozzi è provvisto di un'elettropompa sommersa multistadio a girante chiusa per acque chiuse in acciaio inox. Ogni pompa è stata dimensionata in modo che sia in grado di provvedere alla portata minima di $2,5\text{m}^3/\text{h}$.

Si fa inoltre in modo che almeno le pompe che vengono sostituite rispetto alla configurazione originale siano abbastanza piccole da permettere che ci sia una certa quantità di acqua intorno al corpo macchina al fine di raffreddare in modo efficace il motore ed evitare così surriscaldamenti.

Ogni pozzo inoltre è fornito di un sensore di livello con interruttore di livello che permetta il blocco automatico della pompa in caso di malfunzionamento, e di un pressostato per controllare il funzionamento del sistema quando necessario.

In prossimità di ogni piezometro sono previsti dei quadri elettrici periferici, per l'alimentazione della singola pompa sommersa e dei regolatori di livello. Questi convergeranno poi in un quadro elettrico di interfaccia posto nei pressi dell'impianto TAF, atto a gestire la regolazione generale dell'alimentazione delle pompe.

Le tubazioni di collegamento pozzo-impianto è realizzata in HDPE, presentano un diametro interno di 1" ½. Le stesse risultano poi coibentate, protette ed insabbiate. La realizzazione dei collegamenti ha richiesto un totale di otto attraversamenti stradali interrati. Qui le condutture sono contenute entro tratti di tubo in ferro.

Tutte le tubazioni provenienti dagli otto pozzi convergono in testa all'impianto di trattamento in un collettore unico dal diametro interno di 100 mm in acciaio AISI 316. Il collettore è costruito all'interno di una struttura in acciaio che convoglia tutte le otto singole mandate dei pozzi, alle quali sono applicate in questa sede una valvola di non ritorno (non presente nella pompa), una valvola per la regolazione della portata, un misuratore di portata e un rubinetto per prelevare campioni di fluido.

Il sistema così configurato confluisce le acque nei serbatoi di accumulo o, in caso di malfunzionamento, allo stoccaggio di emergenza.

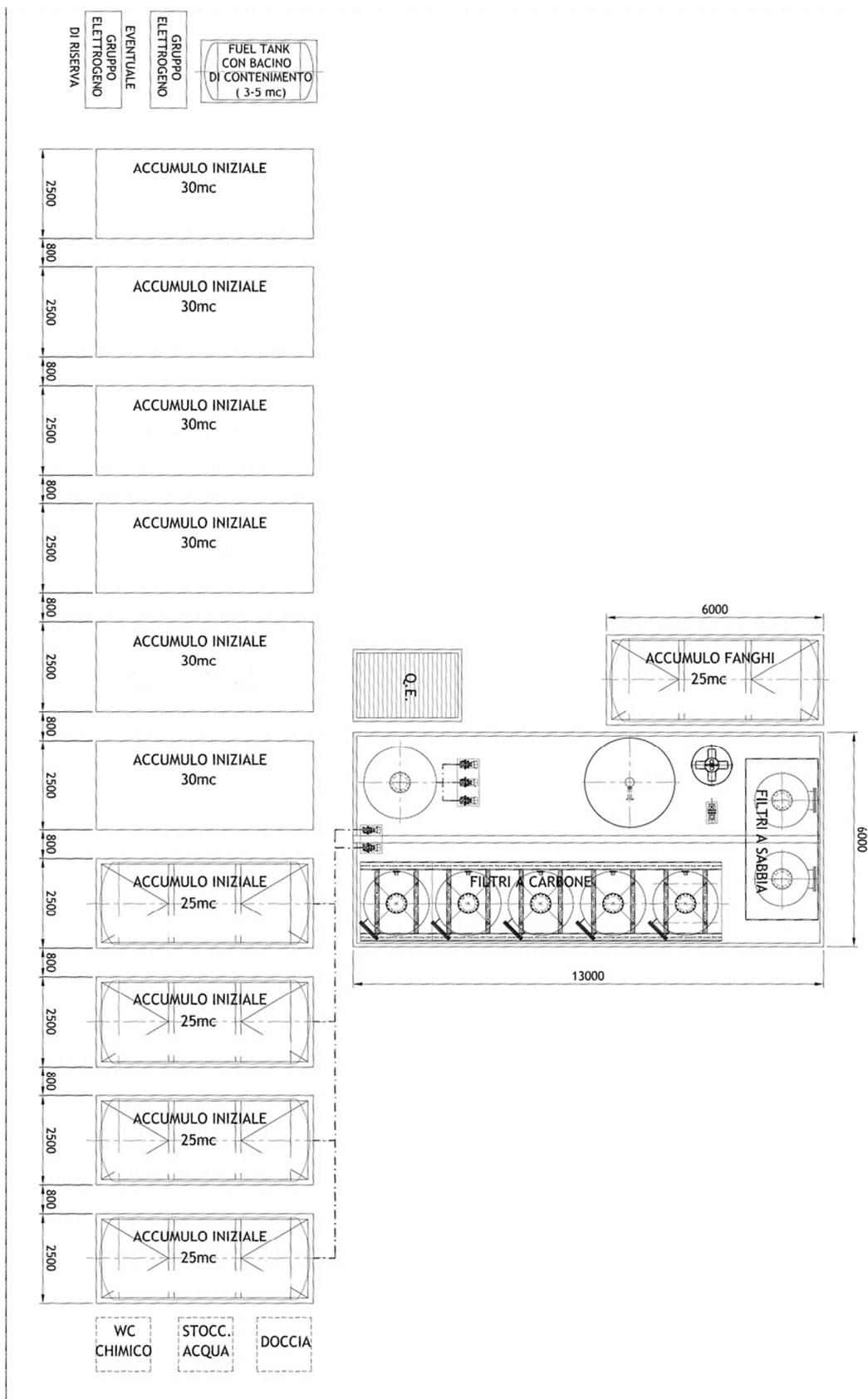


Figura 4.3 Layout delle strutture dell'impianto

4.2 Impianto TAF

4.2.1 Accumulo e Platea

L'impianto TAF è costituito da due sezioni: accumulo e trattamento, che si possono trovare schematizzate in figura 4.2. L'accumulo dispone di 10 serbatoi (tank container), della capacità di 25 o 30 m³, che complessivamente presentano una potenzialità di stoccaggio pari a circa 280 m³ d'acqua.

La sezione di trattamento posta su di una platea in calcestruzzo armato prefabbricato, essendo imposto dalla direzione di stabilimento di non provvedere alla costruzione opere civili in loco. Essa si compone di plotte di calcestruzzo intelaiate in ferro di modo che siano saldabili al momento della costruzione in situ. La platea sarà fornita di un cordolo perimetrale in acciaio per fungere da bacino di contenimento e un canale con griglia per la raccolta delle acque meteoriche e di eventuali sversamenti.

Tutte le tubazioni dell'impianto sono in HDPE.

4.2.2 Ossidazione chimica e filtrazione su sabbia

Dai serbatoi di accumulo l'acqua viene direttamente inviata alla sezione di filtrazione. La portata avviata ai filtri è di circa 20 m³/h.

Nella tubazione di alimentazione dei filtri l'acqua è addizionata con ipoclorito di sodio per l'ossidazione degli inquinanti metallici (Fe, Mn). Il reagente è stoccato in un serbatoio ausiliario dal volume di 200 L posizionato nelle vicinanze dell'impianto, e inserito in linea mediante due pompe dosatrici dalla potenza nominale installata di 40W.

La linea di filtrazione è costituita da due colonne che lavorano in parallelo con una portata di circa 10 m³/h ciascuna. Esse sono montate su telai metallici detti skid che ne consentono il facile trasporto su strada ed il posizionamento. Il diametro di ogni colonna è di 1,5 m, l'altezza totale delle strutture invece di 4,2 m, che consentono di avere 1,2 m di altezza del pannello di materiale filtrante per ciascuna delle due colonne.

Il sistema può funzionare completamente in automatico grazie alle pompe dosatrici ed ai pressostati installati nei filtri che regolano la frequenza dei controlavaggi. Tuttavia un quadro di interfaccia è controllabile da un tecnico specializzato e permette di eseguire tutte le operazioni in modo manuale.

Per ogni operazione di controlavaggio sono necessari circa 12 m³ di acqua, inoltre per consentire una migliore movimentazione del letto filtrante ed evitare la formazione di canali preferenziali in esso è prevista anche l'insufflazione di aria.

L'acqua utilizzata per i controlavaggi è prelevata dall'accumulo finale dell'impianto ed è perciò acqua disinquinata. Il flusso in uscita dai controlavaggi contenente i solidi rimossi è raccolto con un sedimentatore in acciaio inox drenanti a tenuta stagna che separa le acque chiarificate, da rilanciare in testa all'impianto dai fanghi, che sono poi estratti e inviati presso stabilimenti esterni ed autorizzati che si occuperanno del loro smaltimento.



Figura 4.4 I filtri a sabbia prima e dopo l'installazione

4.2.3 Adsorbimento e filtrazione su carboni attivi

Dalla sezione di filtrazione a pressione l'acqua è inviata alla batteria di filtri a carboni attivi. I filtri sono anche montati su struttura skid. Le colonne in vetroresina verniciate internamente, hanno un diametro di 1,8 m e possono contenere fino a 1500 kg di carbone, anche se verranno riempite solo parzialmente (circa 1250 kg) per agevolare le operazioni di sostituzione. Quest'ultima viene effettuata per tutte le colonne dopo essere arrivati all'esaurimento della quarta, come si è visto in precedenza. Un sistema di valvole permette di effettuare la sostituzione dei carboni mantenendo la continuità del trattamento, bypassando il filtro su cui si opera la sostituzione.

Anche questa sezione è dotata di pressostati per il blocco di emergenza dell'impianto in caso di malfunzionamenti.



Figura 4.5 Foto della batteria dei 5 filtri a carboni attivi

Le acque in uscita dalla sezione di adsorbimento e filtrazione, nelle quali la concentrazione di composti organici inquinanti è stata ridotta sotto i limiti di legge sono

raccolte presso un serbatoio di accumulo ed equalizzazione pre-scarico in acque superficiali.

Come specificato nell'introduzione è stato imposto il controllo del parametro TOC in uscita dall'impianto prima dello scarico. A questo proposito, a monte del serbatoio di accumulo finale è stato installata l'apparecchiatura che si occuperà di questo monitoraggio, in modo che le acque non conformi possano essere reinviare in testa all'impianto. La sonda ivi utilizzata utilizza il sistema di misura tramite analisi dell'assorbanza della luce nelle lunghezze d'onda dell'ultravioletto.



Figura 4.6 *L'impianto al termine dell'installazione*

Capitolo 5

Efficienza dell'Impianto

Si intende ora verificare i dimensionamenti effettuati in fase di progettazione con i dati di funzionamento dell'impianto posto in opera. Dopo il primo periodo di esercizio, dalle analisi effettuate sulle acque in entrata alla batteria di filtri a carbone è emersa la presenza, in concentrazioni anche piuttosto elevate, di cloroformio; contaminante che non era riscontrato nelle acque in ingresso all'impianto.

Ciò è stato imputato al cloro attivo liberatosi nella fase di ossidazione con ipoclorito che ha contribuito alla formazione dei composti che sono stati evidenziati nelle prime analisi e in particolare del cloroformio.

La presenza di cloroformio implica tuttavia una grossa problematica. Questo infatti essendo disciolto nelle acque non viene trattenuto dai filtri a sabbia, ma è adsorbito dai carboni attivi. Si è pertanto provveduto alla sostituzione dell'ipoclorito di sodio con permanganato di potassio, una soluzione che era stata presa in considerazione in sede di progettazione al momento della scelta dell'ossidante chimico.

Questa scelta del permanganato di potassio (KMnO_4) pone al riparo dall'eventualità di formazione di composti che possano avvelenare i carboni.

La prima sostituzione dei carboni, come conseguenza dell'impiego di ipoclorito di sodio e quindi della formazione di cloroformio è stata effettuata in netto anticipo rispetto alle previsioni, dopo circa due settimane di esercizio.

La seconda carica, effettuata dopo la sostituzione dell'agente ossidante con il permanganato, presentando concentrazioni inferiori rispetto a quelle di progetto, ha consentito di mantenere la massa di carbone filtrante in esercizio per un tempo piuttosto lungo: la sostituzione è stata effettuata dopo 75 giorni.

In tabella 5.1 si riportano alcuni dati relativi alla seconda carica di carboni all'interno della batteria di adsorbimento, con riferimento all'entrata e all'uscita dell'acqua dalla sezione di adsorbimento.

Tabella 5.1 Concentrazioni in entrata ai filtri a carbone

Contaminante	UM	LIMITI	Ingresso Filtri			
Benzene	ug/l	1	0,33	< 0,1	30,70	0,70
Etilbenzene	ug/l	50	87,00	< 0,1	35,50	< 0,1
p-xilene	ug/l	10	7,00	4,40	6,10	0,26
Bromoformio	µg/l	0,3	< 0,03	< 0,03	< 0,03	< 0,03
1,2-Dibromoetano	µg/l	0,001	< 0,001	< 0,001	< 0,001	< 0,001
Cloroformio	µg/l	0,15	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01
Cloruro di vinile	µg/l	0,5	< 0,01	< 0,01	0,23	0,06
1,2-Dicloroetano	µg/l	3	7,2	8,00	6,70	7,10
Tetracloroetilene	µg/l	1,1			< 0,1	< 0,1
Sommatoria organoalogenati	µg/l	10	7,2	8,57	6,97	7,16

Tabella 5.2 Concentrazione in uscita dai primi due filtri

Contaminante	UM	LIMITI	Uscita FC1				Uscita FC2			
Benzene	ug/l	1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	0,15	< 0,1	< 0,1	< 0,1
Etilbenzene	ug/l	50	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1
p-xilene	ug/l	10	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1
Bromoformio	µg/l	0,3	< 0,03	< 0,03	< 0,03	< 0,03	< 0,03	< 0,03	< 0,03	< 0,03
1,2-Dibromoetano	µg/l	0,001	< 0,001	< 0,001	< 0,001	< 0,001	< 0,001	< 0,001	< 0,001	< 0,001
Cloroformio	µg/l	0,15	0,10	1,4	2,4	2,1	0,4	0,18	0,6	1,1
Cloruro di vinile	µg/l	0,5	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01
1,2-Dicloroetano	µg/l	3	0,1	0,4	2,3	2,5	0,12	< 0,01	0,5	0,9
Tetracloroetilene	µg/l	1,1			< 0,1	< 0,1			< 0,1	< 0,1
Sommatoria	µg/l	10	0,2	1,8	4,7	4,6	0,52	0,18	1,1	2

Tabella 5.3 Concentrazioni in uscita dal terzo e quarto filtro

Contaminante	UM	LIMITI	Uscita FC3				Uscita FC4			
Benzene	ug/l	1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1
Etilbenzene	ug/l	50	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1
p-xilene	ug/l	10	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1
Bromoformio	µg/l	0,3	< 0,03	< 0,03	< 0,03	< 0,03	< 0,03	< 0,03	< 0,03	< 0,03
1,2-Dibromoetano	µg/l	0,001	< 0,001	< 0,001	< 0,001	< 0,001	< 0,001	< 0,001	< 0,001	< 0,001
Cloroformio	µg/l	0,15	0,15	0,06	0,04	0,09	0,1	0,032	0,06	0,02
Cloruro di vinile	µg/l	0,5	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01
1,2-Dicloroetano	µg/l	3	< 0,01	< 0,01	< 0,01	0,025	< 0,01	< 0,01	< 0,01	0,011
Tetracloroetilene	µg/l	1,1			< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1
Sommatoria	µg/l	10	0,75	< 0,1	< 0,1	0,115	1	< 0,1	< 0,1	< 0,1

La periodicità dei controlavaggi dei filtri a sabbia, invece, è stata effettuata all’incirca ogni circa 3 giorni. Come precedentemente illustrato, questa procedura è di norma automaticamente regolata dai pressostati collegati ai filtri a sabbia, perciò il valore è da considerarsi indicativo.

Il risultato ottenuto è in linea con quanto dimensionato, addirittura leggermente inferiore a causa dei valori di estrema cautela impostati nella regolazione dei pressostati, e di un leggero aumento nella quantità di solidi sospesi in ingresso all’impianto, probabilmente causata da un aumento nella portata emunta dalle nuove elettropompe installate.

In uscita dall’impianto, dopo l’equalizzazione le concentrazioni sono ancora inferiori, in tabella 5.4 sono riportati alcuni esempi di queste. Il periodo analizzato è lo stesso rispetto a cui sono effettuate le analisi in uscita dai filtri a carboni attivi.

Tabella 5.4 *Concentrazioni di Inquinanti in Uscita dall'Impianto*

Contaminante	UM	LIMITI	Acqua uscita impianto	Acqua uscita impianto	Acqua uscita impianto	Acqua uscita impianto
Ferro (Fe)	µg/l	200	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1
Manganese (Mn)	µg/l	50	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1
Benzene	ug/l	1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1
Etilbenzene	ug/l	50	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1
p-xilene	ug/l	10	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1
Bromoformio	µg/l	0,3	< 0,03	< 0,03	< 0,03	< 0,03
1,2-Dibromoetano	µg/l	0,001	< 0,001	< 0,001	< 0,001	< 0,001
Cloroformio	µg/l	0,15	< 0,01	0,05	0,016	0,013
1,2-Dicloroetano	µg/l	3	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01
Tetracloroetilene	µg/l	1,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1
Sommatoria organoalogenati	µg/l	10	< 0,1	0,37	< 0,1	< 0,1

Conclusioni

L'obiettivo di questo lavoro era quello di ripercorrere le fasi di progettazione, dimensionamento, verifica ed esercizio di un impianto mobile per il trattamento di acque di falda, sito all'interno di uno stabilimento petrolchimico.

Le acque da trattare evidenziavano contaminazione da metalli, idrocarburi ciclici aromatici ed idrocarburi alogenati.

Per la progettazione sono state esaminate le possibili tecniche di trattamento, concentrandosi quindi sul processo con la scelta delle metodologie individuate.

L'impianto evolve attraverso sezioni di trattamento piuttosto semplici, ma ha consentito, a costi contenuti, di risolvere efficacemente la problematica dell'acqua di falda inquinata.

Particolare attenzione è stata prestata nel dimensionamento della sezione di trattamento con adsorbimento su carboni attivi, una tecnologia al giorno d'oggi standardizzata ma che richiede verifiche appropriate, data l'ampia possibilità di scelta dei carboni e le particolarità delle classi di contaminanti.

L'esercizio dell'impianto ha fornito dati soddisfacenti che hanno validato le scelte progettuali e consentito la depurazione dell'acqua di falda con costi di impianto e di esercizio contenuti in riferimento alla complessità della problematica affrontata.

Appendice I – Immagini e Schemi

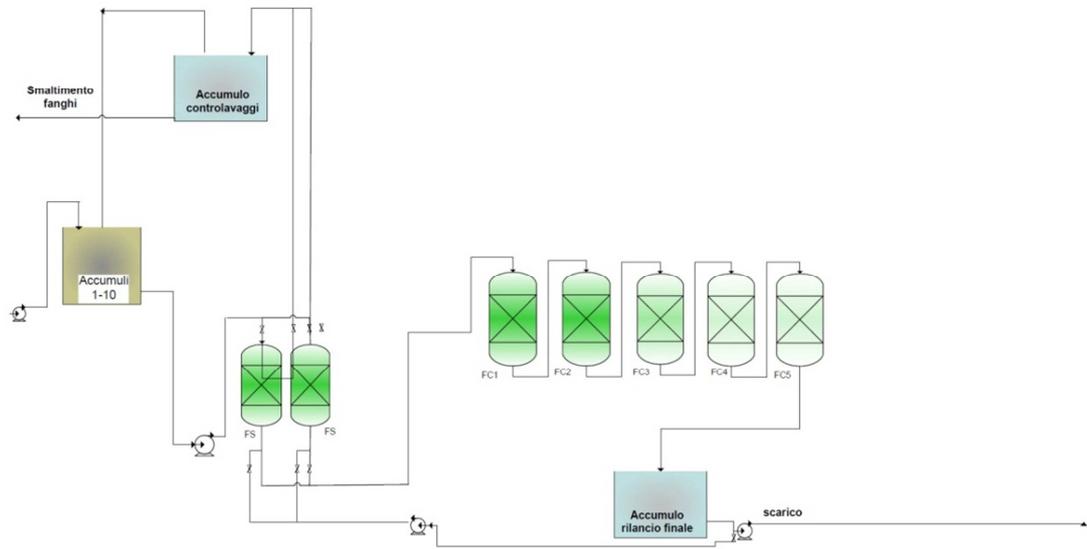


Figura I.1 *Schema di Processo*

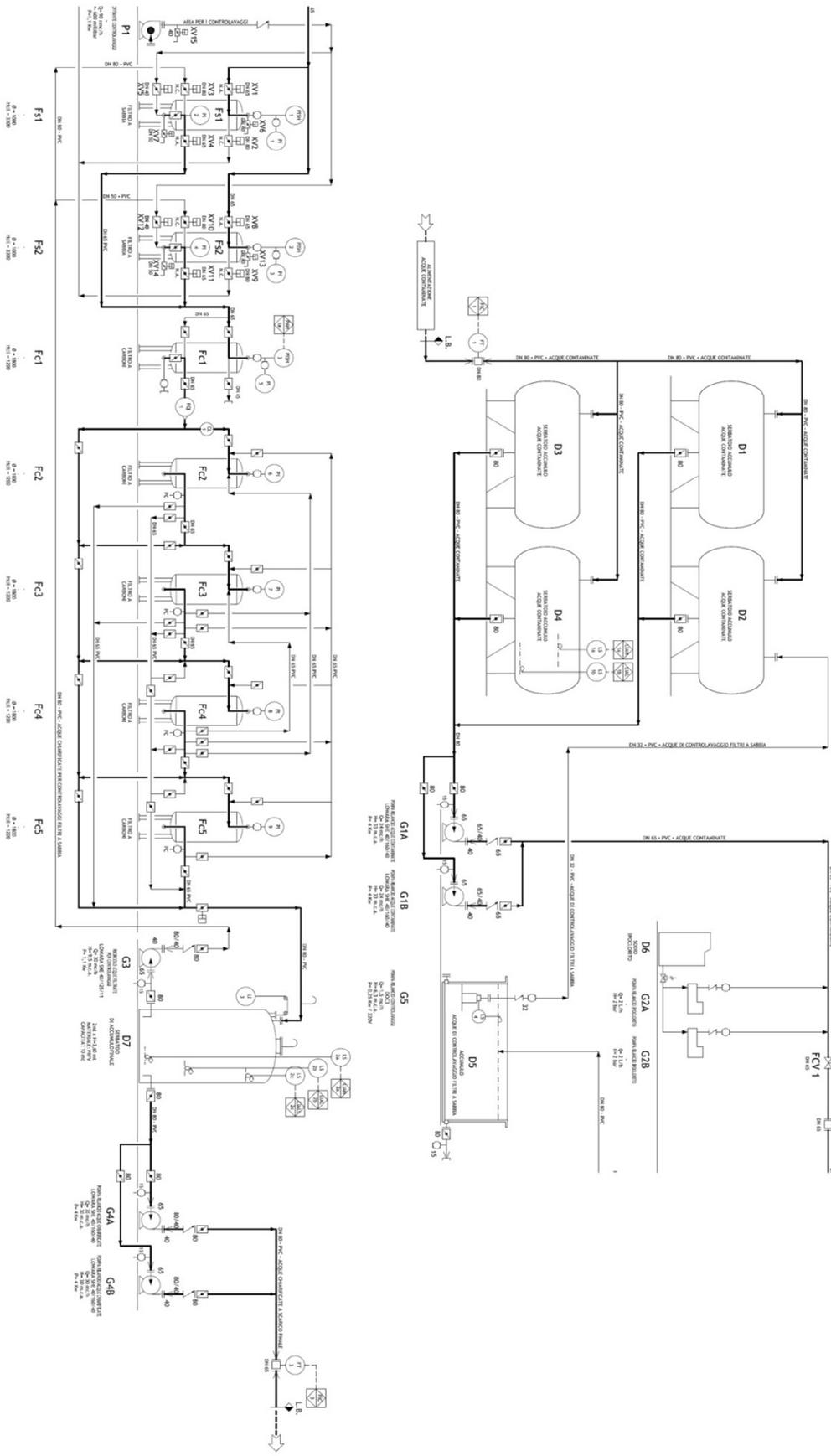


Figura I.2 P&I dell'Impianto TAF

Riferimenti Bibliografici

Berbenni, P., & Galassi, G. (1978). *Chimica ed ecologia delle acque*. Milano: Etas Libri.

Biancucci, G., & Ribaldone Biancucci, E. (2001). *Impianti di Depurazione delle Acque Residue*. Milano: Hoepli.

Cooney, D. O. (1998). *Adsorption Design for Wastewater Treatment*. Lewis Publishers.

Polizzotti, G. (1974). *L'acqua*. Milano: Casa Editrice Ambrosiana.

Riser Roberts, E. (1998). *Remediation of Petroleum Contaminated Soils*. Lewis Publishers.

Roques, H. (1996). *Chemical Water Treatments, Principle And Practice*. Weinheim: Wiley-VCH Verlag GmbH.

Tchobanoglous, G., Burton, F. L., & Stansel, H. D. (2003). *Metcalf & Eddy inc. Wastewater Engineering, Treatment and Reuse*. McGraw Hill.

Ringraziamenti

Un sentito grazie a:

Linda

I miei genitori, per il sostegno

Alberto Mauro ed Elisa, per il prezioso aiuto

Prof. Scaltriti, per i consigli e il tempo concessomi

Stefano, Francesco, Cristiano, Giovanni e Andrea, per la pazienza

Chi ho dimenticato, per il perdono