

oooOOooo

INDAGINE E STUDIO PRELIMINARE
RIDUZIONE DELL'ARSENICO NELL'ACQUA INDUSTRIALE

oooOOooo

1.0 SCOPO

Oggetto del presente Rapporto e' lo studio preliminare di fattibilita' dei processi disponibili, e dei relativi impianti, idonei a ridurre il contenuto di Arsenico nelle acque industriali di un impianto tipo entro i limiti del DLgs 2.02.2001 n. 31.

Rientrano nello scopo del presente Rapporto le seguenti attivita':

- Valutazione della efficacia di ciascun processo esaminato in termini di efficienza di rimozione dell'arsenico da acque aventi le caratteristiche chimico-fisiche dell'acqua SIGMA-TAU;
- Inserimento ottimale dell'eventuale nuova unita' di trattamento nel contesto dell'impianto di trattamento dell'acqua industriale esistente;
- Dimensionamento di processo preliminare dell'impianto di trattamento e dei relativi consumi di chemicals ed utilities al fine di:
- Valutazione del costo relativo di investimento
- Valutazione del costo relativo di esercizio
- Apprezzamento delle necessita' di controllo e dell'impegno di personale richiesti da ciascun processo esaminato.

Le valutazioni dei costi di investimento e di esercizio in questa prima fase sono da intendersi relative e cioe' espresse da una graduatoria non ancora basata su di un costo budgetario calcolato.

2.0 BASI DELLO STUDIO

Ai fini dello studio del presente Rapporto sono state assunte le seguenti basi di calcolo.

2.1 Qualita' dell'acqua da trattare

Le caratteristiche dell'acqua da trattare sono state assunte quelle risultanti a valle del treno di trattamento areazione-filtrazione-addolcimento dell'impianto esistente. I parametri analitici sono i seguenti:

Temperatura	°C	21.0
O2 disciolto	mg/l O2	8.4
CO2 libera	mg/l CO2	27.0
conducibilita'	µS/cm	370
pH a 25 °C		7.0
durezza totale	mg/l CaCO3	3
alcalinita'	mg/l CaCO3	95
Ca+2	mg/l	1.04
residuo a 110 °C	mg/l	285
residuo a 180 °C	mg/l	277
residuo solidi sospesi (dopo filtro 0.4-0.6 µm)	mg/l	< 0.1
Ferro	µg/l	< 10
Manganese	µg/l	< 5
SiO2	mg/l	96
Zinco	µg/l	60

Cloruri	mg/l	32
Nitrati	mg/l	11
Nitriti	mg/l	< 0.02
Solfati	mg/l	43
Magnesio	mg/l	< 0.1
Potassio	mg/l	nd
Fluoruri	mg/l	0.8
Rame	µg/l	< 2
Piombo	µg/l	< 10

In alternativa e' stato prevista la possibilita' di inserimento della nuova unita' di trattamento dopo la decolorazione a carboni attivati e prima della clorazione finale di copertura per le necessita' che saranno indicate nei capitoli seguenti.

2.2 Livelli di Arsenico

Il contenuto di Arsenico risulta variabile stagionalmente.

Come base di calcolo si e' assunto un livello di 15 µg/l di As+3 + As+5.

Per alcuni tipi di processo esaminati sara' necessario eseguire una analisi precisa in una eventuale fase esecutiva essendo rilevante la differenza di trattabilita' fra le due specie ioniche.

Trattandosi di acqua di pozzo e' ragionevole attendersi che l'Arsenico sia presente prevalentemente nella specie As+3. Per tale considerazione e' stato previsto l'inserimento alternativo a valle della iperclorazione; in tal caso ci attendiamo una completa ossidazione ad As+5 ed una virtuale assenza di Ferro e Manganese.

Il limite di As totale imposto dal DLgs 2.02.2001 n. 31 per le acque potabili e' di 10 µg/l (ppb). Ai fini dei calcoli del presente Rapporto e' stato assunto un obiettivo nell'acqua finale di 7÷8 µg/l per tenere conto delle incertezze intrinseche di alcuni dei processi esaminati e della possibilita' di ulteriori riduzioni dei limiti di accettabilita'

2.3 Portate di progetto

L'impianto di disinfezione esistente e' dimensionato per una portata massima di 90 m3/h; la portata e' costante ma discontinua.

Il consumo medio giornaliero di acqua e' di 450 m3/g.

3.0 PROCESSI ESAMINATI

I processi di trattamento esaminati, in quanto ritenuti accettabili come BAT dalla EPA USA, sono i seguenti:

- Adsorbimento su Allumina attivata
- Adsorbimento su materiali adsorbenti proprietari specifici per l'As
- Resine scambiatrici anioniche
- Osmosi inversa
- Coprecipitazione con ferro

I singoli processi vengono esaminati in dettaglio nei capitoli seguenti.

4.0 PROBLEMATICHE E CRITICITA'

La qualità dell'acqua da trattare presenta alcune problematiche ed alcune criticità dipendenti dalla presenza di specie ioniche di difficile trattabilità ovvero interferenti e concorrenti con l'As nel trattamento con i processi presi in esame.

4.1 Arsenico +3

L'arsenico As+3 viene eliminato con difficoltà e con bassa efficienza da tutti i processi basati su affinità o sostituzione ionica (adsorbenti, resine).

Viceversa l'As+5 è eliminato con molto maggiore efficienza da tali processi; per questi è giocoforza prevedere l'inserimento a valle della iperclorazione.

Per alcuni di questi processi è comunque necessario portare il pH a 6.0÷6.5.

Queste limitazioni si presentano anche con l'osmosi inversa: l'As+3 viene rimosso al 75÷80%, l'As+5 al 90÷95%. In questo caso la scelta del punto di inserimento nell'impianto esistente è subordinata ad altre considerazioni collaterali.

4.2 Silice

La SiO₂ interferisce negativamente sui processi ad adsorbimento per affinità ionica (adsorbenti e resine selettive).

Poiché il valore di 96 µg/l è rilevato a valle della filtrazione e dell'addolcimento e da ritenersi che tutta la silice sia presente in forma reattiva e non colloidale (approfondimento eventuale in fase esecutiva). Ciò abbassa significativamente l'efficienza di un trattamento ad osmosi inversa.

Nel caso dell'osmosi inversa la silice presenta il pericolo di precipitazione sulle membrane; è necessario il dosaggio di un antiprecipitante specifico

Non è da prendersi in considerazione, se non dettato da altre esigenze degli usi finali dell'acqua, un trattamento di desilicizzazione, oneroso sia in termini di costo di investimento che di costo e complessità di esercizio (precipitazione con sodio alluminato o idrossido di magnesio).

4.3 Solfati e fosfati

I solfati, contenuti in quantità significativa nell'acqua, competono, insieme agli altri anioni, con l'As+5 nel trattamento con resine scambiatrici anioniche e sostanzialmente ne determinano il dimensionamento.

I fosfati, insieme alla silice, competono con l'As+5 nei processi con adsorbenti o resine selettive.

Il contenuto di fosfati non è determinato nelle analisi dell'acqua disponibili. Trattandosi di acqua profonda il contenuto in fosfati dovrebbe essere trascurabile. Nel caso sarà necessario determinare cautelativamente la concentrazione di fosfati.

4.4 Portate di progetto

Per alcuni dei progetti esaminati il dimensionamento sulla base di una portata massima di picco di 90 m³/h porta a risultati molto onerosi in termini di costo di investimento.

È quindi sensato considerare la possibilità di un dimensionamento sulla base di una produzione giornaliera di 450 m³ prevedendo un funzionamento continuo su 24 ore con una

portata ragguagliata alla percentuale di acqua da trattare, dipendente dal leakage di As prevedibile per ciascun processo.

Peraltro cio' e' obbligato per alcuni processi come l'osmosi inversa per i quali il funzionamento deve essere costante e continuo.

In questo caso e' pero' necessario prevedere, o riarrangiare, uno stoccaggio intermedio dell'acqua trattata dimensionato in funzione del numero dei picchi giornalieri di assorbimento della rete e che in questa prima fase di studio abbiamo stimato supponendo che l'assorbimento dell' 80% del consumo giornaliero sia concentrato in 9 ore diurne.

5.0 ALLUMINA ATTIVATA GRANULARE (GAA)

5.1 Generale

L'adsorbimento dell'Arsenico su allumina attivata e' un processo ben noto ed accettato anche se di recente e' pressoché abbandonato dato che la capacita' di adsorbimento della GAA e' notevolmente inferiore a quella dei nuovi materiali adsorbenti selettivi proprietari a base di idrossido di ferro (Bayer) o di ossido di titanio (Dow).

Questi ultimi pero' presentano le limitazioni dovute all'elevato contenuto di Silice per cui si ritiene opportuno analizzare anche il processo con GAA (Alcoa, BASF).

La GAA puo' anche essere rigenerata ma generalmente si preferisce esaurirla e sostituirla poiche', almeno secondo le normative statunitensi, la GAA esaurita puo' essere smaltita come rifiuto non tossico.

Il processo e' poco costoso, facile da condurre e richiede una minima attenzione da parte degli operatori.

5.2 Impianto tipo

L' impianto e' costituito essenzialmente da pompa(e) di rilancio e da due colonne di adsorbimento disposte in serie permutabili ciclicamente dopo ogni sostituzione.

La GAA e' efficace nei confronti dell'As+5. Quindi l'inserimento a valle della iperclorazione, e' obbligato.

Il pH deve essere portato nel campo 5.5÷6.0. Se dopo rimiscelazione con l'acqua non trattata il pH risultasse ancora minore di 6.5 e l'acqua aggressiva sara' necessario procedere ad un ricondizionamento del pH all'uscita della seconda colonna.

Il controllo del pH e' critico per limitare l'adsorbimento di altri ioni quali silice, fosfati, vanadio, selenio.

5.3 Prestazioni

Il leakage di As atteso all'uscita della seconda colonna quando la prima e' totalmente esaurita e' < 1.0 µg/l.

Di conseguenza per riportare la concentrazione da 15 µg/l a 7 µg/l dopo miscelazione e' necessario trattare circa il 57% dell'acqua,.

Nel caso di dimensionamento per una portata finale massima di 90 m³/h e' necessario trattare circa 51 m³/h e, con un tempo di contatto minimo compatibile, la sostituzione della carica di una colonna, circa 4800 kg, e' prevedibile dopo 340 gg di funzionamento medio senza acidificazione ovvero 1030 gg con controllo del pH.

Nel caso del dimensionamento a portata costante continua x 24 h e' necessario trattare circa 12 m³/h e la sostituzione della carica di una colonna, circa 1200 kg, e' prevedibile dopo 80 gg di esercizio senza acidificazione ovvero 240 gg con controllo del pH.

In questo caso e' necessario disporre di uno stoccaggio intermedio di circa 250 m3.

I controlavaggi delle colonne sono necessari solo qualora si presentino sintomi di intasamento. L'esperienza indica la necessita' di un controlavaggio all'incirca dopo non meno di 4÷6 mesi di esercizio.

5.4 Costo di investimento

Il costo di investimento e' stimabile, in via di prima approssimazione e nel caso non sia necessario il ricondizionamento finale del pH:

- per il funzionamento a 51 m3/h: da 60.000 a 80.000 €.
- per il funzionamento a 12 m3/h: da 20.000 a 40.000 € escluso lo stoccaggio intermedio

5.5 Costo di esercizio

Il costo di esercizio e' essenzialmente costituito da:

- costo della sostituzione delle cariche (comprendente la manodopera):

- . per funzionamento a 51 m3/h: 33.000 €/anno senza acidificazione
11.000 €/anno con acidificazione
- . per funzionamento a 12 m3/h: 39.000 €/anno senza acidificazione
13.000 €/anno con acidificazione

- costo di smaltimento delle cariche esaurite
- consumo dei chemicals per il condizionamento del pH.

Il consumo di energia e' limitato alla pompa di rilancio.

- per il funzionamento a 51 m3/h: 3.0 kW
- per il funzionamento a 12 m3/h: 1.1 kW

5.6 Impegno di personale

L'impegno di personale e' moderato.

Essenzialmente e' necessario:

- tenere sotto controllo il leakage di As all'uscita della prima colonna per individuare il breakthrough, ma sicuramente dopo i primi mesi di esercizio si potra' prevedere la necessita' di sostituzione delle cariche solamente in base alla quantita' di acqua trattata;
- provvedere al periodico rabbocco dei chemicals;
- eseguire gli eventuali controlavaggi, se necessari

6.0 ADSORBENTI SELETTIVI

6.1 Generale

I materiali adsorbenti selettivi specifici per l'Arsenico sono prodotti relativamente nuovi ed hanno quasi totalmente rimpiazzato la classica Allumina attivata a causa della molto maggiore capacita' di adsorbimento. Tipicamente, a pH 7.0, l'Allumina attivata puo' trattare una quantita' di acqua pari a circa 5000÷6000 volumi del letto adsorbente mentre gli adsorbenti selettivi arrivano dai 35000 ai 75000 volumi.

Questi materiali sono esclusivamente impiegati su base usa e getta, senza rigenerazione.

Il pH influenza la capacita' di adsorbimento ma non e' necessaria una acidificazione

preliminare. E' viceversa necessario che l'arsenico sia nello stato As+5.

Analogamente alla GAA il processo e' poco costoso, facile da condurre e richiede una minima attenzione da parte degli operatori.

Esistono sul mercato due tipi di adsorbenti selettivi.

6.1.2 Adsorbenti a base di idrossido ferrico

Gli adsorbenti a base di idrossido ferrico (Bayer, Siemens) sono fortemente limitati dalla presenza di ioni concorrenti quali fosfati e silice.

La presenza di silice oltre il limite di 30÷40 mg/l ne esclude il possibile impiego.

6.1.2 Adsorbenti a base di ossido di Titanio

Questo prodotto (Dow) di recente introduzione presenta la possibilita' di lavorare anche a pH 7.0 e, sia pur con una limitazione di efficienza, puo' tollerare un contenuto di silice di 96 mg/l.

Questo materiale e' in grado di catturare anche l'As+3 ma con una capacita' di adsorbimento ridotta al 25%.

Nel presente Rapporto si prende in considerazione solo l'impiego di questo tipo di adsorbente.

6.2 Impianto tipo

L'impianto e' costituito da pompa(e) di rilancio e da una sola colonna di adsorbimento; la necessita' di continuita' anche durante la sostituzione dell'adsorbente dell' unica colonna puo' consigliare la installazione di una colonna stand-by.

Non e' previsto alcun condizionamento del pH.

L'inserimento a valle della iperclorazione e' raccomandabile.

6.3 Prestazioni

Il leakage di As atteso all'uscita della colonna e' < 3.0 µg/l.

Per riportare la concentrazione da 15 µg/l a 7÷8 µg/l dopo miscelazione e' necessario trattare circa il 58% dell'acqua pari a circa 52 m³/h nel caso di dimensionamento per una portata finale massima di 90 m³/h.

Con un tempo di contatto ottimale la sostituzione di una carica, circa 2900 kg, e' prevedibile dopo 960 gg di funzionamento medio.

Nel caso del dimensionamento a portata costante continua x 24 h e' necessario trattare circa 12 m³/h e la sostituzione della carica di una colonna, circa 670 kg, e' prevedibile dopo 204 gg di esercizio.

In questo caso e' necessario disporre di uno stoccaggio intermedio di circa 250 m³.

Il controlavaggio della colonna e' necessario solo qualora si presentino sintomi di intasamento.

6.4 Costo di investimento

Il costo di investimento e' stimabile, in via di prima approssimazione e nel caso di una

colonna unica:

- per funzionamento a 52 m³/h: da 80.000 a 90.000 €.
- per funzionamento a 12 m³/h: da 30.000 a 40.000 € escluso lo stoccaggio intermedio.

6.5 Costo di esercizio

Il costo di esercizio e' essenzialmente costituito dal costo della sostituzione della carica (comprendente la manodopera) e dal costo di smaltimento della carica esaurita:

- per funzionamento a 52 m³/h: circa 18.000 €/anno
- per funzionamento a 12 m³/h: circa 21.000 €/anno

Il consumo di energia e' limitato alla pompa di rilancio: 3.0 kW ovvero 1.3 kW.

6.6 Impegno di personale

L'impegno di personale e' moderato.

Essenzialmente e' necessario:

- tenere sotto controllo la concentrazione di As all'uscita della colonna per anticipare il breakthrough, ma sicuramente dopo i primi mesi di esercizio si potra' prevedere la necessita' di sostituzione della carica solamente in base alla quantita' di acqua trattata;
- eseguire gli eventuali controlavaggi, se necessari

7.0 RESINE SCAMBIATRICI

7.1 Generale

Esistono resine scambiatrici selettive specifiche per l'Arsenico aventi gruppi funzionali a base di ossido di ferro (Purolite, Dow) ma la loro capacita' e' limitata da un contenuto di silice maggiore di 20 mg/l.

E' necessario pertanto rivolgersi a resine scambiatrici anioniche in forma cloruro.

Con tali resine si catturano oltre all'Arsenico, tutti i solfati e tutti i nitrati mentre non vengono trattenuti i cloruri ed i bicarbonati,

Sostanzialmente il dimensionamento e' basato sul contenuto anionico complessivo, la rimozione dell'arsenico As+5 restando un effetto collaterale.

Non e' necessario il condizionamento del pH.

E' necessaria la ossidazione preliminare dell'As+3,

Le resine scambiatrici presentano il noto inconveniente delle frequenti rigenerazioni con annesso problema dello smaltimento del liquido rigenerante.

La rigenerazione viene effettuata con soluzione di NaCl al 10% (150 g/l).

Il processo e' costoso sia in termini di investimento che di esercizio.

7.2 Impianto tipico

L'impianto e' un impianto classico di demineralizzazione ma in questo caso, per garantire l'eliminazione dell'Arsenico e' necessario disporre di due colonne in serie: la prima

sostanzialmente dedicata alla rimozione degli anioni preponderanti, la seconda alla eliminazione del leakage di arsenico della prima.

L'impianto e' costituito da:

- pompa(e) di rilancio
- filtro meccanico a cartuccia di guardia
- n. 2 colonne a resine disposte in serie
- vasca rigenerante con agitatore
- pompa di circolazione rigenerante
- quadro di controllo automatico

Data la frequenza delle rigenerazioni l'impianto deve essere fortemente automatizzato.

7.3 Prestazioni

Il leakage di As atteso all'uscita della seconda colonna quando la prima e' pressoché esaurita e' $\ll 1.0 \mu\text{g/l}$.

Di conseguenza per riportare la concentrazione da $15 \mu\text{g/l}$ a $7 \mu\text{g/l}$ dopo miscelazione e' sufficiente trattare circa il 50% dell'acqua, $45 \text{ m}^3/\text{h}$.

Il dimensionamento di processo (minimo) e' funzione della portata di acqua da trattare e non dalle concentrazioni anioniche mentre queste ultime determinano l'intervallo di rigenerazione.

Con una capacita' di carico di una buona resina anionica forte si prevede di dover rigenerare la colonna di testa ogni circa 7 giorni.

La quantita' complessiva di acqua necessaria per rigenerazione, controlavaggio e risciaquo e' di circa $25 \div 27 \text{ m}^3$, con una durata dell'operazione di 90 minuti.

Il consumo di NaCl (100%) e' di circa $600 \div 800 \text{ kg}$.

7.4 Costo di investimento

Il costo di investimento e' stimabile, in via di prima approssimazione, da 160.000 a 200.000 €.

7.5 Costo di esercizio

Il costo di esercizio e' essenzialmente costituito dal costo della soluzione rigenerante mentre per il suo smaltimento e' necessario verificare la tollerabilita' da parte dell'impianto di depurazione esistente. Nel caso sara' necessario prevedere un accumulo temporaneo della soluzione ed il suo dosaggio controllato nella fognatura.

Il consumo di NaCl (sale 100%) e' prevedibile in $31.2 \div 41.6 \text{ ton/anno}$.

Il consumo di energia e' dovuto alla pompa di rilancio, circa 4.0 kW .

La soluzione rigenerante da smaltire e' di circa $1300 \text{ m}^3/\text{anno}$.

7.6 Impegno di personale

L'impegno del personale e la sua qualificazione sono di livello intermedio.

Prevedendo un impianto con elevato livello di automazione, e' necessario:

- tenere sotto controllo la concentrazione di As all'uscita della prima colonna per anticipare il breakthrough.
- preparare la soluzione rigenerante nella quantita' necessaria.

8.0 OSMOSI INVERSA

8.1 Generale

Il processo di demineralizzazione ad osmosi inversa e' ben noto e si presta alla eliminazione dell'Arsenico con le limitazioni qui di seguito descritte.

A differenza del trattamento con resine anioniche l'osmosi inversa elimina pressoché tutti i sali contenuti nell'acqua. Se il trattamento e' concepito per demineralizzazione l'efficienza di eliminazione raggiunge il 99%

Nei confronti dell' As+5 l'efficienza di eliminazione si aggira intorno al 90 ÷ 95 %. Nei confronti dell'As+3 l'efficienza e' ridotta al 75 ÷ 80 %.

Sembra pertanto opportuno l'inserimento a valle della iperclorazione e carboni attivati. Deve però essere garantita l'assoluta assenza di Cloro libero in quanto le membrane, in questo caso di tipo poliammidico, ne risulterebbero danneggiate. Per evitare tale danno può essere opportuno dosare nell'acqua grezza un composto riducente.

Il pH non avrebbe influenza sul processo ma ha influenza sul pericolo di precipitazione della Silice sia sulle membrane che nello scarto.

Nel caso in esame per evitare tale pericolo si deve o condizionare il pH a 8.5 mediante dosaggio di NaOH ovvero dosare nell'acqua grezza un idoneo prodotto antiprecipitante.

L'osmosi inversa presenta i noti inconvenienti di una rilevante quantità di acqua scartata carica di tutti i sali contenuti nell'acqua grezza e di un elevato consumo energetico.

L'impianto deve funzionare in continuo. Una eventuale fermata per più di 1 ora comporta la necessità di un flussaggio delle membrane con acqua osmotizzata per eliminare sali precipitati; periodicamente o dopo una fermata prolungata può essere necessario un lavaggio chimico alcalino.

Anche se in termini di costo di investimento il processo e' relativamente poco costoso, in termini di costo di esercizio e' il più costoso dei processi esaminati.

L'impianto ad osmosi inversa, con adeguata portata di trattamento, potrebbe presentare il vantaggio collaterale di produrre acqua già fortemente demineralizzata da inviare all'impianto demi riducendone la frequenza delle rigenerazioni ed il costo di esercizio.

8.2 Impianto tipico

E' costituito dai componenti seguenti:

- pompa(e) di rilancio
- prefiltro meccanico
- eventuale sistema di dosaggio riducente e/o di NaOH
- sistema di dosaggio antiprecipitante (serbatoio e pompa dosatrice)
- pompa ad alta pressione per pressurizzazione osmosi
- recipienti a pressione di contenimento membrane
- pompa e serbatoio di flussaggio membrane
- quadro di controllo automatico

8.3 Prestazioni

Nella ipotesi conservativa di una eliminazione dell'As+5 del 90% e quindi con un leakage

nell'acqua osmotizzata di 1.5 µg/l e' necessario trattare 12 ÷ 15 m³/h di acqua (dipendentemente dagli standard costruttivi dei diversi fornitori).

Il trattamento deve essere realizzato il piu' possibile in continuo. Cio' vuol dire che si producono 288 ÷ 360 m³/g di acqua osmotizzata.

La percentuale di trattamento risulta del 64 ÷ 80 %, superiore a quella minima necessaria per raggiungere l'obiettivo dei 7 ÷ 8 µg/l di As nell' acqua miscelata finale. Esistono margini di produzione per impieghi collaterali.

E' necessario disporre di una capacita' di accumulo temporaneo di 230 ÷ 260 m³.

La quantita' di acqua di scarto varia da un minimo del 35% ad un massimo del 50% dell'acqua grezza: 6.5 ÷ 15 m³/h, 156 ÷ 360 m³/g.

8.4 Costo di investimento

Il costo di investimento e' stimabile, in via di prima approssimazione, da 57.000 a 89.000 € escluso lo stoccaggio temporaneo.

8.5 Costo di esercizio

Il costo di esercizio e' essenzialmente costituito dal consumo di energia per le pompe di rilancio e di pressurizzazione: 15 ÷ 22 kW in funzionamento continuo.

Il consumo di chemicals di condizionamento puo' essere ritenuto modesto (2 l/h ca)

8.6 Impegno di personale

Questo tipo di impianto e' totalmente automatizzato. L'impegno del personale e' modesto ma la sua qualificazione deve essere di livello elevato.

E' necessario preparare periodicamente le soluzioni degli additivi.

9.0 COPRECIPITAZIONE CON FERRO

9.1 Generale

Il processo di coprecipitazione con Ferro si basa sulla capacita' dei precipitati coagulati di idrossido ferrico (ma anche dell'idrossido di alluminio) di adsorbire e congelare l'Arsenico +5.

Il processo in generale si articola nelle fasi seguenti:

- additivazione del Ferro nell'acqua grezza o come solfato ferroso o come cloruro ferrico
- ossidazione del Ferro e dell'Arsenico con Cloro o con Ozono
- separazione dei precipitati mediante filtrazione:

nel caso di ossidazione con Ozono la filtrazione puo' essere eseguita con un filtro a quarzite tipico;

nel caso di ossidazione con Cloro la filtrazione viene eseguita con un filtro deferrizzante con carica catalitica a base di biossido di manganese (greensand) per eliminare completamente il ferro non ossidato e non precipitato

(Tuttavia, a sommessimo parere dello scrivente, additivando cloruro ferrico e regolando il pH, pressochè tutto il ferro dovrebbe precipitare come idrossido ed un filtro a quarzite dovrebbe essere sufficiente).

Il processo e' efficace solo nei confronti dell'As+5.

Il pH deve essere portato oltre 7.0 (7.6÷7.7) per attivare la precipitazione dell'idrossido ferrico.

Il filtro a quarzite necessita solo dei periodici controlavaggi.

Il filtro catalitico deve essere controlavato e rigenerato con potassio permanganato.

Il processo presenta l'inconveniente dello smaltimento dei fanghi di risulta, anche se tali fanghi secondo le normative USA risulterebbero non tossici.

9.2 Impianto tipo

Nel caso in esame l'impianto di disinfezione contiene già una sezione di iperclorazione oltre il break-point a valle della quale l'arsenico dovrebbe essere pressoché totalmente ossidato ad As+5. Si può quindi prescindere da uno stadio di ossidazione specifico dosando cloruro ferrico invece di solfato ferroso.

Il modesto contenuto di Ferro nell'acqua prima della iperclorazione non può avere efficacia sull'Arsenico. Affinché si abbia un adsorbimento efficace è necessario che il rapporto Fe/As si almeno 10:1 cioè sarebbero necessari almeno 150 µg/l di Fe+3.

Inoltre la Silice compete con l'Arsenico nell'adsorbimento sull'idrossido ferrico.

L'impianto può essere realizzato con i componenti seguenti:

- prelievo dell'acqua dopo la iperclorazione
- pompa(e) di rilancio
- dosaggio di cloruro ferrico
- condizionamento del pH con NaOH
- miscelatore statico
- serbatoio di reazione
- filtrazione catalitica
- sistema di preparazione e dosaggio del permanganato rigenerante
- quadro programmatore per funzionamento automatico

9.3 Prestazioni

L'efficienza di rimozione dell'Arsenico è di circa 85% con un leakage atteso di 2.2 µg/l.

Di conseguenza per riportare la concentrazione da 15 µg/l a 8 µg/l dopo miscelazione è necessario trattare circa il 55% dell'acqua, 50 m3/h,.

La quantità di FeCl3 (anidro 100%) da dosare può essere assunta in prima approssimazione, e salvo verifica sperimentale, pari al 300% del minimo necessario, quindi 450 µg/l, per tener conto della elevata quantità di silice presente. Il consumo orario è di 22.5 gr/h ovvero 110 gr/gg.

La periodicità dei controlavaggi e rigenerazioni è difficilmente prevedibile. In prima approssimazione sulla base delle caratteristiche medie dei fanghi e dei filtri si può stimare un ciclo di 45 gg.

Prevedendo due filtri in parallelo la portata di controlavaggio è circa 75 m3/h/filtro ed il consumo di acqua 20 m3/filtro.

Il consumo di KMnO4 (100%) per ogni rigenerazione e per filtro è circa 6.0 kg.

9.4 Costo di investimento

Il costo di investimento è stimabile, in via di prima approssimazione, da 140.000÷150.000 €.

9.5 Costo di esercizio

Il costo di esercizio costituito dal consumo di energia per le pompe di rilancio alla filtrazione circa 4.0 kW in funzionamento su 5 ore.

Il consumo di chemicals di condizionamento:

- NaOH puo' essere ritenuto modesto
- FeCl3 18÷20 kg/anno
- KMnO4 100 kg/anno

E' necessario valutare lo smaltimento dei fanghi in circa 650 m3/anno.

9.6 Impegno di personale

Questo tipo di impianto puo' essere totalmente automatizzato. L'impegno del personale e' intermedio ma la sua qualificazione deve essere di livello elevato.

E' necessario preparare periodicamente le soluzioni degli additivi.

10.0 GRADUATORIE DEI COSTI

Ad ogni processo esaminato e' stato attribuita una penalizzazione per quanto riguarda il costo di investimento stimato, il costo di esercizio e l'impegno di personale.

A costi ed impegno crescenti sono stati attribuite penalizzazioni crescenti.

10.1 Costo di investimento

Allumina attivata da 51 m3/h	3
Allumina attivata da 12 m3/h	1
Adsorbenti selettivi da 52 m3/h	5
Adsorbenti selettivi da 12 m3/h	2
Resine anioniche	6
Osmosi inversa	4
Coprecipitazione con ferro	7

10.2 Costo di esercizio

Allumina attivata da 51 m3/h	1
Allumina attivata da 12 m3/h	2
Adsorbenti selettivi da 52 m3/h	3
Adsorbenti selettivi da 12 m3/h	4
Resine anioniche	6

Osmosi inversa	7
Coprecipitazione con ferro	5

10.4 Impegno di personale

Allumina attivata da 51 m ³ /h	2
Allumina attivata da 12 m ³ /h	3
Adsorbenti selettivi da 52 m ³ /h	1
Adsorbenti selettivi da 12 m ³ /h	4
Resine anioniche	7
Osmosi inversa	6
Coprecipitazione con ferro	5

10.5 Graduatoria complessiva

Attribuendo in prima analisi lo stesso peso al costo di investimento, al costo di esercizio ed all'impegno di personale risulta una graduatoria complessiva ottenuta sommando le diverse penalizzazioni di ciascun processo:

Allumina attivata da 51 m ³ /h	5	1
Allumina attivata da 12 m ³ /h	6	2
Adsorbenti selettivi da 52 m ³ /h	9	3
Adsorbenti selettivi da 12 m ³ /h	10	4
Coprecipitazione con ferro	17	5
Osmosi inversa	17	6
Resine anioniche	19	7

11.0 CONSIDERAZIONI FINALI

La variabilità dei costi di investimento, per ora solo stimati, e' da attribuire alle diverse possibili scelte in termini di materiali di costruzione, livello di automazione o diversi fornitori.

Per quantificare con maggiore dettaglio i costi di esercizio e l'impegno del personale e' necessario disporre dei costi locali dell'energia, della manod'opera, di approvvigionamento dei chemicals, di smaltimento dei rifiuti e delle analisi di controllo sull'acqua.

L'elevato contenuto di silice consiglia, per i processi piu' sensibili, la esecuzione di prove di trattamento o di impianto pilota da eseguirsi possibilmente a cura del fornitore del materiale

attivo.

La possibilita' di un trattamento continuo a portata ridotta e con stoccaggio temporaneo giornaliero e' stata esaminata solo per l'Allumina attivata e per gli adsorbenti selettivi, a causa delle dimensioni dell' impianto da 51 m³/h, e per l'osmosi inversa, in quanto praticamente obbligata.

Naturalmente tale approccio si puo' esaminare anche per gli altri processi: ci si puo' attendere un minor costo d'investimento (a parte lo stoccaggio giornaliero), un quasi uguale costo di esercizio ed un maggior impegno del personale.

Ing. G Brunelli

15,15,5,0