

III-081 - TRATTAMENTO CHIMICO-FISICO DI PERCOLATO DI DISCARICA PER RU

Maria Rosaria Boni⁽¹⁾

Professore Associato

Agostina Chiavola

Ricercatore

Massimo Sessa

Assessore all'Ambiente della Provincia di Roma

Address⁽¹⁾: Università degli Studi di Roma "La Sapienza", Facoltà di Ingegneria, Dipartimento di Idraulica, Trasporti e Strade, Via Eudossiana, 18 00184 Roma Italia, Tel./Fax 39/06/44585506.

ABSTRACT

Il percolato da discarica per rifiuti urbani (RU) risulta un refluo di difficile trattabilità sia per il valore elevato e/o la natura del suo carico organico ed inorganico, sia per l'ampia variabilità delle sue caratteristiche qualitative e quantitative.

Per tale motivo risulta ancora oggetto di studio l'analisi, anche sperimentale, delle diverse alternative impiantistiche al fine di individuare quella ottimale, ovvero in grado di assicurare un'efficienza elevata e costante nel tempo.

Nel presente lavoro sono riportati i risultati di un'attività sperimentale finalizzata a verificare l'efficienza di un trattamento combinato di coagulazione – flocculazione seguito dal desorbimento, nella rimozione rispettivamente del COD e dell'azoto ammoniacale dal percolato proveniente da una discarica per RU.

In particolare, nel processo di coagulazione, lo studio è stato rivolto all'individuazione delle condizioni operative ottimali, in termini di dosaggio di coagulante, valore del pH, durata ed intensità dell'agitazione, impiegando due diversi reagenti, ovvero solfato di alluminio e calce. Una volta determinate tali condizioni, è stata confrontata l'efficienza di rimozione conseguibile con i suddetti reagenti.

Lo studio del trattamento di desorbimento è stato effettuato impiegando una colonna in plexiglass di altezza pari a circa 1 m, contenente al suo interno opportuni corpi di riempimento, nella quale il percolato, precedentemente sottoposto al trattamento di coagulazione, fluiva in controcorrente rispetto alla fase gassosa. Nel corso della sperimentazione sono stati valutati gli effetti del carico idraulico superficiale e della temperatura del percolato, sull'efficienza del trattamento di desorbimento.

E' stata, quindi, effettuata la verifica dei risultati sperimentali mediante l'impiego del modello di Sherwood – Holloway; ed, inoltre, è stata valutata l'influenza sull'efficienza del processo di desorbimento di altri parametri, non considerati nella sperimentazione, come ad esempio l'altezza della colonna ed il rapporto fra portata di aria e portata di acqua.

KEYWORDS: coagulazione, desorbimento, discarica, flocculazione, percolato

INTRODUZIONE

Il percolato da discarica per rifiuti urbani rappresenta un refluo di difficile trattabilità, a causa dell'elevato carico inquinante e della variabilità sia qualitativa sia quantitativa, legata principalmente alle caratteristiche gestionali della discarica, alla varietà del rifiuto conferito ed all'evoluzione del processo biodegradativo della frazione organica in esso contenuta.

Per tali ragioni, spesso il trattamento biologico da solo non è in grado di fornire un refluo aventi caratteristiche tali da consentire il suo scarico diretto nel corpo idrico recettore finale.

Risulta, quindi, indispensabile associare al trattamento biologico un processo di tipo chimico – fisico, come la coagulazione – flocculazione, il desorbimento, l'ossidazione avanzata, l'osmosi inversa.

In particolare, in alcuni casi può essere richiesto un trattamento chimico – fisico posto a valle di quello biologico, al fine di consentire il raggiungimento dei limiti di legge sull'effluente. In altri casi, invece, può



rendersi necessario inserire il trattamento fisico – chimico a monte di quello biologico; questa situazione si verifica per esempio quando il carico ammoniacale, essendo particolarmente elevato, potrebbe inibire la biomassa nitrificante, o quando essendo presente un’elevata frazione di COD biorefrattario, risulta necessario sottoporre il percolato ad un pre - trattamento per esempio di ossidazione avanzata, per renderlo idoneo al successivo trattamento biologico.

Nel presente studio vengono considerati i due processi di coagulazione – flocculazione e di desorbimento, per la rimozione rispettivamente del COD e dell’azoto ammoniacale dal percolato proveniente da una discarica per rifiuti urbani.

MATERIALI E METODI

Percolato

Il percolato impiegato nella sperimentazione proveniva da una discarica controllata per rifiuti urbani (RU) ed aveva le caratteristiche riportate nella Tabella 1.

L’osservata variabilit dei valori  dovuta sia alla differente localizzazione dei punti di prelievo dei campioni analizzati, sia all’intrinseca variabilit qualitativa del percolato.

Essendo il rapporto BOD₅/COD compreso fra 0,48 e 0,68, il percolato utilizzato pu essere considerato “giovane”.

Coagulazione

I coagulanti impiegati sono stati il solfato di alluminio (Al₂(SO₄)₃·18H₂O), in soluzione 20 g Al/l, e l’idrossido di calcio (Ca(OH)₂), variando il dosaggio rispettivamente fra 800 e 1.200 mg Al/l e fra 500 e 1.700 mg/l.

Il dosaggio ottimale di coagulante  stato valutato sulla base delle rese di rimozione del COD, dell’azoto ammoniacale e dei solidi sospesi totali, e sulle caratteristiche di sedimentabilit del fango.

Le prove, compiute in jar – tester, prevedevano una fase iniziale di miscelazione rapida (200 RPM), della durata di circa 3 minuti, in cui il coagulante veniva gradualmente aggiunto ad un volume di percolato di 500 ml, seguita da una fase di miscelazione lenta (45 RPM) della durata di circa 30 minuti. L’agitazione veniva, quindi, interrotta e la miscela reagente – percolato lasciata sedimentare per circa 20 minuti. Sui campioni di surnatante chiarificato, veniva infine misurata la concentrazione di COD, dell’azoto ammoniacale e dei solidi sospesi, impiegando come metodi di analisi gli “Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater” (APHA, 1995).

Tabella 1: Caratteristiche del percolato

PARAMETRI CHIMICI	UNITÀ DI MISURA	INTERVALLO
	unità	7,6 ÷ 8,3
pH		
Conducibilità	µS/cm	8.300 ÷ 32.600
Solidi sospesi	mg/l	3.250 ÷ 11.400
Cloruri	mg/l	1.200 ÷ 2.200
Azoto ammoniacale	mg/l	2.800 ÷ 3.000
Azoto nitroso	mg/l	n.d.
Azoto nitrico	mg/l	0,1 ÷ 0,3
COD	mg/l	1.250 ÷ 6.250
BOD ₅	mg/l	860 ÷ 3.000
Oli e grassi	mg/l	21 ÷ 22
Fosforo totale	mg/l	16 ÷ 38
	mgCaCO ₃ /l	7.500 ÷ 8.000
Alcalinità		
	mg/l	6,7 ÷ 8,5
Tensioattivi MBAS		
Solfati	mg/l	860 ÷ 2.700
Fenoli e derivati	mg/l	0,18 ÷ 0,2
Solventi totali	mg/l	< 0,1
Piombo	mg/l	< 0,1
Cadmio	mg/l	0,01 ÷ 0,015
Cromo VI	mg/l	0,04 ÷ 0,06
Ferro	mg/l	4,6 ÷ 10,9

In una prima fase le prove sono state effettuate a pH costante e variando il dosaggio di coagulante, al fine di individuare il valore di questo che consentiva di ottenere le rese di rimozione più elevate; successivamente, è stata eseguita una serie di prove variando il valore di pH, mediante aggiunta di HCl o di NaOH, ed impiegando il dosaggio ottimale di coagulante precedentemente determinato.

Desorbimento

L'effluente proveniente dal trattamento di coagulazione con calce era inviato alla successiva fase di desorbimento. L'impianto sperimentale impiegato era costituito da una colonna di plexiglass, avente diametro pari a 0,10 m ed altezza pari ad 1 m. Allo scopo di incrementare la superficie di contatto fra fase gassosa e fase liquida, la colonna era stata riempita con dei corpi aventi le seguenti caratteristiche:

- altezza del letto: 1 m;
- forma dei pezzi: cilindrica con razze interne;
- dimensione maggiore dei pezzi: 26 mm;
- numero dei pezzi per metro cubo: circa 45.600;
- superficie specifica: 245 m²/m³;
- volume libero: 93%;
- numero razze: 4 + 4.

I flussi gassoso e liquido procedevano all'interno della colonna in controcorrente; in particolare, il flusso gassoso veniva inviato, alla portata costante di 60 l/min, dal basso verso l'alto per mezzo di un compressore. Il percolato, invece, era immesso all'estremità superiore della colonna e disperso uniformemente sui corpi di riempimento mediante nebulizzatore; esso veniva poi raccolto all'estremità inferiore, campionato ed analizzato, e quindi ricircolato per ulteriori 3 volte. La portata di percolato complessivamente trattata in ogni prova è stata pari a circa 1 litro. Il tempo di residenza all'interno della colonna è stato pari a circa 1 minuto.



In alcune prove il percolato veniva preventivamente riscaldato, a mezzo di passaggio attraverso uno scambiatore di calore. Non è stato necessario modificare il valore del pH del percolato, in quanto già sufficientemente elevato (in particolare fino ad 11) a seguito del precedente trattamento di coagulazione.

Sono state condotte complessivamente 15 prove, variando o la temperatura (T) del percolato o il carico idraulico superficiale (L), nell'intervallo di valori di seguito indicato:

- T: 20, 40, 60 °C;
- L: 0,56 - 1,56 - 2,34 - 3,12 - 3,90 m³/m² × h.

RISULTATI E DISCUSSIONE

Coagulazione

Le figure 1 e 2 riportano la variazione della percentuale di rimozione del COD e dei solidi sospesi totali (SST) ottenuta dosando rispettivamente il solfato di alluminio e la calce, per valori costanti del pH e pari a 7,8 nel primo caso e ad 8 nel secondo.

Le figure 1 e 2 mostrano come, per pH costante e pari al valore iniziale, i dosaggi di coagulante in corrispondenza dei quali si consegue la maggiore rimozione del COD e dei SST risultano pari a 960 mgAl/l ed a 1.200 mg Ca(OH)₂/l.

Impiegando tali dosaggi le percentuali di rimozione conseguibili sono:

- con il solfato di alluminio: 32,3% per il COD e 17,9% per i SST;
- con la calce: 24,5% per il COD e 41,8% per i SST.

Le figure 3 e 4 mostrano come si modifica la percentuale di rimozione del COD e dei SST al variare del pH e per dosaggio di coagulante pari al valore ottimale, precedentemente determinato.

Dalle figure 3 e 4 risulta come, impiegando il dosaggio ottimale di coagulante, le maggiori percentuali di rimozione si conseguono per valori di pH pari a 5 ed a 11 rispettivamente per il solfato di alluminio e la calce. In particolare, in tali condizioni si ottengono le seguenti rimozioni:

- con il solfato di alluminio: 56,6% per il COD e 38,0% per i SST;
- con la calce: 55,2 per il COD e 49,9% per i SST.

Impiegando la calce si consegue anche una rimozione dell'azoto ammoniacale, variabile fra il 15 ed 25% incrementando il dosaggio di coagulante da 500 a 1.700 mg/l rispettivamente, e mantenendo il pH costante e pari ad 11.

Con entrambi i coagulanti si raggiunge una riduzione elevata della torbidità e la modifica del colore del refluo; tuttavia, il surnatante trattato con la calce risulta molto più limpido.

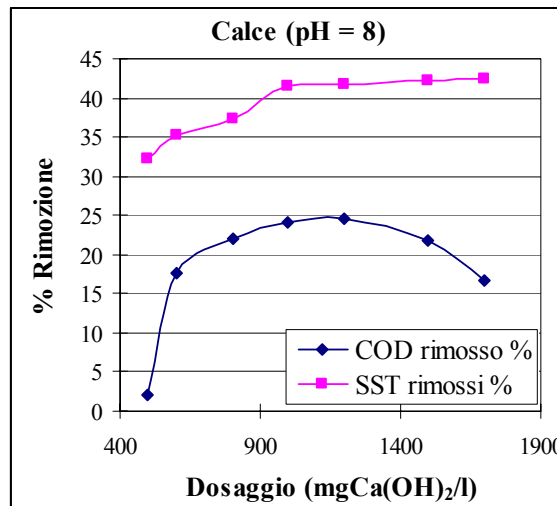
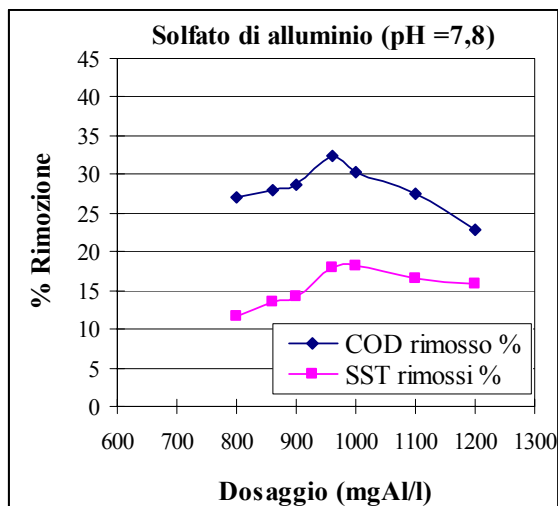


Figure 1-2: Rimozione del COD e dei SST per diversi dosaggi di $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$ e $Ca(OH)_2$ ed a pH costante

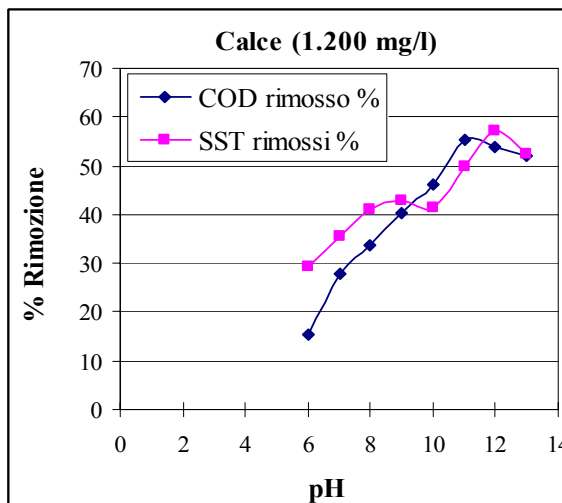
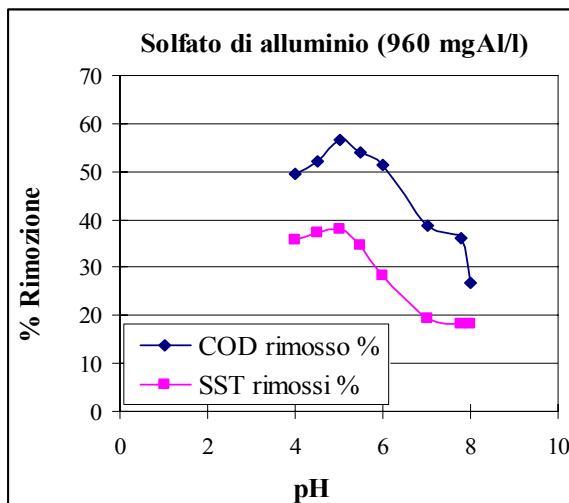


Figure 3-4: Rimozione del COD e dei SST per diversi valori del pH ed a dosaggi di $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$ e calce costanti

Il tempo necessario per ottenere la completa chiarificazione del refluo trattato è stato pari a circa 15 – 20 minuti per entrambi i coagulanti.

Desorbimento

La figura 5 mostra la variazione della percentuale di rimozione dell'ammoniaca per diversi valori del carico idraulico superficiale e del numero di passaggi attraverso la colonna di desorbimento, per valori della temperatura del percolato pari a 20, 40 e 60 °C.

In tutti i casi analizzati, dopo 4 passaggi si raggiungono sempre rimozioni comprese fra l'80 ed il 90%, indipendentemente dal valore del carico e della temperatura; l'efficienza di rimozione comunque cresce al crescere del numero di passaggi attraverso la colonna, e diminuisce all'aumentare del carico idraulico superficiale. Le rimozioni conseguibili per carichi di 0,56 e 1,56 $m^3/m^2 \times h$ risultano molto simili fra loro.

Alla temperatura di 60 °C, le efficienze di rimozione sono simili ed elevate (intorno al 90%), per carichi idraulici variabili fra 0,56 e 3,12 $m^3/m^2 \times h$, per qualunque valore del numero di passaggi; per valori superiori del carico, è necessario che il percolato attraversi 4 volte la colonna per raggiungere rimozioni del 90%.

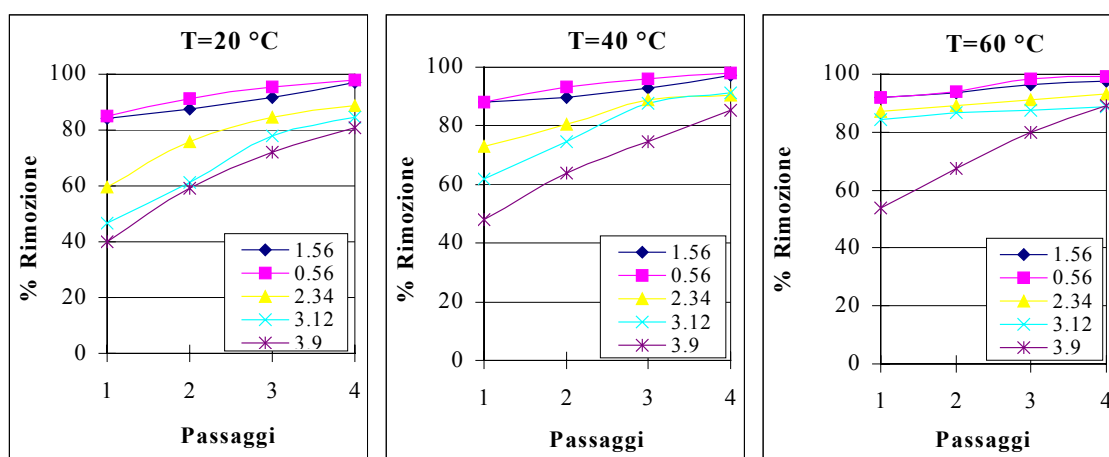


Figura 5: Rimozione (%) in funzione del numero di passaggi e di L a T = 20, 40 e 60 °C

La pendenza delle curve diminuisce all'aumentare del numero di passaggi, ovvero si riduce la quantità di ammoniaca desorbita per litro di aria insufflata, poiché si riduce gradualmente il gradiente di concentrazione fra condizioni di esercizio e condizioni di equilibrio, che rappresenta la forza motrice del trasferimento di ammoniaca dalla fase liquida a quella gassosa.

Simulazione matematica

L'altezza H della colonna di desorbimento può essere calcolata attraverso l'espressione seguente:

$$H = HTU \times NTU \quad \text{equazione (1)}$$

dove:

$$HTU = \frac{L}{M_w K_L a} \quad \text{altezza di un'unità di trasferimento} \quad \text{equazione (2)}$$

e

$$NTU = \int_{C_{out}}^{C_{in}} \frac{dC}{(C - C_{eq})} \quad \text{numero delle unità di trasferimento} \quad \text{equazione (3)}$$

con:

M_w = densità molare dell'acqua = 55,6 kmol/m³

C_{in} , C_{out} e C_{eq} = concentrazione di ammoniaca nella corrente liquida in ingresso ed in uscita dalla colonna, ed in condizioni di equilibrio (kmol/m³)

$K_L \cdot a$ = coefficiente globale di trasferimento (sec⁻¹)

Il coefficiente $K_L \cdot a$ può essere determinato sperimentalmente, oppure, in alternativa, per soluzioni diluite, può essere ricavato per mezzo dell'equazione di Sherwood e Holloway di seguito riportata:

$$K_L a = \alpha \times D_L \times \left(305 \frac{L}{\mu} \right)^{1-n} \left(\frac{\mu}{\rho D_L} \right)^{0,5} \quad \text{equazione (4)}$$

dove:

D_L = coefficiente di diffusione in fase liquida (m²/sec)

μ = viscosità del liquido (Pa×sec)

ρ = densità del liquido (kg/m³)

α , n = costanti funzione del tipo di corpo di riempimento

Il coefficiente D_L può essere ricavato con il metodo di Wilke – Chang, secondo il quale:

$$D_L = \frac{5,06 \times 10^{-7} \times T}{\mu \times V^{0,6}} \quad \text{equazione (5)}$$

dove:

T = temperatura (K)

V = volume molale di ammoniaca (cm^3/mol)

La concentrazione di equilibrio può essere determinata attraverso un bilancio di materia dell'ammoniaca fra la base della colonna di desorbimento ed una sezione posta ad un'altezza generica h dalla base stessa:

$$Q_G (A - A_{in}) = Q_L (C - C_{out}) \quad \text{equazione (6)}$$

dove:

Q_G, Q_L = portate di aria e di liquido (m^3/sec)

A, A_{in} = concentrazione di ammoniaca nella corrente gassosa nella sezione generica ed in ingresso alla colonna (kmol/m^3)

C = concentrazione di ammoniaca nella corrente liquida in ingresso alla sezione generica (kmol/m^3)

Considerando la legge di Henry, in base alla quale:

$$A = C_{eq} K'_H \quad \text{equazione (7)}$$

dove K'_H è la costante di Henry (adimensionale), ed assumendo nulla concentrazione di ammoniaca nella fase gassosa in ingresso ($A_{in} = 0$) si ottiene:

$$C_{eq} = \frac{(C - C_{out})}{R} \quad \text{equazione (8)}$$

dove

$$R = K'_H \left(\frac{Q_G}{Q_L} \right) \text{ fattore di desorbimento} \quad \text{equazione (9)}$$

la sostituzione della (8) nella (3), e la successiva integrazione porge:

$$NTU = \left(\frac{R}{R-1} \right) \ln \left(\frac{(C_{in}/C_{out})(R-1)+1}{R} \right) \quad \text{equazione (3')}$$

Sostituendo la (3') e la (2) nella (1) è possibile ricavare i valori del prodotto $K_L \cdot a$, alle varie temperature considerate, impiegando per R, L, C_{in}/C_{out} i valori ottenuti precedentemente per via sperimentale ed assegnando ad H il valore di 1 m (altezza della colonna dell'impianto pilota).

Sono stati poi determinati i valori delle costanti α ed n.

Si proceduto successivamente alla determinazione dell'efficienza di rimozione dell'ammoniaca, alle varie temperature, in funzione del carico idraulico superficiale (L) e per diversi valori di R, imponendo ad H il valore di 1 m.

La figura 6, che riporta i grafici così ottenuti, mostra come il rapporto fra portata di aria e portata di liquido influenzi profondamente l'efficienza di trasferimento: in particolare, al crescere del fattore di desorbimento, aumenta apprezzabilmente l'efficienza del processo.

Le figure 7, 8 e 9 mostrano come l'altezza della colonna di desorbimento condizioni l'efficienza di rimozione, per diversi valori di R e di L, alle temperature rispettivamente di 20, 40 e 60 °C.

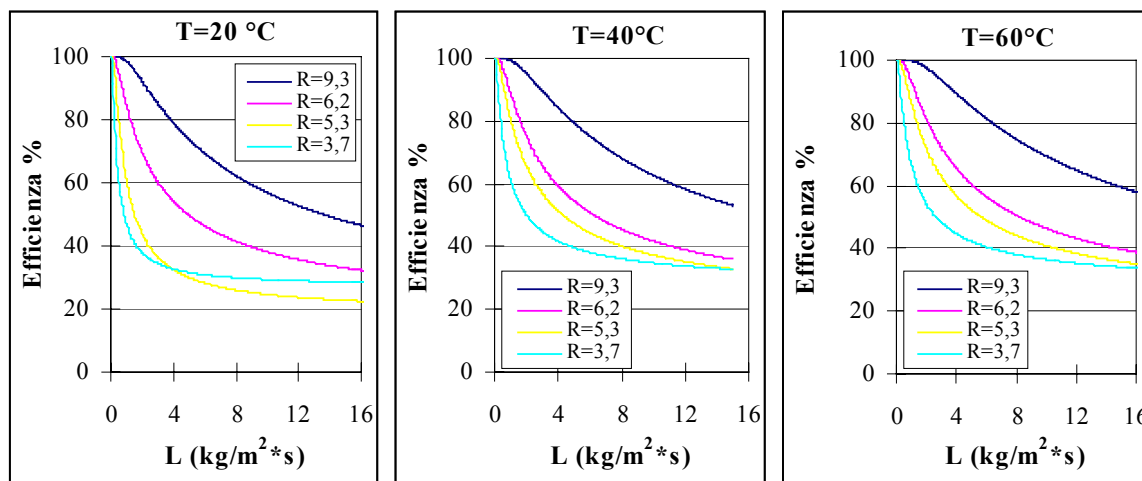


Figura 6: Efficienza di rimozione in funzione di L e di R a T = 20, 40 e 60 °C

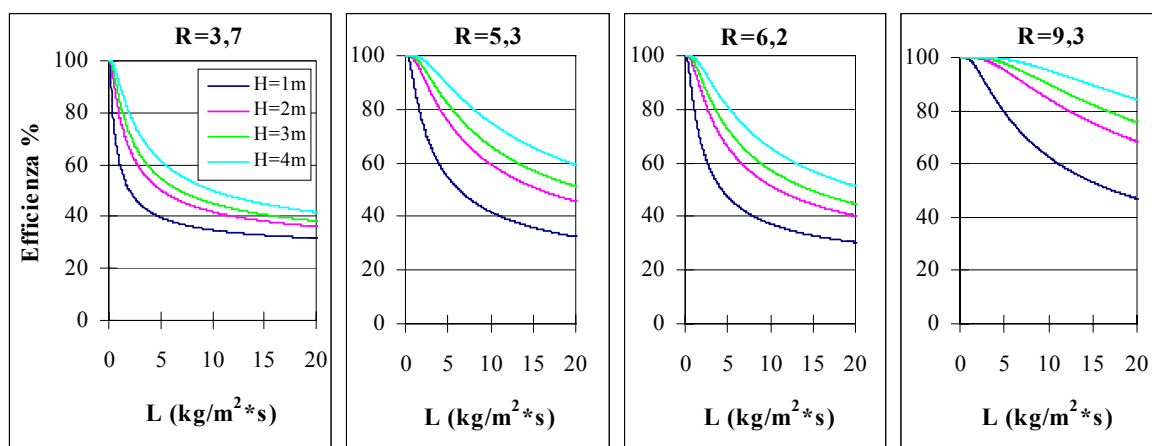


Figura 7: Efficienza in funzione di L e di H, per valori fissati di R ed a T = 20 °C

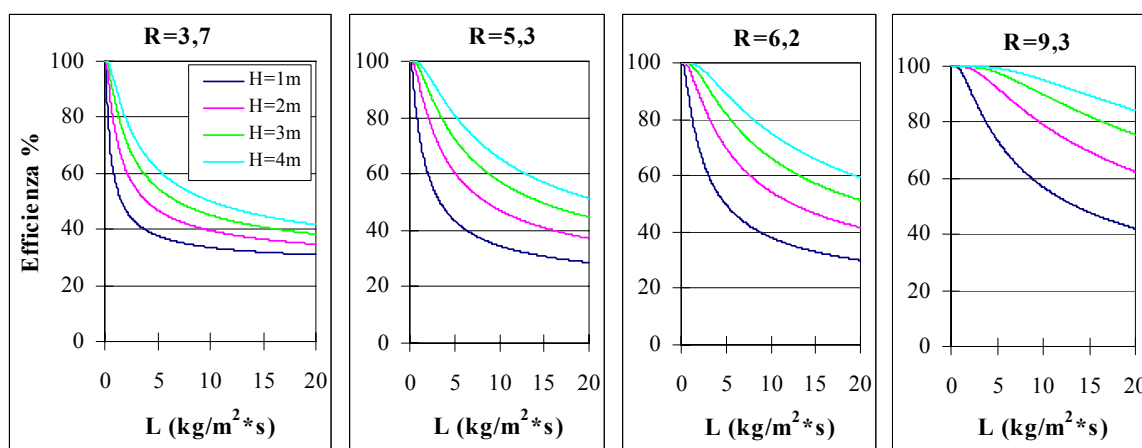


Figura 8: Efficienza in funzione di L e di H, per valori fissati di R ed a T = 40 °C

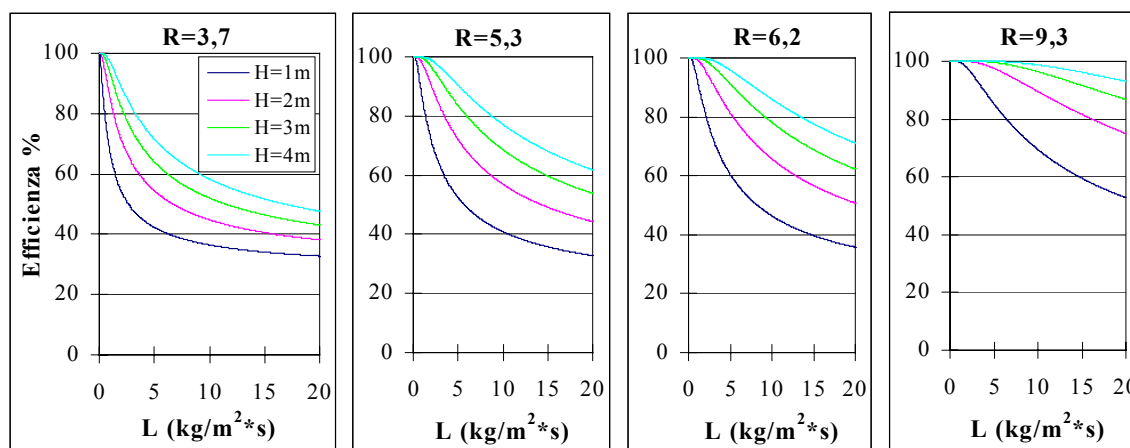


Figura 9. Eficiência in funzione di L e di H, per valori fissati di R ed a T = 60 °C

Si osserva inoltre che:

- al crescere di L, aumenta l'altezza della colonna necessaria per conseguire una determinata efficienza;
- l'incremento dell'altezza della colonna di riempimento favorisce il desorbimento, poiché aumenta la superficie di scambio fra fase solida e liquida;
- selezionando opportunamente il valore dell'altezza della colonna e del fattore R, si può raggiungere un'efficienza di rimozione intorno al 90%, anche per carichi idraulici elevati e senza il preventivo riscaldamento del percolato.

CONCLUSIONI

Il trattamento di coagulazione – flocculazione consente di ottenere elevate efficienze di rimozione sia del COD che dei solidi sospesi. In particolare l'impiego della calce risulta più conveniente di quello del solfato di alluminio poiché, a parità di efficienza di rimozione del COD, consente di ottenere una rimozione più elevata dei solidi sospesi, e comporta anche una riduzione del contenuto di ammoniaca.

Il processo di desorbimento dell'ammoniaca risulta molto efficiente soprattutto per alte temperature; in particolari condizioni operative le percentuali di rimozione conseguibili possono superare anche il 90%. I fattori che influenzano maggiormente l'efficienza del processo sono: l'altezza della colonna di desorbimento, la portata di aria insufflata, ed il carico idraulico superficiale.

Qualora sia possibile sfruttare il biogas prodotto in discarica come fonte di energia termica, il processo di desorbimento diventa competitivo anche dal punto di vista economico.

RIFERIMENTI BIBLIOGRAFICI

1. APHA, AWWA, Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater 18° edizione, 1995.
2. AVEZZÙ F., BERTANZA G., COLLIVIGNARELLI C., Ammonia stripping from landfill leachate: process modelling and comparison between bubble reactor and packed column. In Convegno Sardinia '99, Cagliari, (Italia) vol. II, CISA, 1999.
3. BALDI M., BERTANZA G., COLLIVIGNARELLI C., Strippaggio dell'ammoniaca da percolato di discarica RSU: prove sperimentali di trattamento in reattore a riempimento solido. **RS, Rifiuti Solidi**, vol. XI, n. 1, 1997.
4. BECCARI M., PASSINO R., RAMADORI R., VISMARA R., Rimozione di azoto e fosforo dai liquami. Hoepli, 1997.
5. COLLIVIGNARELLI C., BALDI M., BERTANZA G., AVEZZÙ F., Strippaggio dell'ammoniaca da percolato di discarica RSU – Nota III: Ottimizzazione economica. **RS, Rifiuti Solidi**, vol. X, n. 6, 1996.
6. LAGREGA M. D., BUCKINGHAM P. L., EVANS F. C., Hazardous waste management, McGraw – Hill, Inc., 1994.