

Premio di studio alla memoria
del dott. Mario Ranzani

La biologia della depurazione
nelle tesi sperimentali di laurea

DEPURAZIONE

Università degli Studi di Bologna
Facoltà di Scienze Matematiche, Fisiche e Naturali
Corso di Laurea in Scienze Biologiche
Tesi di laurea in Ecologia Applicata

Laureando: **Emanuele Cimatti**
Relatore: Chiar.mo Prof. Roberto Antonietti
Correlatori: Dott. Andrea Tilche,
Dott. Giuseppe Bortone

Anno Accademico 1994-1995

STUDIO SPERIMENTALE DI UN PROCESSO INNOVATIVO DEPHANOX PER LA RIMOZIONE BIOLOGICA DI AZOTO E FOSFORO DA REFLUI CIVILI

Emanuele Cimatti

SCOPI DELLA RICERCA

Il concetto di rimozione biologica del fosforo con alternanza di condizioni anaerobiche ed anossiche, combinato con un processo separato di nitrificazione, è stato applicato per la prima volta a Praga da WANNER *et al.* (1991) e successivamente studiato presso i laboratori dell'ENEA di Bologna (JENICEK *et al.*, 1993).

Al fine di ridurre la competizione per il substrato organico tra batteri denitrificanti e batteri polifosfatici in processi per la rimozione biologica dei nutrienti, è stato sperimentato un processo di nuova concezione, denominato DEPHANOX (BORTONE *et al.*, 1995), che si basa sulla evidenza che i batteri polifosfatici possono utilizzare i nitrati, al posto dell'ossigeno, quali accettori finali di elettroni durante l'uptake in surplus del fosforo (KUBA *et al.*, 1993).

Il presente lavoro ha messo a confronto tale sistema con uno di tipo più tradizionale, denominato JHB (Johannesburg University; NICHOLLS *et al.*, 1987), già ampiamente utilizzato in impianti per l'abbattimento

dei nutrienti in diversi paesi del mondo.

Lo scopo della ricerca è stato quello di verificare l'affidabilità del sistema in esame, mediante il confronto diretto con una delle alternative più efficaci per la rimozione biologica dell'azoto e del fosforo da acque di scarico.

MATERIALI E METODI

La sperimentazione è stata condotta su due impianti in scala di laboratorio.

Il primo impianto (DEPHANOX, Fig. 1) consiste di un reattore anaerobico (1) di 4.2 L, all'interno del quale avvengono le reazioni di rilascio del fosforo e di sequestro della sostanza organica da parte della biomassa batterica, seguito da un primo sedimentatore (2) che separa il surnatante, ricco in ammoniaca e fosfati, dal fango ricco in sostanza organica. L'ammoniaca del surnatante viene quindi completamente nitrificata in un reattore a biofiltro (3) di 5 L fortemente areato, per poi ricongiungersi al fango ricco di

sostanza organica in un reattore anossico (4) del volume di 7 L, dove avviene, oltre alla denitrificazione, il fenomeno di rimozione del fosforo da parte dei batteri poli-P, utilizzando i soli nitrati come accettori di elettroni. Prima del secondo ed ultimo sedimentatore (6), si trova infine un piccolo comparto aerobico (5) di 1.8 L, con la funzione di rigenerare la biomassa batterica e di evitare fenomeni di risalita del fango nel chiarificatore finale (rising).

Lo schema di flusso dell'impianto è rappresentato in Fig. 1.

Il flusso del fango ricco in sostanza organica del primo sedimentatore, inviato mediante pompa peristaltica al reattore anossico (bypass), è stato pari al 20% della portata dell'influente. Di uguale portata (20% dell'influente) è stata regolata anche la pompa peristaltica di ricircolo della biomassa (RF) dal sedimentatore finale al reattore anaerobico.

L'altro impianto, (JHB), consiste di un reattore anossico di 1.5 L (A) all'interno del quale si ha la predenitrificazione del fango di ricircolo ricco in nitrati, proveniente dal sedimentatore finale; segue un reattore anaerobico (B) di 2 L in cui avvengono le reazioni di rilascio del fosforo e di sequestro della sostanza organica da parte della biomassa batterica.

Il fango attivato viene poi inviato in un secondo reattore anossico (C) di 6 L, dove sono accoppiate le reazioni di predenitrificazione del liquame ed in parte anche quella di rimozione del fosforo ad opera dei batteri poli-P, utilizzando i nitrati come unici accettori di elettroni; la presenza di questi anioni è dovuta al ricircolo di fango proveniente dal reattore aerobico (D) di 9 L in cui si ha la nitrificazione dell'ammoniaca ed il completamento del processo di sequestro di fosforo; segue il chiarificatore finale (E).

Lo schema di flusso dell'impianto è rappresentato in Fig. 2.

La distribuzione del liquame influente è stata ripartita tra il primo reattore anossico (33%) e il reattore anaerobico (67%). Il flusso del fango dal sedimentatore al reattore anossico di testa (ricircolo fanghi) è stato tenuto pari al 100% della portata dell'influente, mentre il flusso dal reattore aerobico al secondo reattore anossico (ricircolo nitrati) pari al 400%.

L'intero periodo sperimentale è stato diviso in due fasi principali: la prima, a sua volta suddivisa in cinque sottoperiodi, ha interessato esclusivamente l'impianto DEPHANOX, la seconda è stata invece condotta parallelamente sui due diversi sistemi a fanghi attivati.

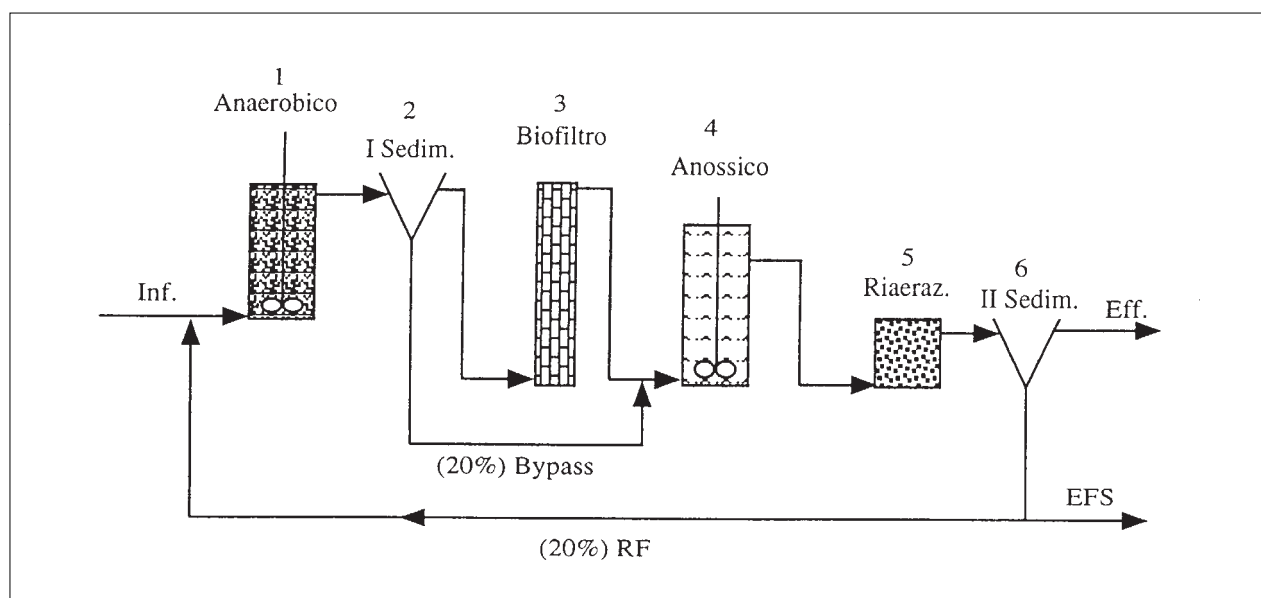


Fig. 1. Schema di flusso dell'impianto DEPHANOX (RF= ricircolo fanghi; EFS= estrazione fanghi di supero)

Prima fase sperimentale

Durante questa fase sperimentale, l'impianto DE-PHANOX è stato alimentato con un liquame municipale a basso rapporto COD/N, prelevato da un depuratore di tipo convenzionale (STP). Nella Tab. 1 sono riportate le caratteristiche medie che il liquame influente ha presentato in questa prima fase sperimentale.

In Tab. 2 è riportata la descrizione dei cinque

sottoperiodi costituenti questa prima fase sperimentale.

PRIMO SOTTOPERIODO

In questo sottoperiodo, della durata di diciannove settimane, il modello ha avuto una configurazione impiantistica come quella mostrata nello schema di Fig. 1. I parametri operativi del processo sono riassunti in Tab. 3.

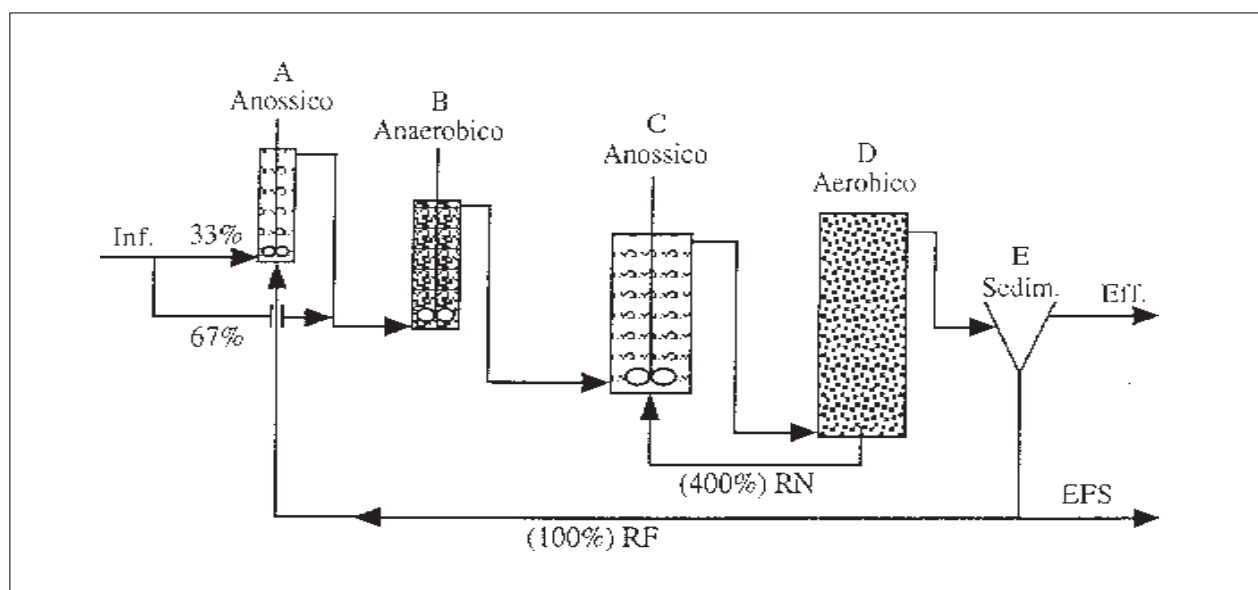


Fig. 2. Schema di flusso dell'impianto JHB (RF= ricircolo fanghi; RN= ricircolo nitrati; EFS= estrazione fanghi di supero)

Tab. 1. Caratterizzazione del liquame influente (prima fase sperimentale)

| <i>Parametri</i> | <i>Media</i> | <i>Deviaz. St.</i> | <i>N. Analisi</i> |
|--|--------------|--------------------|-------------------|
| pH | 7.92 | 0.08 | 50 |
| TSS (mg L ⁻¹) | 350 | 20 | 66 |
| VSS (mg L ⁻¹) | 258 | 130 | 66 |
| COD (mg L ⁻¹) | 452 | 216 | 66 |
| Sol. COD (mg L ⁻¹) | 95 | 20 | 66 |
| TKN (mg L ⁻¹) | 68 | 19 | 55 |
| NH ₄ -N (mg L ⁻¹) | 37 | 14.9 | 66 |
| NO ₃ -N (mg L ⁻¹) | 3.19 | 1.9 | 66 |
| NO ₂ -N (mg L ⁻¹) | 0.17 | 0.05 | 66 |
| Tot-P (mg L ⁻¹) | 9.88 | 3.1 | 66 |
| PO ₄ -P (mg L ⁻¹) | 4.23 | 1.5 | 66 |
| COD/N-Tot | 6.6 | - | - |

SECONDO SOTTOPERIODO

Nel secondo sottoperiodo, della durata di quattordici settimane, in conseguenza ai bassi valori di rimozione dei nutrienti ottenuti nel periodo precedente, si è deciso di incrementare il valore di RBCOD (readily-biodegradable-COD) nel liquame. A questo scopo, è

stato dosato acetato di sodio in ingresso al reattore anaerobico (1) in ragione di $2 \text{ L}\cdot\text{d}^{-1}$ (incremento di 200 mg di COD per litro di liquame). La portata totale in ingresso all'impianto è quindi risultata uguale a $26 \text{ L}\cdot\text{d}^{-1}$.

I valori dei parametri operativi di questo sottope-

Tab. 2. Descrizione dei cinque sottoperiodi

| <i>Sottoperiodi di sperimentazione</i> | <i>Durata in settimane</i> | <i>Luogo di dosaggio acetato</i> |
|--|----------------------------|----------------------------------|
| Primo Periodo | 19 | – |
| Secondo Periodo | 14 | Reattore anaerobico |
| Terzo Periodo | 4 | Reattore anossico |
| Quarto Periodo | 18 | – |
| Quinto Periodo | 11 | – |

Tab. 3. Parametri operativi del sistema DEPHANOX nel primo sottoperiodo

| <i>Descrizione parametri</i> | <i>Unità di misura</i> | <i>Valore</i> |
|---|------------------------------|---------------|
| volume reattore anaerobico (1) | L | 4.4 |
| volume sedimentatore (2) | L | 3.5 |
| volume biofiltro (3) | L | 5.0 |
| volume reattore anossico (4) | L | 7.0 |
| volume reattore riareazione (5) | L | 1.8 |
| portata liquame influente | $\text{L}\cdot\text{d}^{-1}$ | 24 |
| portata pompa bypass fango | $\text{L}\cdot\text{d}^{-1}$ | 4.8 |
| portata pompa ricircolo fanghi | $\text{L}\cdot\text{d}^{-1}$ | 4.8 |
| tempo ritenzione idraulica (HRT) totale | h | 22.9 |
| età del fango | d | 10 |
| temperatura media di esercizio | $^{\circ}\text{C}$ | 26.5 |

Tab. 4. Parametri operativi del sistema DEPHANOX nel secondo sottoperiodo

| <i>Descrizione parametri</i> | <i>Unità di misura</i> | <i>Valore</i> |
|---|------------------------------|---------------|
| volume reattore anaerobico (1) | L | 4.4 |
| volume sedimentatore (2) | L | 3.5 |
| volume biofiltro (3) | L | 5.0 |
| volume reattore anossico (4) | L | 7.0 |
| volume reattore riareazione (5) | L | 1.8 |
| portata totale ingresso (liquame + acetato) | $\text{L}\cdot\text{d}^{-1}$ | 26 (24+2) |
| portata pompa bypass fango | $\text{L}\cdot\text{d}^{-1}$ | 4.8 |
| portata pompa ricircolo fanghi | $\text{L}\cdot\text{d}^{-1}$ | 4.8 |
| tempo ritenzione idraulica (HRT) totale | h | 24.8 |
| età del fango | d | 10 |
| temperatura media di esercizio | $^{\circ}\text{C}$ | 19 |

riodo sono riassunti in Tab. 4.

A causa della sostituzione, durante la ventiseiesima settimana, del mezzo di supporto per la crescita della biomassa nitrificante nel reattore a biofiltro (3), nella rappresentazione grafica questo sottoperiodo è stato diviso in due, descritti come Periodo IIa e Periodo IIb.

TERZO SOTTOPERIODO

In questo sottoperiodo il volume del reattore di riareazione (S) è stato ridotto da 1,8 L a 0,6 L. Anche il punto di dosaggio dell'acetato è stato spostato. La soluzione di acetato è stata inserita all'ingresso del reattore di denitrificazione (4), mantenendo gli stessi

quantitativi di dosaggio del periodo precedente (200 mg COD L⁻¹, 2 L·d⁻¹). Inalterata è risultata così anche la portata in ingresso al sistema, sempre pari a 26 L·d⁻¹. L'impianto ha lavorato in queste condizioni per quattro settimane. Le caratteristiche di questo sottoperiodo sono presentate in Tab. 5.

QUARTO SOTTOPERIODO

In questo sottoperiodo non è stato effettuato alcun dosaggio di acetato: la portata giornaliera è così tornata a 24 L ed il reattore di riareazione (S) è stato suddiviso in tre compartimenti del volume di 0,6 L ciascuno. I tre suddetti reattori sono stati identificati con Sa, Sb e Sc. Il primo di questi reattori è stato tenuto in condizioni anossiche, mentre i due seguenti

Tab. 5. Parametri operativi del sistema DEPHANOX nel terzo sottoperiodo

| <i>Descrizione parametri</i> | <i>Unità di misura</i> | <i>Valore</i> |
|---|------------------------|---------------|
| Descrizione parametri | Unità di misura | Valore |
| volume reattore anaerobico (1) | L | 4.4 |
| volume sedimentatore (2) | L | 3.5 |
| volume biofiltro (3) | L | 5.0 |
| volume reattore anossico (4) | L | 7.0 |
| volume reattore riareazione (5) | L | 0.6 |
| portata totale ingresso (liquame + acetato) | L·d ⁻¹ | 26 (24+2) |
| portata pompa bypass fango | L·d ⁻¹ | 4.8 |
| portata pompa ricircolo fanghi | L·d ⁻¹ | 4.8 |
| tempo ritenzione idraulica (HRT) totale | h | 26 |
| età del fango | d | 10 |
| temperatura media di esercizio | °C | 18.5 |

Tab. 6. Parametri operativi del sistema DEPHANOX nel quarto sottoperiodo

| <i>Descrizione parametri</i> | <i>Unità di misura</i> | <i>Valore</i> |
|---|------------------------|---------------|
| volume reattore anaerobico (1) | L | 4.4 |
| volume sedimentatore (2) | L | 3.5 |
| volume biofiltro (3) | L | 5.0 |
| volume fase anossica (4+5a) | L | 7.6 |
| volume fase riareazione (5b+5c) | L | 1.2 |
| portata liquame influente | L·d ⁻¹ | 24 |
| portata pompa bypass fango | L·d ⁻¹ | 4.8 |
| portata pompa ricircolo fanghi | L·d ⁻¹ | 4.8 |
| tempo ritenzione idraulica (HRT) totale | h | 22.9 |
| età del fango | d | 10 |
| temperatura media di esercizio | °C | 22.8 |

completamente areati. I risultati ed i parametri operativi di questo sottoperiodo, che ha avuto la durata di diciotto settimane, sono riassunti in Tab. 6.

QUINTO SOTTOPERIODO

In quest'ultimo sottoperiodo, della durata di undici settimane, il sistema ha nuovamente operato secondo la configurazione iniziale mostrata in Fig. 1. Per cercare poi di limitare al massimo il trasferimento dell'ossigeno attraverso la superficie dei reattori anaerobico ed anossico, entrambi questi compartimenti sono stati coperti con una membrana plastica. Inoltre, la velocità di miscelazione del reattore anaerobico è stata diminuita da 30 a 10 RPM. I parametri operativi di questo ultimo sottoperiodo di questa prima fase di sperimentazione sono riassunti in Tab. 7.

Seconda fase sperimentale

Dopo questa prima sperimentazione, che ha consentito la messa a punto del sistema, è seguita una seconda fase sperimentale caratterizzata dal confronto diretto tra i due differenti impianti DEPHANOX e JHB, che hanno operato secondo le configurazioni riportate rispettivamente in Fig. 1 e Fig. 2 all'interno di un unico periodo temporale della durata complessiva di circa ventotto settimane.

Le caratteristiche medie del liquame influente, prelevato secondo le stesse modalità della precedente fase, sono riportate in Tab. 8.

Nelle tabelle 9 e 10 sono riportati i parametri operativi dei due sistemi studiati.

Giornalmente sono stati effettuati i rilevamenti di

Tab. 7. Parametri operativi del sistema DEPHANOX nel quinto sottoperiodo

| <i>Descrizione parametri</i> | <i>Unità di misura</i> | <i>Valore</i> |
|---|------------------------|---------------|
| volume reattore anaerobico (1) | L | 4.4 |
| volume sedimentatore (2) | L | 3.5 |
| volume biofiltro (3) | L | 5.0 |
| volume reattore anossico (4) | L | 7.0 |
| volume reattore riareazione (5) | L | 1.8 |
| portata liquame influente | L·d ⁻¹ | 24 |
| portata pompa bypass fango | L·d ⁻¹ | 4.8 |
| portata pompa ricircolo fanghi | L·d ⁻¹ | 4.8 |
| tempo ritenzione idraulica (HRT) totale | h | 22.9 |
| età del fango | d | 10 |
| temperatura media di esercizio | °C | 24 |

Tab. 8. Caratterizzazione del liquame influente (seconda fase sperimentale)

| <i>Parametri</i> | <i>Media</i> | <i>Deviaz. St.</i> | <i>N. Analisi</i> |
|--|--------------|--------------------|-------------------|
| pH | 7.9 | 0.3 | 13 |
| TSS (mg L ⁻¹) | 153 | 71 | 21 |
| VSS (mg L ⁻¹) | 103 | 52 | 21 |
| COD (mg L ⁻¹) | 190 | 95 | 23 |
| Sol. COD (mg L ⁻¹) | 62 | 32 | 23 |
| TKN (mg L ⁻¹) | 48 | 20 | 17 |
| NH ₄ -N (mg L ⁻¹) | 23 | 8.9 | 23 |
| NO ₃ -N (mg L ⁻¹) | 1.25 | 0.3 | 21 |
| NO ₂ -N (mg L ⁻¹) | 0.17 | 0.3 | 20 |
| Tot-P (mg L ⁻¹) | 5.05 | 2.2 | 19 |
| PO ₄ -P (mg L ⁻¹) | 2.42 | 1.0 | 23 |
| COD/N-Tot | 3.9 | — | — |

pH e della concentrazione di MLSS e MLVSS nei reattori a biomassa sospesa di entrambi gli impianti. Settimanalmente sono state effettuate, in ogni comparto di entrambi gli impianti, le analisi di: P-totale e di ortofosfato, di N-ammoniacale, nitroso, nitrico e totale (Kjeldhal), di solfati e di COD totale e disciolto.

Tranne che per i campioni dell'influente e dei due effluenti, le analisi di fosforo totale ed azoto totale sono state effettuate dopo filtrazione su filtri Whatman GF/C, ottenendo così il valore della frazione totale solubile dei due nutrienti.

La determinazione dei MLSS e MLVSS è stata ottenuta in accordo con lo *Standard Methods* (APHA, 1989), filtrando su filtri Whatman GF/C di 1.2 µm in fibra di vetro. Sempre secondo lo *Standard Methods* è stata determinata la concentrazione di TKN, N-NO₂, P-Tot e COD, mentre le concentrazioni di N-

NO₃, N-NH₄, SO₄ e P-PO₄ sono state determinate mediante l'utilizzo di un cromatografo liquido a scambio ionico (Dionex 4000i).

RISULTATI E DISCUSSIONE

Prima fase sperimentale

I valori medi di concentrazione del liquame influente, dell'effluente e del fango attivo dell'impianto DEPHANOX, nei cinque sottoperiodi, sono riassunti nelle Tabelle da 11 a 15.

RIMOZIONE DEL COD

La rimozione del COD nel sistema è risultata essere piuttosto stabile, soprattutto se rapportata alla elevata variabilità del valore del COD in ingresso.

L'elevato valore di COD solubile riscontrato nel

Tab. 9. Parametri operativi del sistema DEPHANOX (seconda fase sperimentale)

| Descrizione parametri | Unità di misura | Valore |
|---|-------------------|--------|
| volume reattore anaerobico (1) | L | 4.4 |
| volume sedimentatore (2) | L | 3.5 |
| volume biofiltro (3) | L | 5.0 |
| volume reattore anossico (4) | L | 7.0 |
| volume reattore riareazione (5) | L | 1,8 |
| portata liquame influente | L·d ⁻¹ | 24 |
| portata pompa bypass fango | L·d ⁻¹ | 4.8 |
| portata pompa ricircolo fanghi | L·d ⁻¹ | 4.8 |
| tempo ritenzione idraulica (HRT) totale | h | 22.9 |
| età del fango | d | 10 |
| temperatura media di esercizio | °C | 20.2 |

Tab. 10. Parametri operativi del sistema JHB (seconda fase sperimentale)

| Descrizione parametri | Unità di misura | Valore |
|---|-------------------|--------|
| volume reattore anossico (A) | L | 1.5 |
| volume reattore anaerobico (B) | L | 2 |
| volume reattore anossico (C) | L | 6 |
| volume reattore anaerobico (D) | L | 9 |
| portata liquame influente | L·d ⁻¹ | 24 |
| portata pompa bypass fango | L·d ⁻¹ | 24 |
| portata pompa ricircolo fanghi | L·d ⁻¹ | 96 |
| tempo ritenzione idraulica (HRT) totale | h | 23.1 |
| età del fango | d | 20 |
| temperatura media di esercizio | °C | 20 |

terzo sottoperiodo è correlato con l'aggiunta di acetato effettuata direttamente nel reattore di denitrificazione (4).

RIMOZIONE DELL'AZOTO

L'andamento nel tempo delle concentrazioni di azoto nitrico, nitroso e ammoniacale nei sottoperiodi I-V è rappresentato graficamente nelle Figure 3-5.

L'andamento delle concentrazioni di azoto ammoniacale nell'effluente (Fig. 5) mostra chiaramente come la capacità nitrificante del sistema sia estremamente stabile nel primo sottoperiodo e nel sottoperiodo IIa. Il deterioramento dei valori di concentrazione di ammoniaca nell'effluente, riscontrati nel sottoperi-

odo IIb, devono essere attribuiti alla sostituzione del mezzo di supporto della biomassa adesa nel reattore a biofiltro (3), avvenuto nella ventiseiesima settimana. Nel sottoperiodo V, quando l'operatività dell'impianto di laboratorio ha raggiunto l'ottimizzazione (vedi oltre), le concentrazioni di azoto ammoniacale nell'effluente hanno nuovamente mostrato valori estremamente bassi e stabili.

Le concentrazioni delle forme ossidate dell'azoto (nitrati e nitriti) nell'effluente sono state apparentemente influenzate dall'RBCOD disponibile. Il dosaggio di acetato nei sottoperiodi II e III ha certamente contribuito ad ottenere valori di concentrazione di nitrati + nitriti nell'effluente più bassi. L'elevato valo-

Tab. 11. Valori medi rilevati durante il primo sottoperiodo

| Reattore | Influente | Anaerobico | Biofiltro | Anossico | Riareaazione | Effluente |
|---|-----------|------------|-----------|----------|--------------|-----------|
| pH | 3.0 | 7.8 | 7.8 | 7.9 | 8.1 | 8.1 |
| TSS (g L ⁻¹) | 0.36 | 5.2 | 0.02 | 4.93 | 4.23 | 0.04 |
| VSS (g L ⁻¹) | 0.26 | 3.35 | 0.02 | 3.53 | 2.62 | 0.03 |
| SVI (m Lg ⁻¹) | | 54 | | 37 | 45 | |
| COD _t (mg L ⁻¹) | 526 | | | | | 72 |
| COD ₅ (mg L ⁻¹) | 90 | 60 | 24 | 38 | 33 | 34 |
| TKN (mg L ⁻¹) | 59 | 31 | 0 | 7 | 5 | 6 |
| N-NH ₄ (mg L ⁻¹) | 21.2 | 16.6 | 0 | 2.2 | 1.5 | 1.1 |
| N-NO ₂ (mg L ⁻¹) | 0.2 | 0.2 | 0.3 | 0.6 | 1.6 | 1.3 |
| N-NO ₃ (mg L ⁻¹) | 0.6 | 0.8 | 33 | 9.9 | 9.5 | 9.1 |
| TP (mg L ⁻¹) | 12 | 9.2 | 11 | 3.6 | 4.3 | 4.5 |
| P-PO ₄ (mg L ⁻¹) | 4.7 | 8.9 | 9.9 | 3.9 | 4 | 4 |

Tab. 12. Valori medi rilevati durante il secondo sottoperiodo (i valori di COD, e COD₅ sono incrementati di 200 mg L⁻¹ a causa del dosaggio di acetato)

| Reattore | Influente | Anaerobico | Biofiltro | Anossico | Riareaazione | Effluente |
|---|-----------|------------|-----------|----------|--------------|-----------|
| pH | 8.0 | 8.0 | 8.3 | 8.2 | 8.2 | 8.4 |
| TSS (g L ⁻¹) | 0.32 | 5.42 | 0.01 | 4.18 | 3.78 | 0.07 |
| VSS (g L ⁻¹) | 0.25 | 3.54 | 0.01 | 2.54 | 2.32 | 0.06 |
| SVI (m Lg ⁻¹) | | 41 | | 49 | 50 | |
| COD _t (mg L ⁻¹) | 335 + 200 | | | | | 69 |
| COD ₅ (mg L ⁻¹) | 130+200 | 154 | 40 | 56 | 49 | 46 |
| TKN (mg L ⁻¹) | 82 | 47 | 5.8 | 16 | 11 | 21 |
| N-NH ₄ (mg L ⁻¹) | 52.6 | 29.4 | 2.9 | 6.9 | 4.6 | 5.6 |
| N-NO ₂ (mg L ⁻¹) | 0.1 | 0.2 | 1.2 | 2.8 | 3.3 | 3.2 |
| N-NO ₃ (mg L ⁻¹) | 1.5 | 2.7 | 32.4 | 4.6 | 4.3 | 5.0 |
| TP (mg L ⁻¹) | 10.8 | 13.2 | 12.4 | 4.3 | 1.8 | 2.0 |
| P-PO ₄ (mg L ⁻¹) | 4.8 | 11.2 | 10.1 | 3.6 | 1.4 | 0.9 |

Tab. 13. Valori medi rilevati durante il terzo sottoperiodo

| Reattore | Influente | Anaerobico | Biofiltro | Anossico | Riareaazione | Effluente |
|---|-----------|------------|-----------|----------|--------------|-----------|
| pH | 7.8 | 7.7 | 8.1 | 8.0 | 8.1 | 8.3 |
| TSS (g L ⁻¹) | 0.6 | 6.83 | 0.02 | 4.43 | 4.49 | 0.07 |
| VSS (g L ⁻¹) | 0.45 | 4.84 | 0.01 | 3.01 | 3.01 | 0.05 |
| SVI (m Lg ⁻¹) | | 40 | | 46 | | |
| CODt (mg L ⁻¹) | 784 | | | | | 155 |
| COD ₅ (mg L ⁻¹) | 75 | 102 | 33 | 134 | 124 | 75 |
| TKN (mg L ⁻¹) | 65 | 28 | 11 | 15 | 12 | 14 |
| N-NH ₄ (mg L ⁻¹) | 41.9 | 25.4 | 1.7 | 7.8 | 4.0 | 5.0 |
| N-NO ₂ (mg L ⁻¹) | 0.2 | 0.16 | 0.55 | 0.15 | 0.17 | 0.18 |
| N-NO ₃ (mg L ⁻¹) | 4.4 | 4.0 | 47.4 | 4.0 | 3.8 | 3.8 |
| TP (mg L ⁻¹) | 10.8 | 11.4 | 9.0 | 8.1 | 3.7 | 3.7 |
| P-PO ₄ (mg L ⁻¹) | 5.7 | 11.0 | 9.0 | 7.8 | 3.4 | 2.5 |

Tab. 14. Valori medi rilevati durante il quarto sottoperiodo

| Reattore | Influente | Anaerobico | Biofiltro | Anossico | 5a | 5b | 5c | Effluente |
|---|-----------|------------|-----------|----------|------|------|------|-----------|
| pH | 7.9 | 7.9 | 8.3 | 8.5 | 8.1 | 8.5 | 8.3 | 8.4 |
| TSS (g L ⁻¹) | 0.34 | 5.01 | 0.005 | 4.33 | 4.63 | 5.42 | 6.46 | 0.16 |
| VSS (g L ⁻¹) | 0.23 | 3.04 | 0.004 | 2.52 | 2.72 | 3.04 | 3.79 | 0.11 |
| SVI (m Lg ⁻¹) | | 39 | | 46 | | | | |
| CODt (mg L ⁻¹) | 401 | | | | | | | 110 |
| COD ₅ (mg L ⁻¹) | 88 | 80 | 16 | 34 | 32 | 36 | 33 | 29 |
| TKN (mg L ⁻¹) | 90 | 52 | 2 | 17 | | | | 16 |
| N-NH ₄ (mg L ⁻¹) | 49 | 40 | 0.03 | 7.7 | 7.0 | 6.3 | 5.7 | 5.4 |
| N-NO ₂ (mg L ⁻¹) | 0.22 | 0.15 | 0.26 | 4.0 | 4.72 | 5.03 | 5.04 | 4.65 |
| N-NO ₃ (mg L ⁻¹) | 4.52 | 3.79 | 51.1 | 11.6 | 15.1 | 11 | 14.9 | 15.2 |
| TP (mg L ⁻¹) | 11.4 | 9.39 | 6.79 | 1.06 | 0.91 | 0.45 | 0.59 | 1.59 |
| P-PO ₄ (mg L ⁻¹) | 4.13 | 8.91 | 6.47 | 0.95 | 0.82 | 0.4 | 0.45 | 0.57 |

Tab. 15. Valori medi rilevati durante il quinto sottoperiodo

| Reattore | Influente | Anaerobico | Biofiltro | Anossico | Riareaazione | Effluente |
|---|-----------|------------|-----------|----------|--------------|-----------|
| pH | 7.9 | 7.8 | 7.7 | 7.8 | 8.1 | 8.0 |
| TSS (g L ⁻¹) | 0.13 | 15.5 | 0.05 | 3.07 | 2.73 | 0.03 |
| VSS (g L ⁻¹) | 0.1 | 8.81 | 0.03 | 1.85 | 1.68 | 0.03 |
| SVI (m Lg ⁻¹) | | | | 38 | 34 | |
| CODt (mg L ⁻¹) | 215 | | | | | 34 |
| COD ₅ (mg L ⁻¹) | 93 | 54 | 16 | 31 | 34 | 20 |
| TKN (mg L ⁻¹) | 42 | 37 | 6 | 8 | 7 | 7 |
| N-NH ₄ (mg L ⁻¹) | 22 | 15.9 | 0.5 | 3.49 | 1.96 | 2.19 |
| N-NO ₂ (mg L ⁻¹) | 0.14 | 0.09 | 0.11 | 0.68 | 0.67 | 0.34 |
| N-NO ₃ (mg L ⁻¹) | 4.91 | | 26.3 | 10.3 | 13.6 | 13.0 |
| TP (mg L ⁻¹) | 4.39 | 8.19 | 5.53 | 1.62 | 0.58 | 0.61 |
| P-PO ₄ (mg L ⁻¹) | 1.8 | 7.11 | 5.15 | 1.61 | 0.36 | 0.35 |

re di nitriti riscontrato nel sottoperiodo IIb può essere fatto risalire alla sostituzione del mezzo di supporto della biomassa adesa nel reattore 3, quando la prima fase della nitrificazione ha probabilmente prevalso su quella finale. Le concentrazioni delle forme ossidate dell'azoto (sia nitrati che nitriti) nell'effluente sono risultate sufficientemente basse nel sottoperiodo V,

grazie alle coperture applicate ai reattori anaerobico ed anossico. Queste coperture hanno evitato la perdita per ossidazione aerobica della sostanza organica dovuta alla penetrazione dell'ossigeno nel mezzo liquido attraverso la superficie aria-acqua. La Fig. 6 mostra come il reattore di nitrificazione a biomassa adesa sia il comparto più stabile dell'intero sistema.

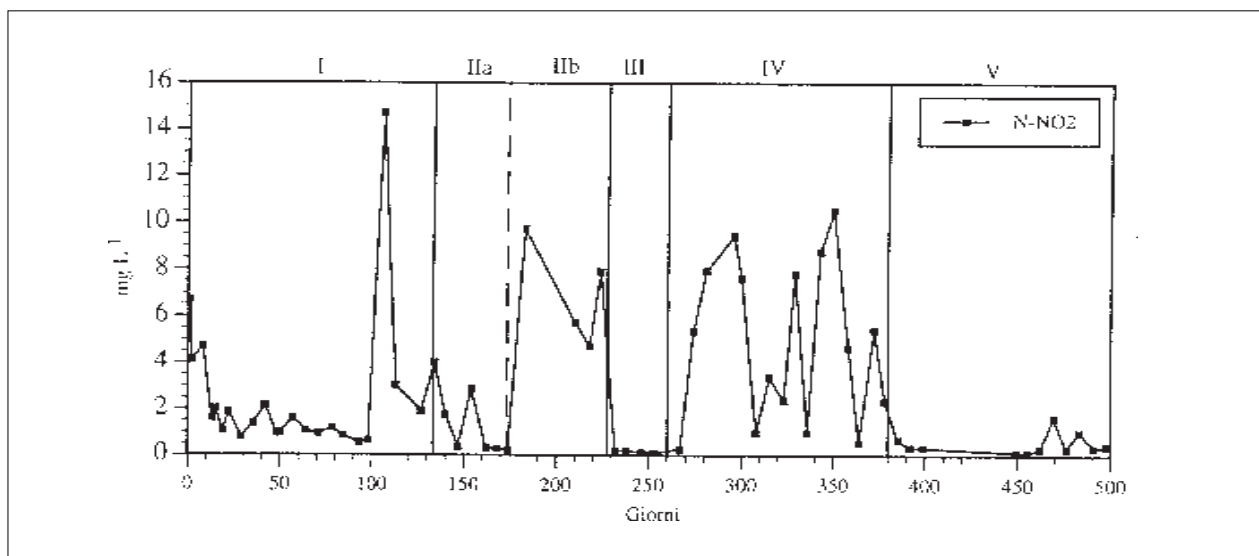


Fig. 3. Andamento della concentrazione di N-NO₂ nell'effluente

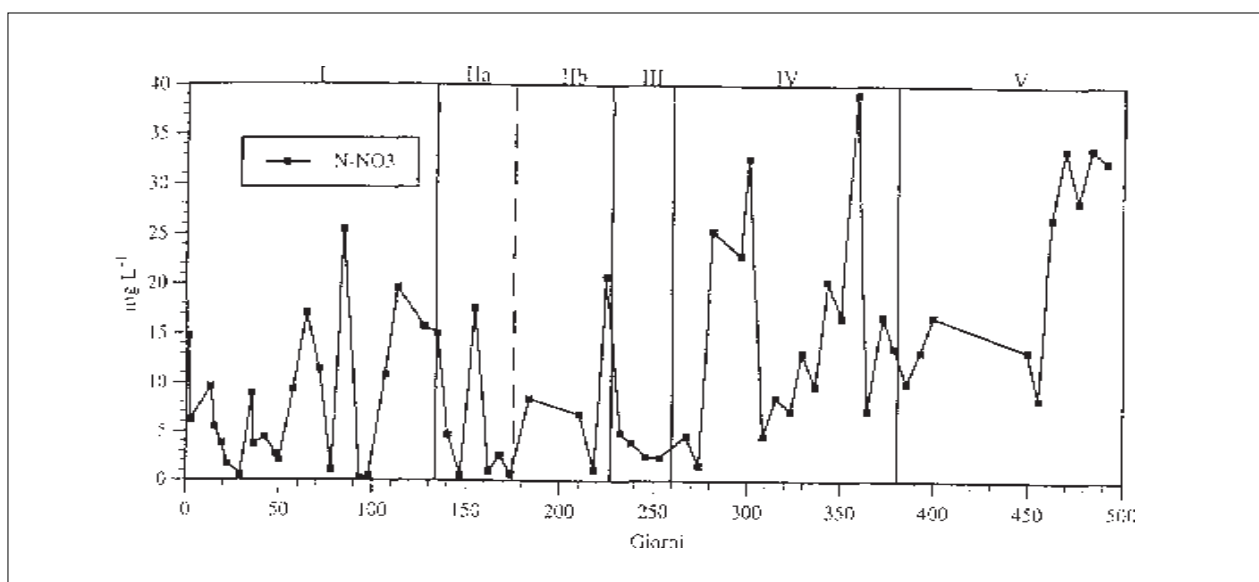


Fig. 4. Andamento della concentrazione di N-NO₃ nell'effluente

Ad eccezione del corto sottoperiodo IIb, dopo la sostituzione del mezzo di supporto del biofiltro, l'effluente è risultato, infatti, sempre completamente nitrificato. Si può quindi concludere che la capacità del compartimento di nitrificazione a biofiltro è risultata essere in eccesso rispetto al fabbisogno richiesto dal sistema.

RIMOZIONE DEL FOSFORO

La Fig. 7 riporta l'andamento delle concentrazioni nell'effluente del fosforo totale e dell'azoto inorganico. Come si può notare, il dosaggio di acetato nel reattore anaerobico, somministrato nel secondo sottoperiodo, ha abbassato e stabilizzato le concentrazioni di fosforo totale nell'effluente. Al contrario, il

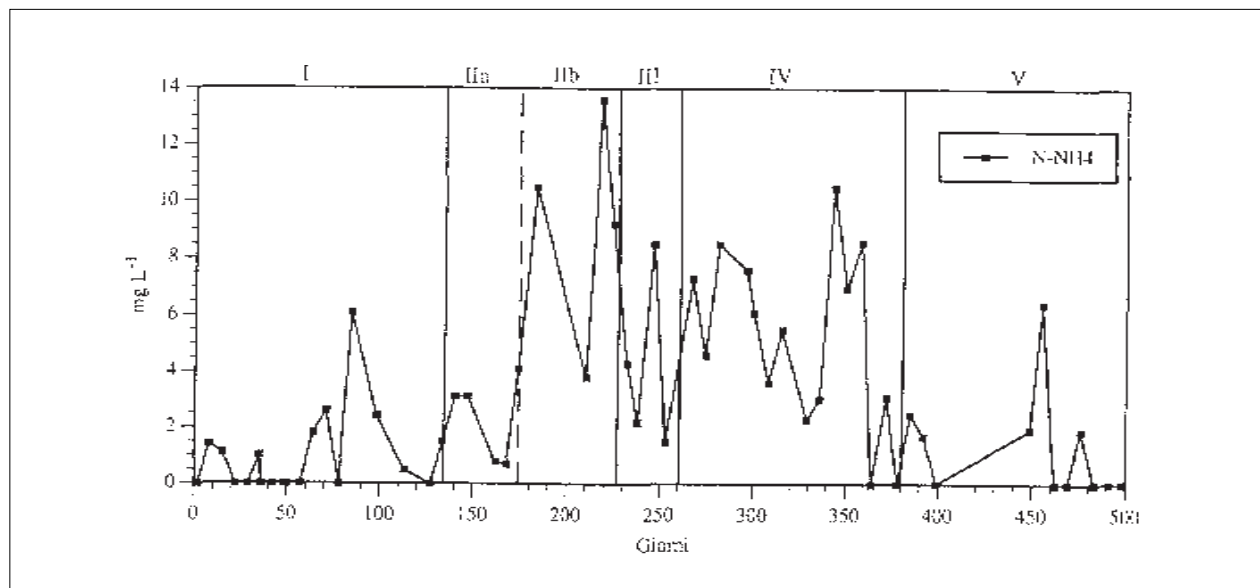


Fig. 5. Andamento della concentrazione di $N-NH_4$ nell'effluente

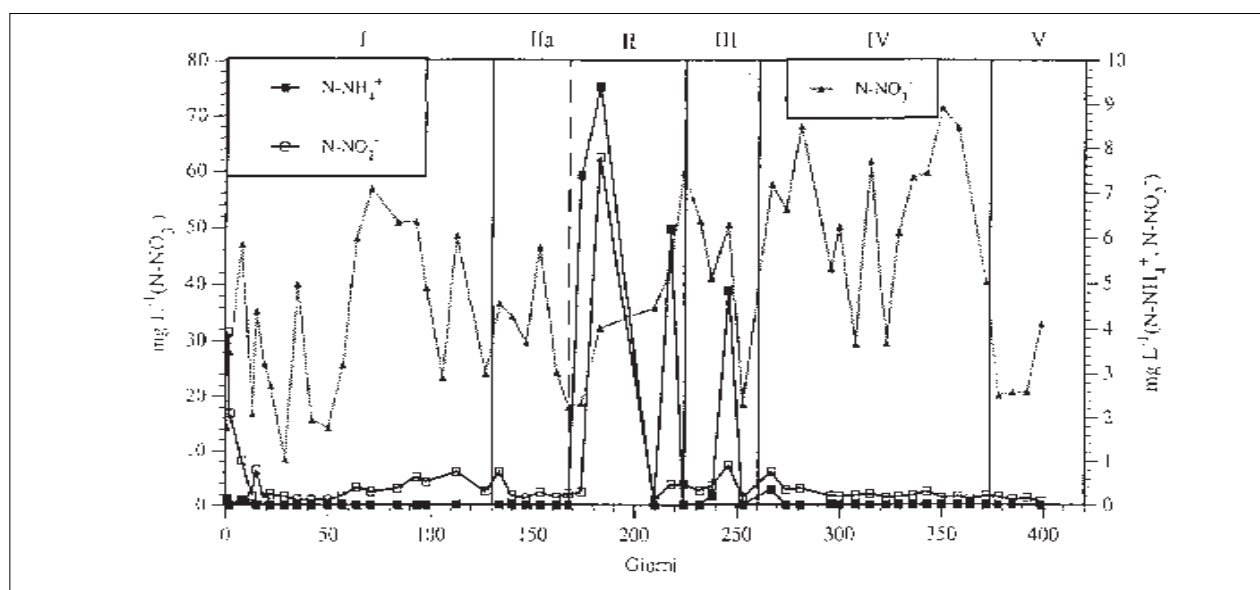


Fig. 6. Andamento delle concentrazioni delle forme di N-inorganico in uscita dal reattore a biofiltro

dosaggio di acetato nel reattore anossico del sottoperiodo III non ha portato a basse concentrazioni di fosforo totale nell'effluente finale, mentre le concentrazioni di azoto inorganico, dovute prevalentemente a nitrati e nitriti, sono state significativamente ridotte con questo tipo di dosaggio. Questo risultato dimostra che, per ottenere una buona efficienza di rimozione biologica del fosforo in condizioni di alternanza anaerobica/anossica, è necessario che il carbonio disponibile venga "sequestrato" all'interno della cellula durante la fase anaerobica, evitando così la presenza di substrato carbonioso disciolto nella fase anossica.

La presenza di substrato disponibile in condizioni anossiche consente infatti una buona efficienza di denitrificazione ma, viceversa, influenza in maniera negativa il processo di rimozione biologica del fosforo.

La sperimentazione del sottoperiodo V ha dimostrato come sia possibile una buona rimozione simultanea dell'azoto inorganico e del fosforo totale senza l'aggiunta di substrato esterno.

CARATTERISTICHE DI SEDIMENTABILITÀ DEL FANGO

Le caratteristiche di sedimentabilità del fango del sistema sono state misurate mediante l'SVI (sludge volume index). Come si può vedere dalle Tabelle 11-

15, i valori di SVI sono risultati piuttosto bassi, generalmente minori di 50 mL g^{-1} , e ciò nonostante il sistema fosse stato inoculato nel sottoperiodo I con un fango attivo estremamente ricco di microrganismi filamentosi come *Microthrix parvicella* con un valore di SVI più alto di 200 mL g^{-1} .

La Fig. 8 evidenzia il rapido decremento dei valori di SVI nel sistema, dovuto alla veloce riduzione del numero di filamentosi ed alla formazione di larghi e compatti fiocchi di fango attivato. Questo miglioramento delle caratteristiche di sedimentabilità può essere attribuito all'esistenza di una selezione combinata cinetica e metabolica all'interno del sistema.

Seconda fase sperimentale

Questa seconda fase di sperimentazione si basa sul confronto tra i due sistemi DEPHANOX e JHB, le cui configurazioni sono riportate rispettivamente dalla Fig. 1 e dalla Fig. 2.

PROCESSO DEPHANOX

I risultati riferiti al processo DEPHANOX hanno mostrato, durante l'intero ciclo di sperimentazione, un'ottima efficienza di rimozione del COD ed un'estrema stabilità del processo di nitrificazione nel reattore a biomassa adesa (come già dimostrato nella prece-

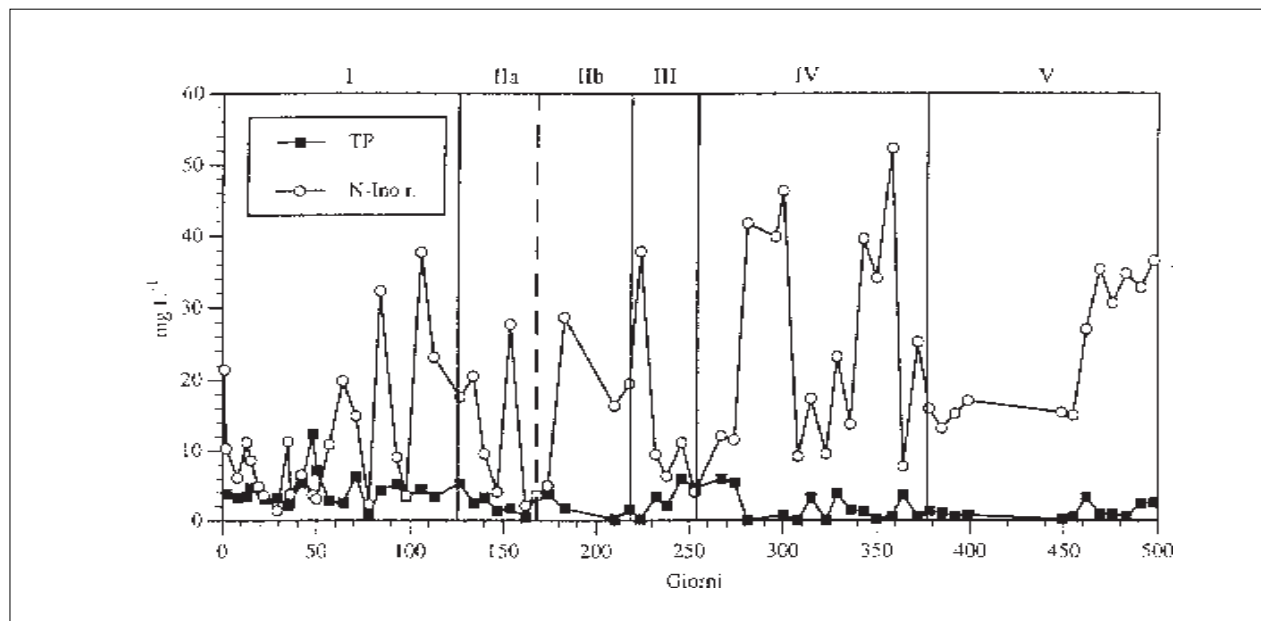


Fig. 7. Andamento delle concentrazioni di P-totale e N-inorganico nell'effluente

dente fase sperimentale). Il processo di denitrificazione è risultato invece insufficiente, presentando talvolta elevate concentrazioni di nitrati nell'effluente. Per quanto riguarda, infine, la rimozione del fosforo, si possono notare apprezzabili rendimenti di rilascio in anaerobiosi e di sequestro in anossia; processo quest'ultimo completato poi nel comparto di riarea-zione (Fig. 9).

PROCESSO JHB

L'impianto JHB ha evidenziato anch'esso, accanto ad ottime rese per quanto riguarda la rimozione del COD e la nitrificazione, una denitrificazione insufficiente con alte concentrazioni di nitrati nell'effluente. La rimozione del fosforo invece si è attestata su valori decisamente insoddisfacenti (Fig. 10).

Nella Tab. 16 sono riportati i valori medi dell'im-

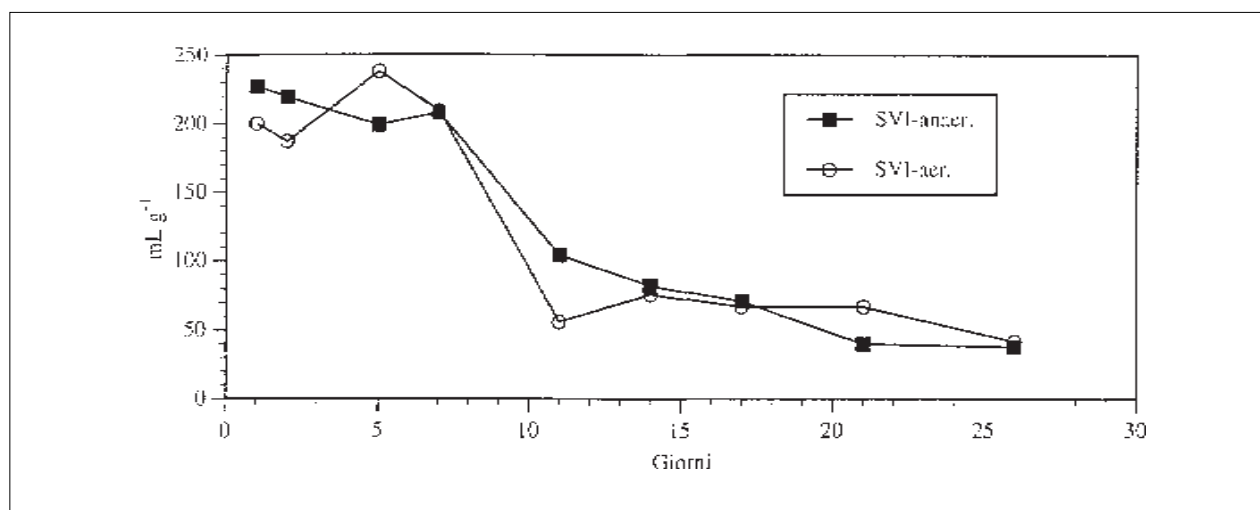


Fig. 8. Andamento dei valori di SVI nei reattori anaerobico ed aerobico durante la fase iniziale della sperimentazione

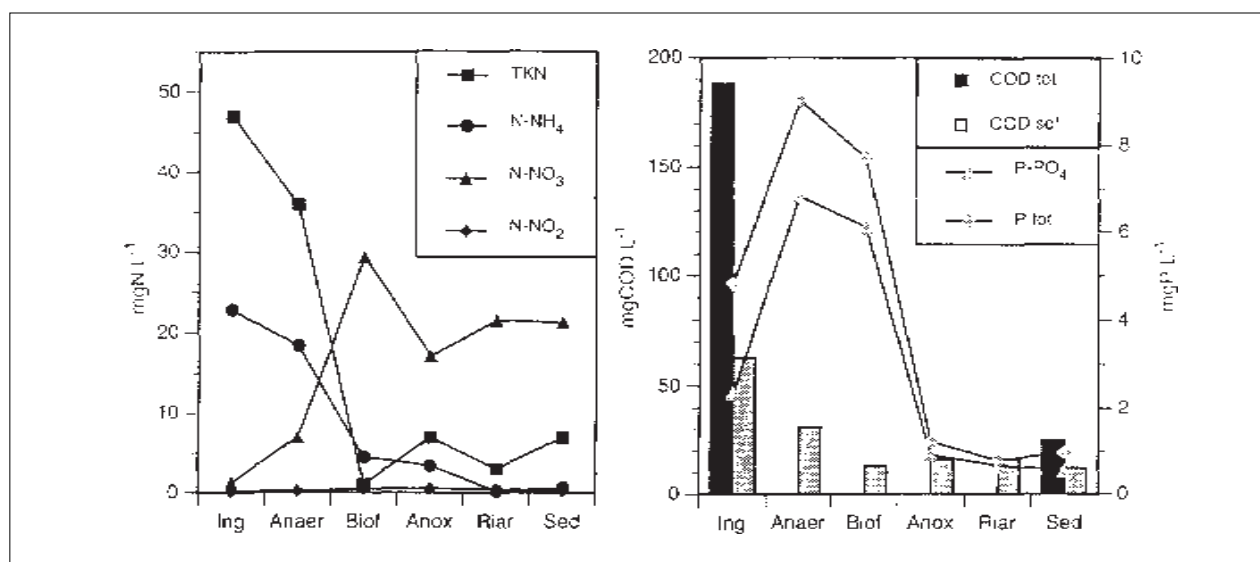


Fig. 9. Rimozione di COD, azoto e fosforo nell'impianto DEPHANOX

pianto DEPHANOX, relativi alla presente sperimentazione; l'inserimento delle rese di rimozione ha lo scopo di meglio evidenziare le caratteristiche processuali dei due differenti sistemi.

Bibliografia

AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION, 1989 - Standard Methods for the Examinations of Water and Wastewater. Washington D. C.

BORTONE G., SALTARELLI R., JENÍČEK P., WANNER J. e TILCHE A., in stampa - Rimozione biologica del fosforo in condizioni anossiche e nitrificazione con biofiltro sommerso aerato in un impianto innovativo per la rimozione dei nutrienti (DEPHANOX). *Ingegneria Ambientale*.

KUBA T., SMOLDERS G., LOOSDRECHT M.C.M. VAN e HEIJNEN J.J., 1993 - Biological phosphorus removal from wastewater by anaerobic-anoxic sequencing batch reactor. *Wat. Sci. Tech.* **27** (5-6): 241-252.

JENÍČEK P., BORTONE G., CECH J. S., WANNER J. e TILCHE A., 1993 - New configuration of NDEBPR system - Experimental verification with municipal wastewater. *Newsletter of the IA WQ Specialist Group on Activated Sludge Population Dynamics*, **5** (2): 11-15.

NICHOLLS H.A., OSBORN D.W. e PITMAN A.R., 1987 - Improvement to the stability of the biological phosphate removal process at the Johannesburg Northern Works *Biological Phosphate Removal from Wastewaters*, Rome 1987. Pergamon Press, Oxford.

WANNER J., CECH J.S. e KOS M., 1992 - New process design for biological nutrient removal. *Wat. Sci. Tech.* **25**, (4-5): 445-448.

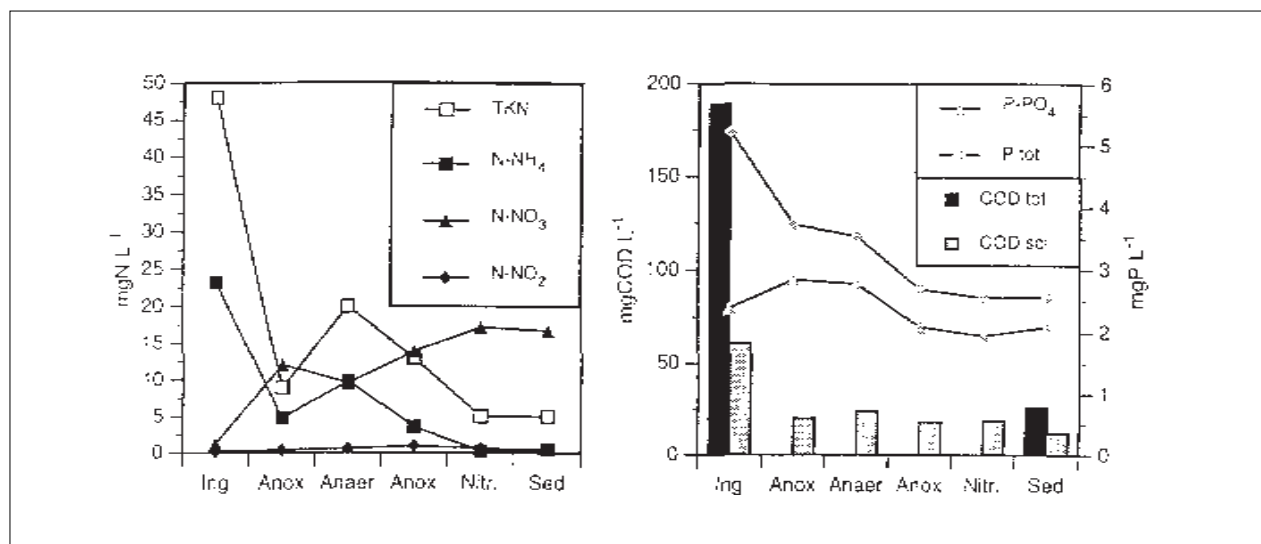


Fig. 10. Rimozione di COD, azoto e fosforo nell'impianto JHB

Tab. 16. Valori medi relativi al sistema DEPHANOX

| Reattore | Influente | Anaerobico | Biofiltro | Anossico | Riareaazione | Effluente | Resa % |
|---|-----------|------------|-----------|----------|--------------|-----------|--------|
| pH | 7.91 | 7.76 | 7.9 | 7.81 | 7.94 | 7.9 | |
| TSS (g L ⁻¹) | 0.148 | 18.91 | 0.076 | 1.66 | 1.82 | 0.06 | 57 |
| VSS (g L ⁻¹) | 0.100 | 11.17 | 0.06 | 0.93 | 1.04 | 0.04 | 57 |
| SVI (m Lg ⁻¹) | | | | 37 | 30 | | |
| COD _t (mg L ⁻¹) | 188 | | | | | 25 | 87 |
| COD ₅ (mg L ⁻¹) | 63 | 31 | 13 | 16 | 16 | 12 | 81 |
| TKN (mg L ⁻¹) | 47 | 36 | 1 | 7 | 3 | 7 | 46 |
| N-NH ₄ (mg L ⁻¹) | 22.8 | 18.4 | 0.5 | 3.4 | 0.2 | 0.6 | |
| N-NO ₂ (mg L ⁻¹) | 0.18 | 0.25 | 0.49 | 0.52 | 0.49 | 0.26 | |
| N-NO ₃ (mg L ⁻¹) | 1.3 | 7.0 | 29.4 | 17.2 | 21.6 | 21.3 | |
| TP (mg L ⁻¹) | 4.83 | 9.01 | 7.71 | 1.22 | 0.78 | 0.97 | 80 |
| P-PO ₄ (mg L ⁻¹) | 2.35 | 6.82 | 6.11 | 0.91 | 0.66 | 0.55 | 77 |