

# UNIVERSITÀ DELLA CALABRIA

## Dottorato di Ricerca in AMBIENTE, SALUTE E PROCESSI ECOSOSTENIBILI - XXI ciclo

Dipartimento di Modellistica per l'Ingegneria

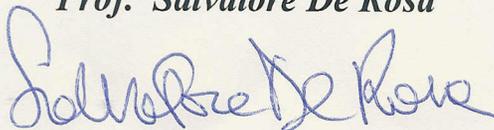
TESI DI DOTTORATO

**Tecnologie innovative per il trattamento di reflui di  
comunità soggette a fluttuazioni di popolazione**

**SSD: ICAR/03 – Ingegneria Sanitaria Ambientale**

TUTOR

*Prof. Salvatore De Rosa*



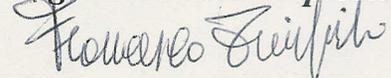
COORDINATORE

*Prof. Bruno de Cindio*



DOTTORANDO

*Ing. Francesco Tripicchio*



Anno Accademico 2007/2008

# Indice

Premessa	1
<b>Capitolo 1 – Sistemi a biomassa adesa</b>	<b>4</b>
<b>Capitolo 2 – I reattori MBBR (Moving Bed Biofilm Reactor)</b>	<b>16</b>
2.1 Tipi di reattori	16
2.2 Materiali di riempimento	19
2.2.1 Generalità	19
2.2.2 Elementi rigidi a canale aperto	22
2.2.3 Elementi in materiali porosi	30
2.3 Parametri caratteristici dei reattori	36
2.4 Tipologie degli impianti MBBR	40
2.4.1 Impianti MBBR puri	41
2.4.2 Impianti MBBR ibridi	49
2.5 Applicabilità degli impianti MBBR	50
2.5.1 Aspetti realizzativi dei reattori	50
2.5.2 Interventi per la conversione dei reattori a fanghi attivi in MBBR	53
2.6 Dimensionamento dei reattori	59
<b>Capitolo 3 – I reattori a biofiltri sommersi</b>	<b>72</b>
3.1 Tipi di reattori	72
3.2 Materiali di riempimento	74
3.3 Parametri caratteristici dei reattori	76
3.4 Tipi di impianti a biofiltri	77
3.5 Applicazioni di impianti a biofiltri	80

<b>Capitolo 4 – Attività sperimentale sui reattori MBBR</b>	86
4.1 Impianto pilota	86
4.2 Metodologie	87
4.2.1 Controlli sull'impianto	87
4.2.2 Test cinetici	88
4.3 Risultati	89
4.3.1 Controlli sul primo reattore	89
4.3.2 Test cinetici condotti su elementini del primo reattore	92
4.3.3 Modello matematico di abbattimento del carico organico	96
4.3.4 Controlli sul secondo reattore	101
4.3.5 Test cinetici condotti su elementini del secondo reattore	103
4.3.6 Modello matematico di ossidazione dell'azoto ammoniacale	105
4.3.7 Controlli sul terzo reattore	109
4.3.8 Test cinetici condotti su elementini del terzo reattore	111
4.3.9 Modello matematico di rimozione dell'azoto nitrico	114
<b>Capitolo 5 – Applicazione dei modelli numerici su un impianto del tipo MBBR a scala reale</b>	120
5.1 Premessa	120
5.2 L'impianto di Castelsilano	120
5.3 Metodologie	124
5.3.1 Prove di tracciamento	124
5.3.2 Controlli sull'impianto	125
5.3.3 Test cinetici	125
5.4 Applicazione dei modelli matematici	126
5.5 Risultati	127
5.5.1 Prove di tracciamento	127
5.5.2 Controlli sull'impianto	129
5.5.3 Test cinetici	132

5.6 Verifica dei modelli matematici	136
<b>Capitolo 6 – Attività sperimentale sui reattori a biofiltri sommersi</b>	140
6.1 Impianto pilota	140
6.2 Metodologie	142
6.2.1 Controlli sull'impianto	142
6.2.2 Test cinetici	143
6.3 Risultati	143
6.3.1 Controlli sul primo reattore	143
6.3.2 Test cinetici condotti sul primo reattore	145
6.3.3 Modello matematico di abbattimento del carico organico	157
6.3.4 Controlli sul secondo reattore	159
6.3.5 Test cinetici condotti sul secondo reattore	161
6.3.6 Modello matematico di ossidazione dell'azoto ammoniacale	165
6.3.7 Controlli sul terzo reattore	169
6.3.8 Test cinetici condotti sul terzo reattore	171
6.3.9 Modello matematico di rimozione dell'azoto nitrico	173
6.4 Produzione di fango nell'impianto pilota	177
<b>Capitolo 7 – Proposta progettuale di un impianto a biofiltri sommersi a servizio di una comunità di 300AE</b>	180
7.1 Premessa	180
7.2 Impianto di tipo convenzionale	181
7.3 Impianto a biofiltri sommersi	184
7.3.1 Impianto a biofiltri sommersi con post-denitrificazione	184
7.3.2 Impianto a biofiltri sommersi con pre-denitrificazione	191
7.4 Considerazioni conclusive	193
<b>Conclusioni</b>	195
<b>Bibliografia</b>	199

## **Premessa**

Le recenti normative sulle acque reflue stabiliscono standard più restrittivi per lo scarico in corpi idrici superficiali. Particolarmente difficile risulta assicurare il rispetto di tali standard in impianti soggetti a fluttuazioni di popolazione servita, impianti che pur se ben progettati richiedono un'attenta conduzione che necessita di elevate competenze gestionali.

In Calabria i risultati delle indagini condotte sulle risorse idriche più significative della Regione, hanno evidenziato un'alterazione diffusa della maggior parte dei corpi idrici, attribuibile prevalentemente allo sversamento di apporti inquinanti di origine civile. Tale situazione impone che si proceda con estrema urgenza al soddisfacimento della domanda di depurazione di tutti i reflui civili prodotti, assicurandone il trattamento in impianti di depurazione opportunamente adeguati.

Spesso la scarsa disponibilità di aree ove localizzare i nuovi impianti o ampliare quelli esistenti, rende difficile rispondere a tale esigenza ed in tal caso un notevole contributo al superamento di questi problemi può essere offerto dall'adozione di impianti di depurazione a biomasse adese a tecnologia avanzata, i quali costituiscono una valida alternativa agli impianti a fanghi attivi. Infatti, la loro versatilità permette di utilizzarli per diverse fasi di trattamento con unità modulari di semplice gestione e che richiedono consumi energetici ridotti. Inoltre, ricorrendo a più reattori in serie, si è in grado, favorendo lo sviluppo in ognuno di essi di una biomassa adesa adatta alle caratteristiche del refluo afferente, di raggiungere elevate velocità di rimozione degli inquinanti con reattori di limitate dimensioni e di ottenere elevate efficienze sia di abbattimento della sostanza organica, che di nitrificazione e denitrificazione. Le ridotte volumetrie richieste per le diverse unità consentono anche di adottare, senza troppi oneri, coefficienti di sicurezza tali da poter assicurare il mantenimento di efficienze elevate anche nel caso di significative fluttuazioni dei carichi inquinanti.

Queste caratteristiche, accoppiate al limitato ingombro richiesto, consentono molteplici vantaggi nell'applicazione di tali tipologie impiantistiche.

Il ricorso a tali processi risulta inoltre particolarmente vantaggioso quando si intende attuare interventi di upgrading di impianti esistenti, poiché con essi è possibile potenziare le varie fasi del processo depurativo con piccoli interventi attuabili in breve tempo e con limitate disponibilità finanziarie, spesso senza dover realizzare necessariamente nuove unità di trattamento.

In particolare i reattori del tipo MBBR possono essere particolarmente vantaggiosi nel caso di upgrading di impianti esistenti, ed i reattori a biofiltri possono risultare particolarmente vantaggiosi nel trattamento di reflui di piccole comunità, anche soggette a fluttuazioni stagionali di popolazione.

Sulla base di tali considerazioni è stata intrapresa l'attività di ricerca oggetto del presente lavoro di tesi di dottorato con l'obiettivo di promuovere l'adozione di sistemi a biomassa adesa adatti alla risoluzione delle necessità di trattamento regionali.

I risultati dello studio condotto, oltre a confermare l'elevata efficacia nei processi di rimozione della sostanza organica e dell'azoto, la notevole versatilità funzionale e l'elevata semplicità gestionale di tali tipologie di impianti, hanno consentito di individuare sperimentalmente dei modelli numerici deterministici, con i quali è possibile prevedere la capacità di abbattimento del carico organico e dell'azoto, sia dei reattori a letto mobile del tipo MBBR (Moving Bed Biofilm Reactors), sia dei reattori a biofiltri sommersi. La validità di tali modelli è stata verificata confrontando i valori calcolati, con i risultati sperimentali di controlli effettuati su impianti pilota.

Inizialmente l'attività di ricerca è stata indirizzata ad approfondire le conoscenze delle caratteristiche dei sistemi a biomassa adesa, per cui si è proceduto allo studio delle principali proprietà del sistema biofilm e dei fattori che influenzano la crescita e lo sviluppo della pellicola biologica su un supporto solido (Capitolo 1), e sono state analizzate le molteplici possibilità

di applicazione dei reattori MBBR e di quelli a biofiltri sommersi, in impianti per la depurazione delle acque (Capitolo 2 e Capitolo 3).

L'attività sperimentale è stata avviata presso il laboratorio di Ingegneria Sanitaria del Dipartimento di Difesa del Suolo dell'Università della Calabria, realizzando un primo impianto pilota in scala di laboratorio del tipo MBBR. Tale impianto è stato sottoposto al controllo dei principali parametri di processo in diverse condizioni operative. Sugli elementini di riempimento dei tre reattori che lo costituivano sono stati eseguiti i test cinetici di rimozione della sostanza organica e dell'azoto, al fine di formulare, sulla base dei risultati conseguiti, dei modelli numerici deterministici, che sono stati validati mediante il confronto tra i risultati con essi calcolati e quelli rilevati sperimentalmente sull'impianto pilota da laboratorio (Capitolo 4).

La loro applicabilità su scala reale è stata verificata applicando la procedura di elaborazione dei modelli proposti, sull'impianto di depurazione del tipo MBBR, a servizio del Comune di Castelsilano in Provincia di Crotone (Capitolo 5).

Successivamente lo studio è stato esteso ai reattori a biofiltri sommersi, per cui, presso lo stesso laboratorio di Ingegneria Sanitaria del Dipartimento di Difesa del Suolo dell'Università della Calabria, è stato realizzato un secondo impianto di questo tipo in scala di laboratorio. Anche tale impianto è stato sottoposto al controllo dei principali parametri operativi, e sui reattori sono stati eseguiti test cinetici finalizzati all'individuazione di modelli numerici per il calcolo della capacità di abbattimento degli inquinanti (Capitolo 6).

I risultati ottenuti sono stati utilizzati per la formulazione di una proposta progettuale per un impianto di depurazione da realizzare presso il Centro Residenziale dell'Università della Calabria, per il trattamento dei reflui di 300 utenti (Capitolo 7).

## Sistemi a biomassa adesa

Il biofilm è un sistema biologico complesso, sia dal punto di vista fisico che chimico. Esso cresce e si sviluppa sotto forma di pellicola biologica sul materiale di supporto che può essere di origine naturale (sabbia, argilla espansa) o artificiale (materie plastiche). In generale nella struttura del biofilm possono essere distinti il film di base e quello superficiale (Figura 1.1). Il film di base consiste in un accumulo strutturato di biomassa, con confini ben definiti, in cui il trasporto delle sostanze avviene attraverso processi di diffusione. Il film superficiale rappresenta invece una fase di transizione tra il film di base ed il liquido.

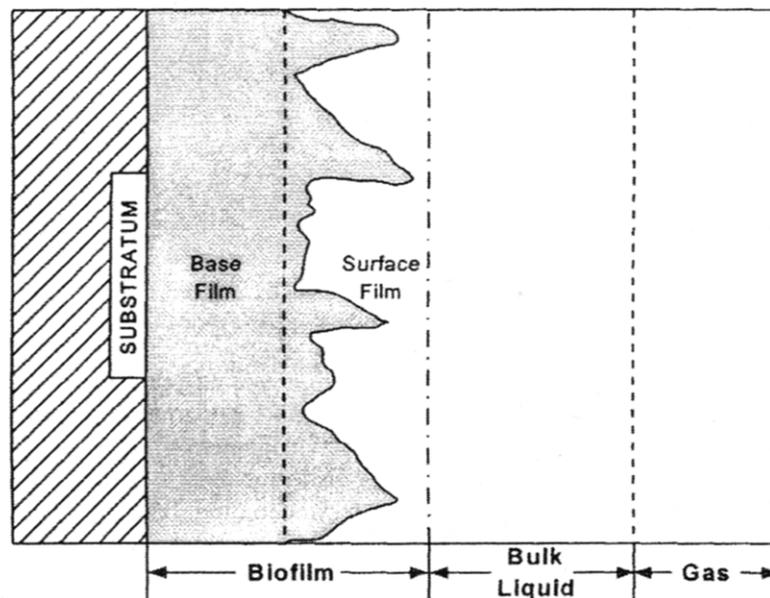


Figura 1.1 Suddivisione del biofilm in zone

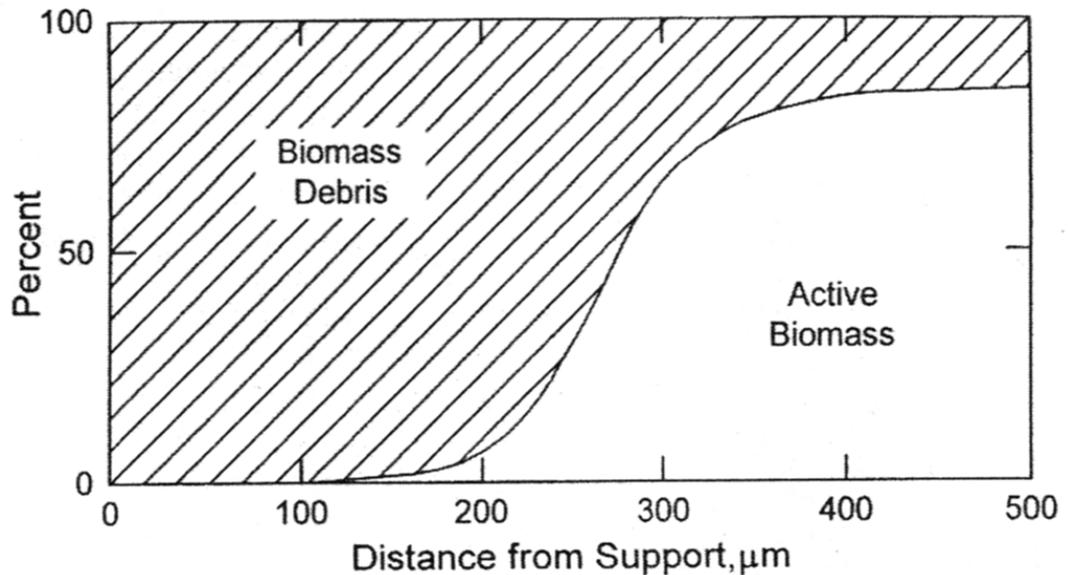
La crescita di un biofilm su un supporto è il risultato dell'interazione tra processi di tipo biologico e processi di trasporto dei substrati. In particolare la formazione del biofilm è dovuta principalmente alla crescita delle cellule microbiche che, a seguito della produzione di polimeri extracellulari, attecchiscono sul supporto per poi ispessirsi fino al raggiungimento di uno

spessore che varierà in funzione della composizione dei reflui, delle condizioni idrodinamiche del sistema e dei processi di trasporto, dai quali dipende la disponibilità di substrati per i microrganismi all'interno del biofilm. Inoltre, essendo sempre presente un movimento relativo tra film e liquido, ciò determina la più o meno marcata presenza dell'una o dell'altra frazione di biofilm e, di conseguenza, la particolare struttura di biofilm è funzione del tipo di tecnica impiantistica utilizzata.

La struttura del biofilm non è né uniforme né omogenea, ma formata da gruppi discreti di cellule attaccati l'uno all'altro ed adesi al materiale di supporto tramite i polimeri extracellulari, con presenza di vuoti e canali, che possono essere attraversati dal liquido. Inoltre ogni singolo gruppo di cellule presenta al suo interno una struttura di microcanali, il che aggiunge un ulteriore grado di complessità alla struttura del biofilm. Tutto ciò si riflette sulle proprietà che caratterizzano la pellicola biologica, quali la densità, la porosità, la permeabilità, la diffusività, che variano punto per punto, in particolare con la profondità all'interno del biofilm, determinando una eterogeneità della sua struttura.

Considerando ad esempio un biofilm costituito da una singola specie microbica, potendo il substrato muoversi all'interno del biofilm soltanto per diffusione, ci sarà un gradiente di concentrazione di substrato e quindi una diversa disponibilità di alimento per la biomassa nelle diverse zone del biofilm. Ciò comporta che i batteri vicini all'interfaccia liquido-biofilm cresceranno più velocemente di quelli all'interno. Tuttavia i batteri che crescono all'interno occuperanno progressivamente più spazio, spingendo quelli che sono più vicini all'interfaccia ancora più lontano dal supporto. Inoltre, poiché tutti i batteri, indipendentemente dalla loro posizione nel biofilm, sono soggetti a decadimento, nelle zone più interne della pellicola biologica vi sarà un accumulo di biomassa decaduta. La distribuzione della biomassa all'interno del biofilm non sarà quindi costante, in quanto la biomassa attiva è predominante nelle regioni più esterne rispetto alle zone più

interne, nelle quali sarà maggiore la presenza di biomassa decaduta. In figura 1.2 è riportato uno schema della suddivisione del biofilm per la biomassa attiva e quella decaduta.



*Figura 1.2 Schematizzazione della distribuzione spaziale della biomassa attiva e di biomassa decaduta in un biofilm a specie singola*

Considerando invece un biofilm a due specie batteriche non in competizione tra loro per lo stesso nutriente, ma solo per lo spazio, la loro distribuzione dipenderà dalla velocità specifica di crescita della biomassa in ogni punto del biofilm.

Considerando due specie diverse, A e B aventi, come donatori di elettroni differenti substrati, e come accettore di elettroni entrambe l'ossigeno, che si assume sia presente in eccesso, in modo da non essere fattore di limitante per nessuna delle due specie batteriche. Supponendo che la specie A abbia una velocità specifica di crescita per il suo substrato più alta della specie B per il corrispondente substrato. In tali ipotesi, la specie A dominerà nelle regioni più esterne, mentre la specie B in quelle più interne, (Figura 1.3), in quanto la concentrazione di substrato per la specie A all'interno sarà diminuita tanto da permettere alla specie B di crescere più velocemente della specie A.

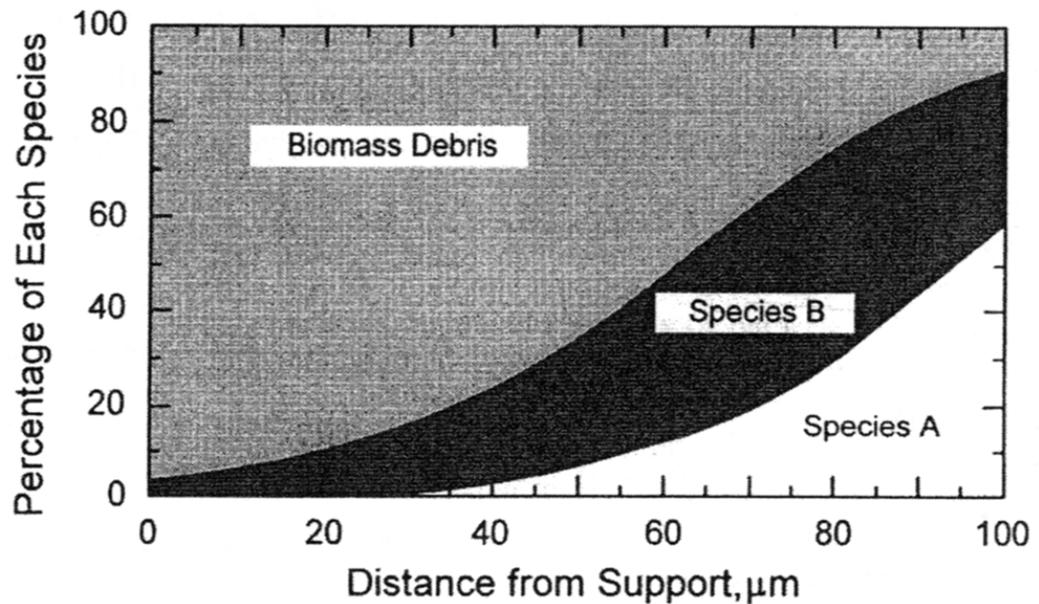


Figura 1.3 Distribuzione spaziale di due specie in un biofilm in competizione per il solo spazio

Se le due specie, invece, fossero in competizione per l'ossigeno, la distribuzione degli organismi sarebbe più complessa e dipenderebbe dalle costanti di semisaturazione  $K_s$  per la sostanza condivisa e dalla cinetica di crescita di ogni specie per il proprio substrato.

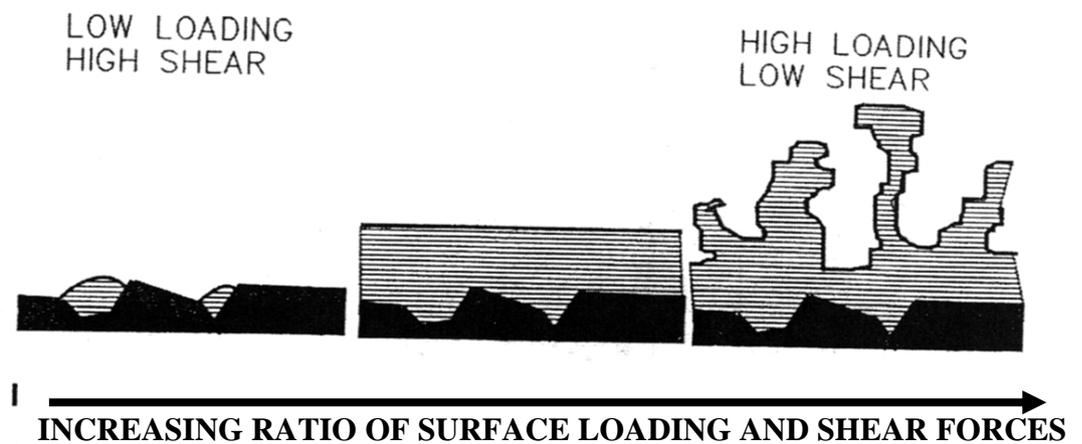
I fenomeni di distacco del biofilm, oltre al problema delle condizioni limitanti di ossigeno negli strati più profondi al biofilm stesso, sono principalmente legati ai seguenti contributi:

- Predazione da parte di organismi quali protozoi e metazoi;
- Azioni di taglio indotte dal flusso d'acqua tangenziale al biofilm, che possono essere ridotte proteggendo il biofilm, ad esempio, mediante superfici corrugate;
- Abrasione, che si ha principalmente quando, gli elementini su cui è presente il biofilm sono in libero movimento all'interno dei reattori e quindi sono sottoposti ad urti reciproci.

Si potrebbe essere indotti a ritenere che il fattore dominante siano gli sforzi di taglio sulla superficie del biofilm, in effetti è stato dimostrato che

nelle stesse condizioni di velocità di passaggio del fluido, a seguito di una riduzione consistente di carico organico in ingresso si riscontra una drastica riduzione dei solidi sospesi in uscita ai reattori.

Nella figura 1.4 è riportata una rappresentazione schematica di come il rapporto tra la velocità del fluido e la concentrazione di substrato influenzano la struttura del biofilm.



*Figura 1.4 Struttura del biofilm in funzione del rapporto tra concentrazione di substrato e forze di taglio*

Inoltre è stato osservato che la rugosità della superficie del biofilm aumenta al diminuire degli sforzi di taglio, quindi il biofilm adatta la propria struttura alle condizioni circostanti e se gli sforzi di taglio sono ingenti, la superficie del biofilm diventa più liscia e regolare, in modo da essere meno influenzata dal regime idrodinamico e, quindi, meno soggetta a fenomeni di distacco.

In particolare possono considerarsi due modi che permettono al biofilm di adattarsi alle condizioni idrodinamiche circostanti. La prima è quella della formazione di un film intrinsecamente più resistente, tipica di biofilm costituiti da batteri nitrificanti o metanigeni, caratterizzati da un basso tasso di crescita, mentre la seconda è quella di creare una struttura più compatta e,

quindi, meno soggetta a stress superficiali, tipica di biofilm di batteri eterotrofi o acidogeni, caratterizzati da un tasso di crescita più elevato.

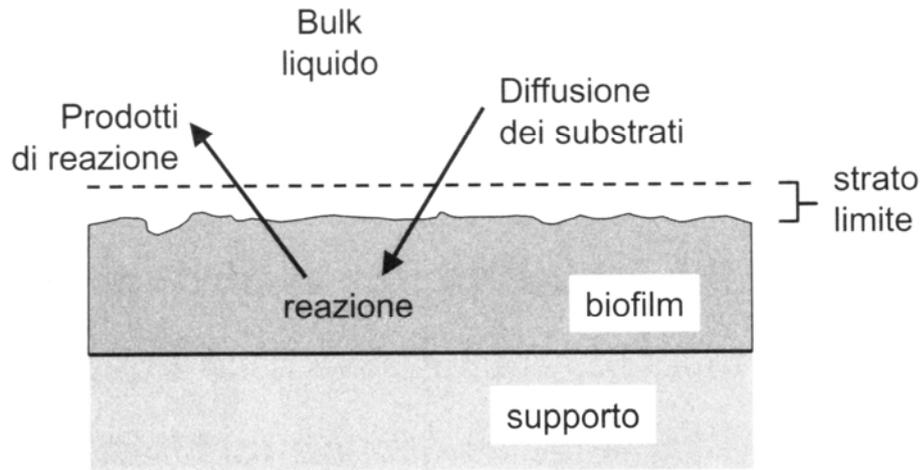
Il trasporto dei substrati solubili dal bulk liquido all'interno del biofilm, ed il trasporto dei prodotti di reazione dal biofilm verso l'esterno dipendono dalla diffusione molecolare nel biofilm e nel film liquido esterno al biofilm. La combinazione tra il consumo di substrato da parte dei microrganismi e le resistenze diffusive possono determinare assenza di substrato nelle parti più profonde del biofilm. In questo modo, per esempio, la resistenza diffusiva nel trasporto dell'ossigeno può comportare l'inibizione di alcune specie batteriche, come ad esempio dei batteri nitrificanti. Questa classe di batteri quando è presente insieme a batteri eterotrofi, caratterizzati da una crescita più rapida, possono trovare condizioni idonee al loro sviluppo solo negli strati più profondi del biofilm.

Per descrivere le cinetiche nei biofilm è possibile considerare dei modelli matematici, che possono essere stazionari o dinamici.

Il sistema di equazioni che considera la legge di Monod, per la descrizione della velocità intrinseca di rimozione dei substrati, e le leggi della diffusione molecolare non è però risolvibile analiticamente, per cui la risoluzione si può ottenere in due modi:

1. con l'introduzione di alcune semplificazioni nelle equazioni e calcolo della soluzione analitica.
2. risoluzione delle equazioni per via numerica mediante programmi di calcolo.

Relativamente al primo modo, si può considerare un modello sviluppato da Harremoës (1982) per i sistemi a biomassa adesa in condizioni stazionarie. Il modello fa riferimento ad un biofilm omogeneo che può essere schematizzato come indicato in figura 1.5.



*Figura 1.5. Schema dei processi che coinvolgono un biofilm.*

Si analizzano le reazioni relative ai substrati solubili, cioè quelli in grado di diffondere nel biofilm, mentre per i substrati particolati è necessaria una preventiva idrolisi che generalmente viene condotta nel bulk liquido e non nel biofilm; questo processo di idrolisi è di fondamentale importanza, in quanto la frazione più consistente di materia organica non è né solubile né diffusibile nel biofilm: di conseguenza per poter degradare i polimeri di dimensioni maggiori, i microrganismi sintetizzano enzimi idrolitici e li secernono nell'ambiente extracellulare. Questi enzimi rompono determinati legami delle catene polimeriche fino a dare composti a basso peso molecolare che possono diffondere nel biofilm, penetrare all'interno delle cellule batteriche e qui essere metabolizzati. È stato dimostrato che la rimozione del substrato non diffusibile dipende sia dalla superficie colonizzata dai batteri, sia dal tempo di ritenzione idraulica. Infatti una maggiore superficie colonizzata può favorire la rimozione dei substrati, in quanto emette una maggiore quantità di enzimi, ed il tempo di permanenza non deve essere troppo basso altrimenti gli enzimi rilasciati nel volume di liquido vengono scaricati con l'effluente

e, non permanendo nel reattore, svolgono per poco tempo la funzione di catalizzatori della reazione di idrolisi.

Una porzione di biofilm ideale, è schematizzata in figura 1.6.

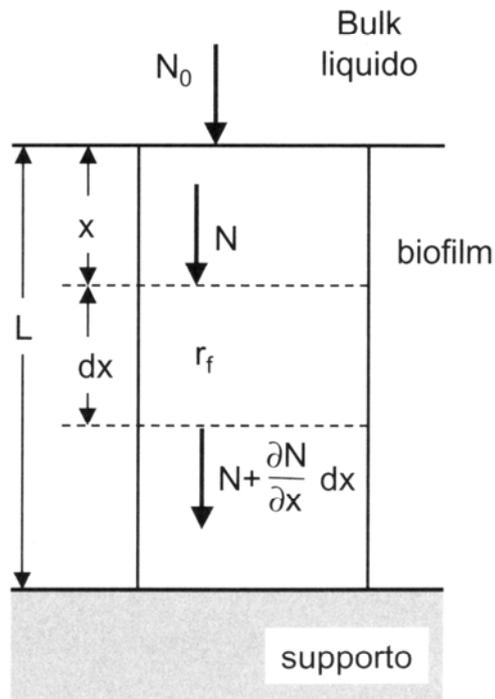


Figura 1.6. Schema per il bilancio di massa su una porzione di biofilm ideale

Il bilancio di massa dei processi di reazione e trasporto dei substrati nei biofilm porta alla seguente equazione:

$$\frac{dN}{dx} = -r_f$$

in cui

$N$  = flusso del substrato

$r_f$  = velocità di reazione intrinseca.

Le resistenze diffusive limitano il flusso di massa all'interno del biofilm, secondo l'equazione:

$$N = -D \frac{dS_f}{dx}$$

dove

D = coefficiente di diffusione

S<sub>f</sub> = concentrazione di substrato nel biofilm.

Combinando le due equazioni precedenti si ottiene:

$$D * \frac{d^2 S_f}{dx^2} = r_f$$

Tuttavia se si considera l'espressione di Monod per esprimere la velocità di reazione intrinseca, la precedente equazione non è risolvibile analiticamente. Per arrivare a scrivere forme risolvibili si possono considerare tre casi semplificativi proposti da Harremoës:

1. Reazione intrinseca di ordine 1;
2. Reazione intrinseca di ordine 0 e biofilm completamente penetrato;
3. Reazione intrinseca di ordine 0 e biofilm parzialmente penetrato.

Nel caso 1. la velocità di reazione si può scrivere come:

$$r_a = k_{1a} \times S^* = k_{1f} \times L_f \times S^* \times \varepsilon$$

dove

r<sub>a</sub> = velocità di reazione globale

k<sub>1a</sub> = costante della velocità globale di primo ordine

S\* = concentrazione di substrato sulla superficie del biofilm

K<sub>1f</sub> = costante della velocità intrinseca di primo ordine

L<sub>f</sub> = spessore del biofilm

Mentre  $\varepsilon$  ed  $\alpha$  sono dei parametri che dipendono da alcune delle grandezze sopra descritte e sono dati dalle seguenti relazioni:

$$\varepsilon = \frac{\tanh \alpha}{\alpha}$$

$$\alpha = \sqrt{\frac{k_{1f} \times L_f^2}{D}}$$

Nel caso 2. la velocità di reazione globale non dipende dalla concentrazione di substrato esterno e si può scrivere:

$$r_a = k_{0a} = k_{0f} L_f$$

dove,

$k_{0a}$  = costante della velocità globale di ordine zero

$k_{0f}$  = costante della velocità intrinseca di ordine zero.

Nel caso 3., infine, la velocità di reazione globale dipende dalla concentrazione di substrato esterno e si può scrivere:

$$r_a = k_{a1/2} \times S^{*1/2} = \sqrt{2Dk_{0f}} S^{*1/2}$$

in cui  $k_{a1/2}$  è la costante della velocità globale di ordine  $1/2$ .

In generale si può affermare che le resistenze diffusive non sono solo dovute al biofilm ma anche allo strato limite che si forma all'interfaccia tra biofilm ed acqua, che a sua volta è fortemente condizionato dal regime idrodinamico. Nel caso in cui lo strato limite sia trascurabile, la concentrazione dei substrati in corrispondenza della superficie del biofilm si suppone coincidere con quella presente nel bulk liquido. Quando invece la resistenza diffusiva dello strato limite non è trascurabile, la concentrazione all'interfaccia acqua-biofilm può essere significativamente diversa da quella

nel bulk liquido. In figura 1.7 è indicato il profilo di concentrazione del substrato nel caso di presenza di uno strato limite non trascurabile.

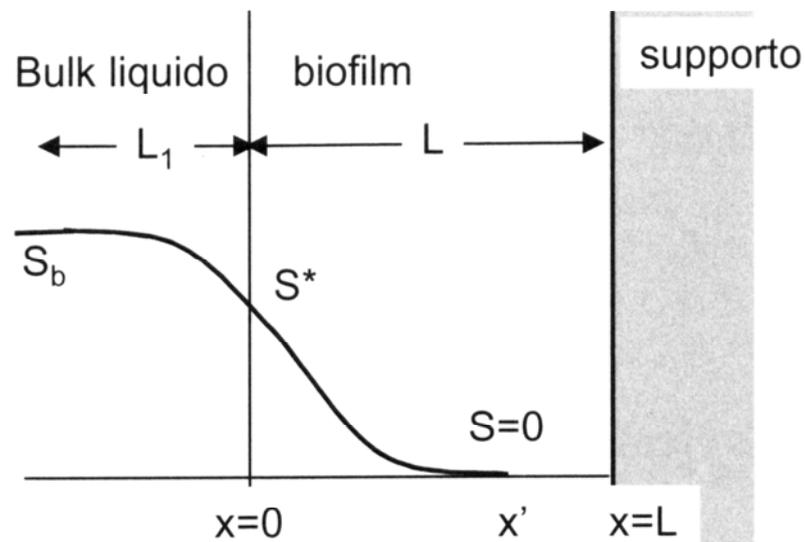


Figura 1.7. Profilo di concentrazione nello strato limite e in un biofilm parzialmente penetrato.

La diffusione nello strato limite può essere descritta mediante la seguente equazione:

$$N = h(S_b - S^*) = -D \left( \frac{dS_f}{dx} \right)_x = -r_a$$

in cui

$h$  = coefficiente di trasferimento di massa nello strato limite

$S_b$  = concentrazione del substrato nel bulk liquido.

Nel caso in cui la velocità della reazione intrinseca è di ordine 0 ed il biofilm è completamente penetrato, la diffusione nello strato limite non influenza la velocità di reazione globale.

Nel caso in cui, invece, la velocità della reazione intrinseca è di ordine 0 ma il biofilm è parzialmente penetrato e la resistenza diffusiva nello strato limite non è trascurabile, la velocità di reazione globale è di ordine  $\frac{1}{2}$  e si esprime con la seguente equazione:

$$r_a = k_{a/2} S_b^{1/2} \left( \sqrt{1 + \frac{1}{4\lambda^2} - \frac{1}{2\lambda}} \right) = h \times S_b \times \frac{1}{2\lambda^2} \left( \sqrt{1 + 4\lambda^2 - 1} \right)$$

in cui

$$\lambda = \frac{h \times S_b}{k_{a/2} \times S_b^{1/2}}$$

Si possono avere due casi limite:

- Per  $\lambda \rightarrow 0$  si ha  $r_a \rightarrow hS_b$ , il che vuol dire che la cinetica è di ordine 1 quando la diffusione nello strato limite rappresenta la condizione limitante per la reazione globale;
- Per  $\lambda \rightarrow \infty$  si ha  $r_a \rightarrow k_{a/2} S_b^{1/2}$ , cioè la reazione globale è una cinetica di ordine  $1/2$  per alti valori di  $h$  ( e quindi di  $\lambda$ ) ovvero quando si ha un alto coefficiente di trasferimento di massa nello strato limite e quindi la resistenza alla diffusione nello strato limite ha minore importanza.

# I reattori MBBR (Moving Bed Biofilm Reactor)

## 2.1 Tipi di reattori

I reattori a letto mobile sono costituiti da vasche del tutto simili a quelle costruite per i fanghi attivi, all'interno delle quali vengono mantenuti in movimento elementi a forma generalmente prismatica, realizzati in materiali diversi, sui quali si sviluppa la pellicola biologica. I supporti sono liberi di muoversi in tutto il reattore e quindi variano continuamente la loro posizione.

La densità dei supporti è prossima a  $1 \text{ g/cm}^3$ ; in particolare gli elementini hanno una densità leggermente inferiore all'unità quando sono puliti, ossia non colonizzati, mentre raggiungono valori superiori dopo la colonizzazione, in quanto la biomassa ha una densità maggiore di quella dell'acqua.

Le vasche costituenti l'unità biologica devono essere dotate di opportuni sistemi di griglie per evitare il trascinarsi e la fuoriuscita degli elementini dal reattore con il refluo effluente.

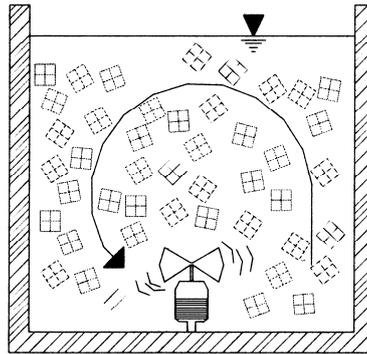
Le principali caratteristiche dei reattori a letto mobile possono essere riassunte nei seguenti aspetti:

- Operano in continuo, come i fanghi attivi convenzionali;
- Non inducono la formazione di percorsi preferenziali tra i supporti, grazie al fatto che il letto è mobile;
- Presentano basse perdite di carico;
- Non richiedono controlavaggi poiché non sono soggetti ad intasamenti;
- Prevedono la possibilità di operare in assenza di ricircolo.

Considerando questi aspetti si comprende che i sistemi MBBR si contraddistinguono per la facile gestione e operabilità.

I reattori a letto mobile possono essere rappresentati in modo schematico come reattori bifasici (presenza della fase liquida e dei supporti solidi) o trifasici (presenza della fase liquida gassosa e dei supporti solidi).

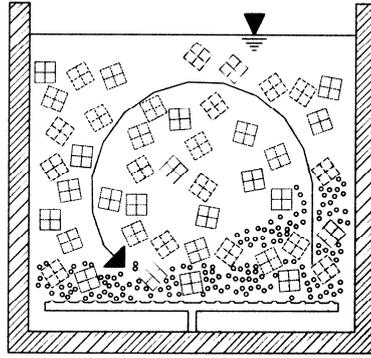
Nei reattori a letto mobile bifasici il mezzo di riempimento solido è in libero movimento all'interno della fase liquida, come riportato in figura 2.1.



*Figura 2.1 Rappresentazione schematica di un reattore bifasico*

Questa configurazione si presta per reattori realizzati per ottenere la denitrificazione. In tali reattori la movimentazione dei supporti è ottenuta mediante il funzionamento dei miscelatori meccanici, mentre non è prevista insufflazione d'aria. I supporti hanno tutti densità inferiore a quella dell'acqua in maniera da poter essere facilmente tenuti in sospensione.

I reattori a letto mobile trifasici sono caratterizzati dalla compresenza della fase solida (supporti), fase liquida e fase gassosa (aria o ossigeno puro). In tale categoria rientrano i reattori aerati. Nei reattori aerobici la movimentazione è assicurata dall'insufflazione d'aria mediante diffusori posizionati sul fondo della vasca; grazie all'effetto "air-lift" dovuto alla spinta dell'aria si induce la circolazione dei supporti all'interno del reattore, come si può osservare in figura 2.2.



*Figura 2.2. Rappresentazione schematica di un reattore trifasico*

In entrambi la crescita delle popolazioni microbiche sul supporto comporta la continua senescenza di una certa aliquota della biomassa, che si distacca dal supporto. Infatti, con il raggiungimento di un dato spessore di biofilm, viene ad essere ostacolato lo scambio dei substrati con gli strati più interni e ne consegue la morte dei microrganismi che causa il distacco. I solidi così prodotti vanno ad arricchire la biomassa sospesa nel reattore e possono essere separati dalla fase liquida nella successiva unità di sedimentazione secondaria.

Una importante caratteristica dei sistemi a letto mobile è quella di essere adattabili a qualsiasi geometria del comparto biologico e quindi risultano molto flessibili nel caso di upgrading di impianti esistenti, dei quali si possono anche riutilizzare le vasche già esistenti.

Alcune applicazioni hanno previsto il ricorso a questo tipo di sistema in reattori con configurazione a plug-flow costituiti da un unico stadio, ma in casi di questo tipo è necessario prevedere pompe air-lift in grado di riportare in testa al reattore gli elementini che tendono ad essere trasportati con il flusso longitudinale verso l'uscita della vasca. La configurazione a multistadio rappresenta la soluzione più usata per i sistemi MBBR, ed è ottenibile disponendo in serie reattori bifasici o trifasici, ognuno assimilabile ad un reattore a completa miscelazione.

## **2.2 Materiali di riempimento**

### **2.2.1 Generalità**

Le caratteristiche principali che distinguono i diversi tipi di elementi di riempimento utilizzati per i reattori a letto mobile sono la forma, la dimensione, il materiale, la densità, la porosità e la superficie specifica, tutte caratteristiche che influenzano notevolmente lo sviluppo del biofilm, insieme al regime idrodinamico che si instaura all'interno del reattore biologico.

Molte esperienze sui reattori a letto mobile, effettuate per lo più a scala di laboratorio, hanno evidenziato come la crescita del biofilm sia associata strettamente alle condizioni idrodinamiche che si vanno a creare nel reattore biologico, in particolare una delle limitazioni allo sviluppo della pellicola biologica sulla superficie dei supporti mobili è legata all'intensità delle forze di taglio e quindi all'abrasione, indotta anche dall'intensità del sistema di aerazione di cui è provvisto il reattore.

Altra caratteristica che influenza lo sviluppo del biofilm è la forma degli elementini mobili di riempimento. Infatti la maggior parte delle tipologie di supporti sviluppati per i sistemi a letto mobile è costituita da elementini in cui sono presenti cavità interne, in modo da avere una sorta di protezione del biofilm dall'abrasione. Ad esempio si possono avere delle strutture tubolari, in cui si ha una protezione della pellicola biologica colonizzata nelle parti interne, o strutture reticolari porose in cui il biofilm può entrare e quindi svilupparsi. Altre qualità peculiari dei materiali di riempimento che possono influenzare la capacità di adesione da parte della pellicola biologica sui supporti sono la carica elettrostatica e la natura idrofilica o idrofoba.

Oltre ad avere, ovviamente, elevata stabilità biologica, in modo da possedere caratteristiche di non biodegradabilità, il materiale costitutivo degli elementi di riempimento deve presentare elevata stabilità chimica, in maniera tale da avere resistenza all'aggressione da parte di soluzioni acide o alcaline, agenti ossidanti, oli, grassi o alcoli eventualmente presenti nei liquami da

trattare. Fondamentale è inoltre che gli elementini abbiano buone caratteristiche di resistenza all'usura, in modo da garantire un utilizzo di diversi anni, giustificando così nel tempo i costi di investimento.

Nel momento in cui si inseriscono gli elementi di riempimento per la prima volta in un reattore si possono presentare problemi di galleggiamento degli elementini stessi, legati ai valori di densità dei supporti non colonizzati che, come già detto, sono inferiori alla densità dell'acqua. Questo fenomeno vale per tutte le tipologie di materiali di riempimento mobili utilizzati in reattori a letto mobile, ovvero sia per gli elementini realizzati in materiale poroso che per gli elementini rigidi a canale aperto. In alcuni impianti realizzati con elementini di riempimento di tipo Captor è stato osservato, ad esempio, che fino a quando il mezzo di riempimento non risulta adeguatamente colonizzato, tende ad intrappolare aria ed a rimanere galleggiante in prossimità della superficie. Dopo la colonizzazione, invece la densità degli elementini è prossima a quella dell'acqua, ed a volte può raggiungere valori anche maggiori. Può capitare, infatti, che le elevate crescite del biofilm possano comportare la sedimentazione degli elementini mobili; in tal caso questo effetto comporta un incremento dell'energia necessaria per mantenere in movimento gli elementini in maniera da evitare la loro sedimentazione. La situazione più auspicabile è quella in cui la densità degli elementini colonizzati raggiunga valori uguali a quella dell'acqua, condizione che garantirebbe che i supporti possano rimanere sospesi nel liquido senza la necessità di fornire elevate quantità di energia per la loro movimentazione.

A volte può capitare, per diverse ragioni, che si presenti la necessità di trasferire gli elementini mobili da una zona ad un'altra; in tali casi vanno osservate alcune indicazioni dipendenti dalla tipologia di mezzo di riempimento impiegato.

Alcuni elementini, come ad esempio quelli realizzati in materiale poroso, possono essere sollevati utilizzando pompe centrifughe normali. I

supporti in materiale rigido, soprattutto quelli che hanno una dimensione rilevante, come i Flocor o i Natrix, devono essere sollevati mediante l'impiego di pompe air-lift, in maniera tale da evitare la loro frantumazione.

I supporti mobili utilizzati nei reattori MBBR sono classificabili essenzialmente in due categorie, a seconda del meccanismo fisico che viene coinvolto nella colonizzazione di una biomassa fissa:

1. adesione ad una superficie;
2. intrappolamento entro una matrice porosa.

Il meccanismo di intrappolamento è predominante in elementi con struttura reticolare o spugnosa, mentre il meccanismo di adesione prevale nei casi in cui la pellicola batterica si sviluppa su una superficie liscia. In figura 2.3 si può osservare schematicamente come questi due diversi meccanismi operano:

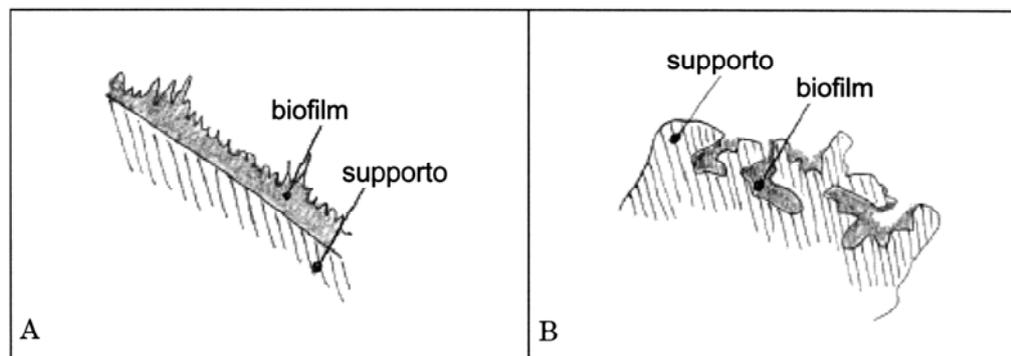


Figura 2.3. Meccanismi fisici che portano alla formazione di una biomassa fissa: (A) adesione; (B) intrappolamento.

Tenendo quindi conto di questa semplice classificazione dei meccanismi fisici, gli elementi di riempimento fino ad oggi sperimentati a scala pilota e reale si possono distinguere nelle seguenti categorie:

- Elementi rigidi a canale aperto, in genere di forma cilindrica o troncoconica cava, vengono realizzati in polietilene o polipropilene, sui quali il meccanismo fisico coinvolto nella colonizzazione è quello di adesione;

- Elementi in materiali porosi, realizzati generalmente in poliuretano espanso, sui quali il meccanismo fisico di formazione della biomassa avviene prevalentemente per intrappolamento.

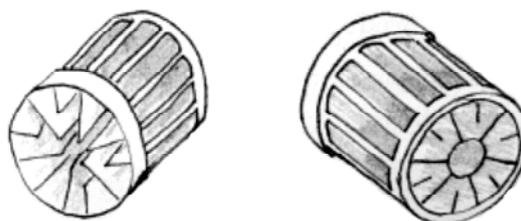
### ***2.2.2 Elementi rigidi a canale aperto***

#### ***NATRIX***

Gli elementi mobili Natrix sono prodotti dalla società svedese ANOX Biosistem AB di Lund, e sono coperti da brevetto europeo dal 1997. Il processo che li implementa è anche noto come “suspend carrier process”, invece di moving bed process.

Gli elementini Natrix sono realizzati in polietilene ad alta densità mediante stampaggio ad iniezione. La densità degli elementini non colonizzati è generalmente di poco superiore a quella dell’acqua (1.02), ma può essere variata in fase di produzione (fino a 1.3), prevedendo l’aggiunta di altri composti, come ad esempio il carbonato di calcio, con scopo di appesantimento.

La forma caratteristica di questa tipologia di supporti è cilindrica o troncoconica, con dimensioni tra 30 e 60 mm. Un esempio della forma degli elementini Natrix è proposto in figura 2.4.



*Figura 2.4. forma di alcuni elementini Natrix.*

Si producono tre diverse tipologie di elementini Natrix:

1. Natrix – C: sono supporti di forma troncoconica, con diametro di 31 mm nella sezione più stretta e di 35 mm nella sezione più larga, con altezza pari a 31 mm. Le basi alle due estremità sono aperte, e delle aperture si hanno anche sulla superficie laterale. All’interno sono disposte delle

alette di diversa dimensione. Il tipo di supporto Natrix – C si può trovare inoltre in due varianti: la prima con 12 alette all'interno di esso, e la seconda con 20 alette interne.

2. Natrix – M : sono chiamati Natrix Major, in quanto hanno dimensioni maggiori rispetto alla tipologia Natrix – C, ma analogamente a tale tipologia hanno anch'essi forma troncoconica. Il diametro della sezione più stretta è di 50 mm, mentre in quella più larga è di 63 mm, con altezza pari a 50 mm. Anche in questa tipologia di supporti Natrix ci sono delle aperture esterne. Esistono due diverse versioni di supporti Natrix – M, con 12 o 24 alette interne. La superficie specifica per questo tipo di supporto risulta pari a  $200 \text{ m}^2/\text{m}^3$ , calcolata come materiale sfuso, tenendo conto della sola superficie interna, protetta dagli urti e dall'abrasione.
3. Natrix – O: hanno caratteristiche del tutto simile a quelle riscontrate nella tipologia Natrix – N, ma hanno forma cilindrica anziché troncoconica, caratterizzati da un diametro delle basi di 60 mm, ed un'altezza pari a 50 mm.

In generale i supporti Natrix possono essere inseriti nel reattore biologico con un grado di riempimento massimo del 65%, ma il valore tipico con il quale vengono utilizzati è pari al 50%.

I principali vantaggi offerti da questo tipo di supporti sono dovuti al fatto che:

- Sono aperti al passaggio di acqua e gas in tutte le direzioni, facilitando il trasferimento di substrati ed ossigeno diminuendo il rischio che si formino zone morte e che si abbiano occlusioni delle aperture;
- Nel caso dei supporti tipo Natrix – M, la forma è relativamente grande, in modo da entrare in contatto con un numero maggiore di bolle d'aria nell'unità di tempo; questo fa sì che il movimento degli elementini non è

solo associato al trasporto con il flusso d'acqua, ma c'è anche un importante contributo dell'aria;

- In relazione alla installazione delle griglie sul reattore biologico per evitare l'uscita degli elementini con l'effluente, la tipologia di supporti Natrix, essendo caratterizzata da dimensioni relativamente grandi, rende più flessibile la scelta delle griglie stesse, che possono avere luci abbastanza grandi, con un minor rischio di intasamenti;
- La riduzione dei rischi di intasamento interessa anche gli stessi elementini, i quali, per la particolare forma caratterizzata da un elevato grado di apertura, sono soggetti in misura minore ad occlusioni. Questo fa sì che anche nel caso si abbia un liquame in ingresso con elevato contenuto di solidi sospesi, l'utilizzo dei supporti Natrix non richiede una pre-sedimentazione del refluo influente.

Per quanto riguarda le applicazioni della tipologia di supporti Natrix, sono stati adottati in impianti a letto mobile sia con configurazione a biomassa adesa pura, sia con configurazione a biomassa mista, ovvero prevedendo il ricircolo. Le applicazioni su scala reale hanno visto negli ultimi anni l'utilizzo dei supporti Natrix prevalentemente in impianti di trattamento di reflui industriali.

### METEOR

I supporti Meteor sono prodotti dalla società francese Ondeo Degrémont. Il materiale di cui sono costituiti è polietilene e hanno forma cilindrica.

Le tipologie disponibili di elementini mobili Meteor sono le seguenti:

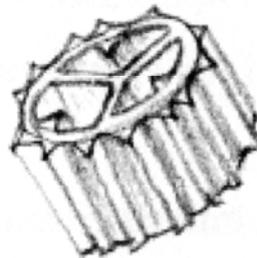
1. Meteor C : i supporti appartenenti a tale tipologia hanno diametro di 40 mm ed altezza di 45 mm; la superficie specifica disponibile all'attecchimento è pari a  $220 \text{ m}^2/\text{m}^3$  . il Meteor C è stato progettato per realizzare la rimozione del carbonio in reflui civili ed industriali,

applicando le configurazioni dei sistemi a letto mobile ibrida a doppio stadio. Altre possibili applicazioni per gli elementini Meteor C possono essere quelle di pretrattamento a monte di impianti a fanghi attivi convenzionali.

2. Meteor CN/N/3N: tale tipologia di supporti Meteor ha dimensioni più piccole di quelle dei supporti Meteor C e presenta un diametro di 10 mm ed un'altezza di 7mm. A differenza dei Meteor C, inoltre, i Meteor CN/N/3N sono caratterizzati dalla presenza di alette esterne di irrigidimento e di tre setti disposti a raggiera nella parte interna del cilindro. La superficie specifica di tale tipologia raggiunge valori di  $550 \text{ m}^2/\text{m}^3$ ; con tali valori il Meteor risulta essere la tipologia di materiale di riempimento per reattori a letto mobile con la più alta superficie specifica, per lo meno tra quelli qui descritti. Per quanto riguarda le applicazioni, il Meteor CN/N/3N viene prevalentemente impiegato in reattori utilizzati per la nitrificazione secondaria e terziaria.

Per quanto riguarda il grado di riempimento consigliato, risulta pari al 40% per la tipologia Meteor C e al 60% per quella Meteor CN/N/3N.

In figura 2.5 si riporta un elementino Meteor appartenente alla tipologia Meteor CN/N/3N.



*Figura 2.5. Elementino Meteor CN/N/3N*

### FLOCOR

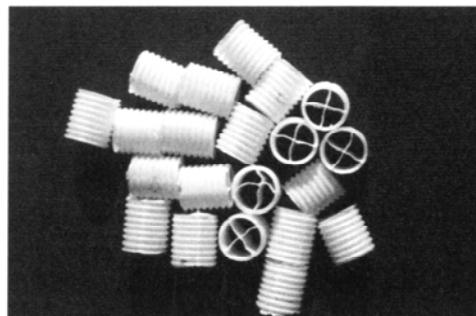
Il primo tipo di supporti Flocor, commercializzati dalla SIBA SpA, è stato il Flocor – RMP, sviluppato all'inizio degli anni novanta. La forma degli

elementini è cilindrica, con diametro pari a 15-20 mm ed altezza di 20-30 mm; la superficie è corrugata orizzontalmente e sono costituiti da polipropilene con densità di 0.92-0.96 g/cm<sup>3</sup> e porosità pari a 0.94. la superficie specifica teorica presentata dal supportino Flocor RMP è pari a 350 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>, ma in realtà la superficie specifica realmente disponibile all'attecchimento della pellicola biologica è pari a 160 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>, infatti la colonizzazione avviene prevalentemente nella parte interna la quale, al contrario della superficie esterna, è protetta dagli urti e dalle azioni di abrasione. Per avere un'idea si può considerare che in 1 m<sup>3</sup> di materiale sfuso sono presenti circa 85.000 elementini; il grado di riempimento massimo con cui possono essere applicati nei reattori a letto mobile è pari al 70%; la superficie specifica effettivamente presente in 1 m<sup>3</sup> di reattore biologico risulta quindi pari 112 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> ed il numero massimo di elementini presenti per metro cubo di reattore è dunque pari a 59.500. In figura 2.6 si riporta un esempio degli elementini Flocor – RMP.



*Figura 2.6. Forma degli elementini Flocor RMP.*

Successivamente è stato sviluppato il nuovo tipo di supporti Flocor, il Flocor–RMP–HSP, che analogamente a quelli del tipo precedentemente descritto hanno forma cilindrica, ma non sono cavi internamente in quanto sono presenti quattro alette che formano una croce, come si può osservare in figura 2.7.



*Figura 2.7. Forma degli elementini Flocor – RMP – HSP.*

La presenza di tali alette fa sì che, pur essendo le dimensioni del diametro e dell'altezza degli elementini Flocor-RMP identiche a quelle del Flocor-RMP-HSP, la superficie specifica offerta da questi ultimi è significativamente maggiore rispetto a quella offerta dai primi; questo tipo di supporto presenta infatti una superficie specifica totale di  $395 \text{ m}^2/\text{m}^3$  ed una superficie colonizzabile di  $285 \text{ m}^2/\text{m}^3$ . Il grado di riempimento con cui si applica tale tipologia di elementini è pari all'85%.

Recentemente, infine, è stato sviluppato un ultimo tipo di elementini, il Flocor-BCN, che sostituirà il Flocor-RMP-HSP, realizzato anch'esso in polipropilene, con caratteristiche del tutto analoghe al tipo precedente, ma di dimensioni diverse: presenta infatti un diametro di 23-26 mm, ed un'altezza di 20-30 mm. Come il Flocor RMP-HSP, anche il Flocor-BCN viene applicato con un grado di riempimento dell'85%.

Fino ad oggi non si hanno molte informazioni sulle prestazioni dei supporti Flocor, essendo ancora pochi gli impianti a scala reale realizzati con tale tipologia di materiale di riempimento. Si hanno alcuni risultati da parte del Dipartimento di Ingegneria Civile e Ambientale dell'Università di Trento, che tuttavia si riferiscono alla prima tipologia di supporti flocor descritti, i Flocor-RMP.

Oltre all'applicazione dei supporti Flocor-RMP su scala reale, realizzata come upgrading dell'impianto di Villa Rendena, in provincia di Trento, descritto precedentemente, ci sono state alcune applicazioni di sistemi a letto

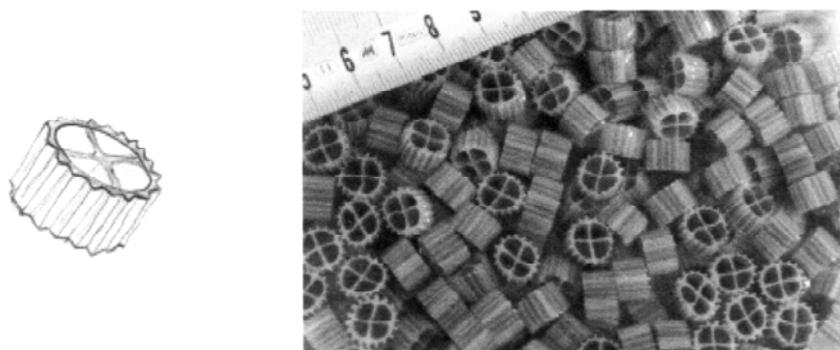
mobile mista (in cui si prevede il ricircolo dei fanghi dal sedimentatore secondario) con elementini Flocor, ed alcune sperimentazioni a scala pilota condotte dall'Università di Trento, in collaborazione con la provincia autonoma di Trento, in cui sistemi a letto mobile con supporti Flocor sono stati applicati per trattamento di reflui civili ed industriali.

### KMT

Il tipo di supporto KMT, attualmente brevettato in tutta Europa, è stato sviluppato in Norvegia nel 1987 da parte della compagnia Kaldnes Miljøteknologi A/S – KMT di Tønsberg in collaborazione l'stituto di Ricerca Norvegese SINTEF di Tønsberg. Esistono oggi due tipi di elementini plastici KMT: Supporti tipo K1 e supporti di tipo K2.

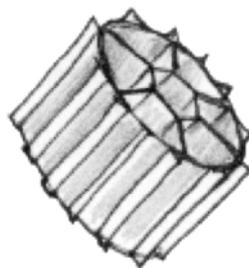
I supporti di tipo K1 hanno la forma di piccoli cilindri a canale aperto, ma all'interno sono presenti delle alette disposte a forma di croce, che creano quattro canali uguali separati; sulla superficie esterna sono presenti delle alette longitudinali disposte a raggiera. I supporti KMT-K1 sono realizzati in polietilene ad alta densità. La densità degli elementi non colonizzati è leggermente inferiore a quella dell'acqua, essendo pari 0.95-0.96 g/cm<sup>3</sup>; per questo motivo quando gli elementini vengono inseriti per la prima volta nel reattore biologico tendono a rimanere a galla e presentano difficoltà di miscelazione. Gli elementini tipo K1 presentano una porosità pari a 0.805; la superficie specifica teorica è di 690-700 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>, ma in realtà, dal momento che la colonizzazione avviene esclusivamente nella parte interna a causa delle collisioni e delle abrasioni che ne impediscono lo sviluppo nella parte esterna, la superficie specifica disponibile all'attecchimento, relativa ad 1 m<sup>3</sup> di materiale sfuso, è pari a circa 500 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>. Il grado di riempimento massimo è pari al 70%, di conseguenza la superficie specifica effettivamente presente in 1 m<sup>3</sup> di reattore è pari a 350 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>; in ogni caso, nelle applicazioni pratiche si possono adottare valori minori del grado di riempimento, in funzione dell'area di biofilm che è effettivamente necessaria per ottenere i risultati

prefissati. In alcuni studi effettuati da Broch-Due, è stato messo in relazione il grado di riempimento nel reattore per i supporti KMT-K1 con il grado di spostamento della fase liquida, ed è stato osservato che l'aggiunta di tale tipo di elementini nel reattore con un grado di riempimento del 70% comporta un grado di spostamento della fase liquida pari a circa il 12.5%. Si riporta in figura 2.8 una rappresentazione degli elementini KMT tipo K1.



*Figura 2.8. Forma degli elementini KMT tipo K1.*

I supporti tipo K2 sono realizzati in polietilene ad alta densità come il tipo K1, presentando dunque la stessa densità di 0.95-0.96 g/cm<sup>3</sup>. Le dimensioni sono maggiori rispetto al tipo K1, infatti presentano un'altezza ed un diametro di 15 mm. La superficie specifica offerta dai supporti KMT tipo K2 è pari a 475 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>, inferiore a quella offerta dal tipo K1, e la superficie specifica disponibile all'attecchimento è pari a 315 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>. Il grado di riempimento massimo applicabile, analogamente ai supporti tipo K1, è pari al 70%, di conseguenza la superficie specifica per 1 m<sup>3</sup> di reattore biologico è pari a 220 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>. di seguito, in figura 2.9 si riporta una rappresentazione degli elementini KMT tipo K2.



*Figura 2.9. Forma degli elementini KMT tipo K2.*

In generale i supporti KMT sono impiegati sia in processi aerobici, sia in processi anaerobici o anossici. Le configurazioni sono quelle dei sistemi a biomassa adesa puri, ovvero senza ricircolo del fango dalla vasca di sedimentazione; l'unità di sedimentazione finale deve essere sempre presente perché è necessario rimuovere le pellicole di spoglio che si staccano dai supporti. Tuttavia nella nitrificazione terziaria si ha la possibilità di non prevedere la sedimentazione secondaria, in virtù delle basse concentrazioni di solidi sospesi che si hanno in questo processo. I supporti KMT sono utilizzati come sistemi di trattamento sia per le acque reflue urbane che per le acque reflue industriali, quali cartiere o industrie agro-alimentari. Le applicazioni che, negli ultimi anni, hanno visto l'utilizzo dei supporti KMT hanno riguardato sia la progettazione di nuovi impianti che l'upgrading di impianti esistenti.

### ***2.2.3 Elementi in materiali porosi***

#### ***LINPOR***

Gli elementini utilizzati nel processo Linpor sono piccoli prismi realizzati con materiali poliuretanicici porosi a struttura reticolare e presentano un'elevata porosità, circa 15-20 pori/cm. La dimensione del lato risulta essere pari a 12 mm e a 15 mm. La densità è pari a  $0.95 \text{ g/cm}^3$  e si possono applicare con un grado di riempimento del 15-30%. Non si hanno informazioni sulla superficie specifica; grazie alle cavità di cui sono caratterizzati i supporti la colonizzazione da parte della biomassa avviene sia all'esterno che all'interno;

in un generico cubetto Linpor si è accertata la presenza di una numerosa popolazione batterica a partire dalla superficie fino ad una profondità di circa 1 mm, oltre la quale si verifica una considerevole caduta della densità cellulare andando verso il centro del cubetto. Tale biomassa adesa sui cubetti può far aumentare fino a due volte la biomassa totale contenuta all'interno del reattore e contemporaneamente si ottiene un processo con età del fango più elevata. Il processo che adopera questi elementini di riempimento, detto processo LINPOR, è adatto sia per applicazioni in nuovi impianti che per il potenziamento ed il rifacimento di impianti esistenti, spesso senza la necessità di addizionali opere civili. In figura 2.10 è indicata la forma degli elementini Linpor.



*Figura 2.10. Elementini Linpor*

Gli elementini Linpor, sviluppati dalla società tedesca Linde AG di Höllriegelskreuth, sono utilizzati dalla Sernagiotto Technologies S.p.A, che ha sede a Casteggio in provincia di Pavia. Le applicazioni tipiche del processo linpor sono le seguenti:

- LINPOR-C: con tale processo vengono rimossi i composti a base di carbonio. Si sono riscontrati particolari vantaggi specialmente nel trattamento dei reflui industriali con tendenza al bulking, come ad esempio l'industria della carta. Lo schema di questo processo è indicato in figura 2.11.

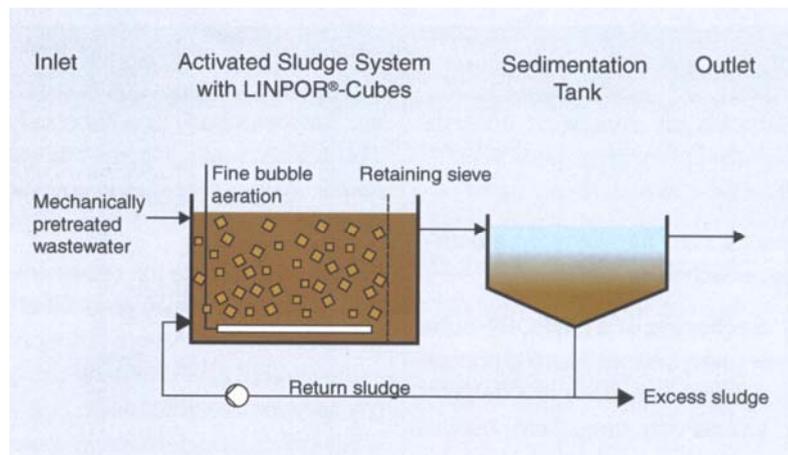


Figura 2.11. Processo LINPOR-C.

- LINPOR-CN: particolarmente indicato per le applicazioni municipali che devono essere potenziati, non solo per l'eliminazione dei composti carboniosi ma anche quelli azotati; questi due composti vengono degradati simultaneamente. In genere gli stadi di nitrificazione e di denitrificazione, rappresentati rispettivamente con N e DN in figura 2.12, possono essere implementati senza la costruzione di nuove vasche.

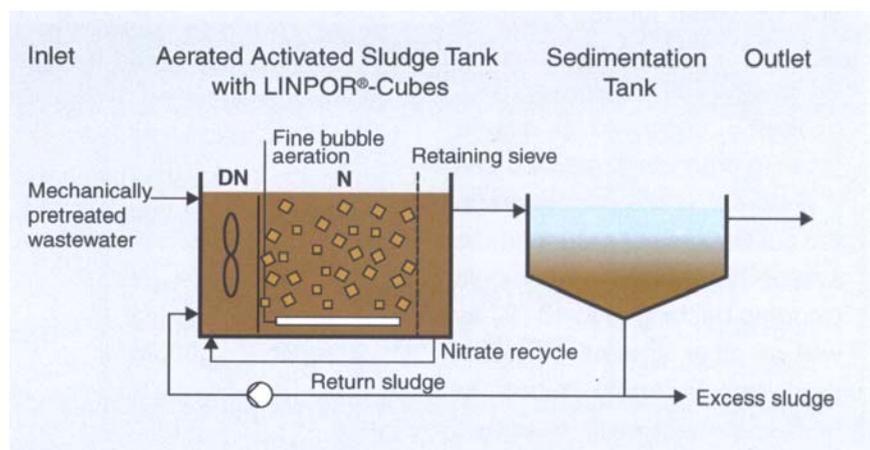


Figura 2.12. Processo LINPOR-CN

- LINPOR-N: non prevede né un successivo bacino di sedimentazione né un sistema di ricircolo fanghi. E' utilizzato come tecnica di applicazione per la post-nitrificazione ed anche per l'eliminazione delle sostanze a bassa biodegradabilità. Si può anche ridurre il carico di

fosfati nell'effluente dosando appropriati precipitati chimici. Una rappresentazione di tale schema è indicata in figura 2.13.

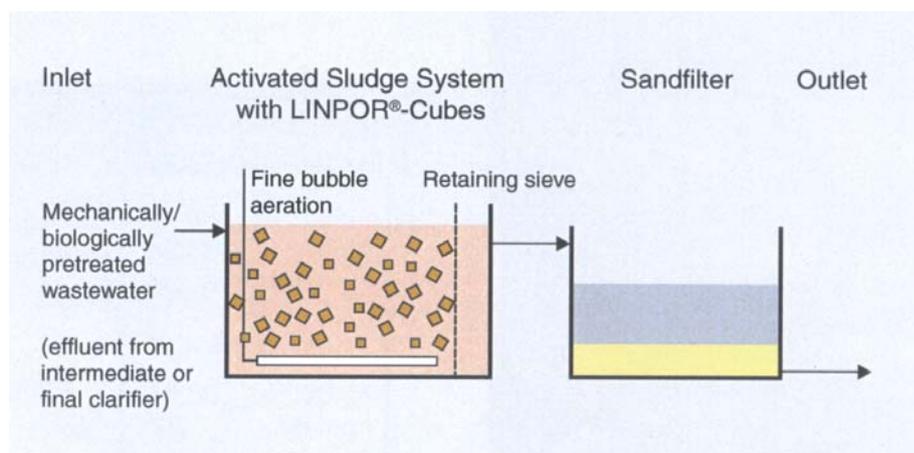


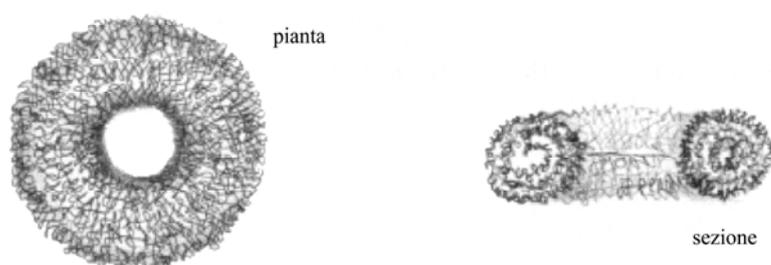
Figura 2.13. Processo LINPOR-N

### CAPTOR

Lo sviluppo degli elementi Captor, prodotti alla fine degli anni '70 presso il Dipartimento di Ingegneria Chimica dell'Università di Manchester in Gran Bretagna, era inizialmente mirato all'applicazione dei sistemi a biomassa adesa in processi di fermentazione industriale con letti fluidizzati, con lo scopo di incrementare al massimo la quantità di biomassa attiva nel reattore biologico. Dopo i primi risultati su diverse tipologie di supporti è stato brevettato nel 1982 dalla Simon-Hartley Ltd di Stoke-on-Trent in Gran Bretagna, con brevetto mondiale. Di seguito si descrivono le tre diverse tipologie di supporti Captor sviluppati.

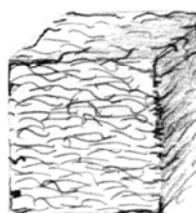
- Toroidi in polipropilene: costituiscono la prima tipologia di supporti Captor; avevano diametro esterno di 53 mm e diametro interno pari circa a 12 mm. Realizzati in polipropilene con densità di  $0.91 \text{ g/cm}^3$  e porosità pari a 0.92. Sulla base di diversi test effettuati su questo tipo di elementini si è potuta valutare la possibilità di movimentazione in funzione della quantità di elementini aggiunti e misurare la quantità di energia richiesta per l'insufflazione d'aria che garantisce la movimentazione. La massima quantità di toroidi che si poteva inserire nel reattore biologico era pari a circa 9000 toroidi per  $\text{m}^3$ , in quanto

concentrazioni superiori causavano problemi di intasamento a causa dei fenomeni di impaccamento dei supporti sul fondo o in superficie. Lo sviluppo della biomassa sui toroidi aveva valori pari a 11 g ST/l. La forma di questo tipo di elementino causava l'instaurarsi di condizioni anaerobiche nelle zone interne dei supporti stessi, diminuendo così l'efficienza di nitrificazione, anche con bassi valori di carico del fango. Si è pensato quindi allo sviluppo di elementini di forma diversa. In figura 2.14 si riporta la forma dei toroidi Captor.



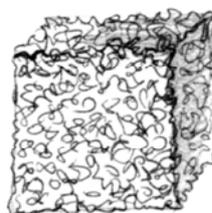
*Figura 2.14. Forma dei toroidi in polipropilene Captor.*

- Prismi in polipropilene: più deformabili e caratterizzati dalla presenza di pori più piccoli rispetto ai toroidi. la porosità era di 0.97 per gli elementini aventi dimensioni pari a  $25*25*12 \text{ mm}^3$ , e pari a 0.95 per quelli di dimensioni pari a  $25*25*6 \text{ mm}^3$ . La loro forma rende molto più facile la movimentazione all'interno del reattore, consentendo quindi il risparmio energetico legato alla quantità d'aria insufflata. Dopo la colonizzazione i prismi in polipropilene potevano presentare una densità leggermente maggiore di quella dell'acqua e dunque si potevano riscontrare problemi di movimentazione. La dimensione dei pori aveva una notevole influenza nell'efficienza del processo; in particolare essi non dovevano essere troppo piccoli. Questi particolari hanno portato allo sviluppo di questo tipo di supporto utilizzando un altro materiale in sostituzione del polipropilene. In figura 2.15 si ha una rappresentazione dei prismi Captor in polipropilene.



*Figura 2.15. Forma dei prismi Captor in polipropilene.*

- Prismi in spugna poliuretana: sono la tipologia di elementini Captor che hanno sostituito quelli realizzati in polipropilene; la struttura reticolare è risultata a minore porosità, e le dimensioni sono analoghe a quelle dei prismi in polipropilene,  $25*25*12.5 \text{ mm}^3$ . La densità che si registra dopo la colonizzazione raggiunge valori pari circa ad 1 e non sono stati osservati particolari difficoltà a mantenere gli elementini in sospensione. Lo sviluppo della pellicola biologica si ha sia sulla superficie esterna che nelle cavità interne, e il grado di riempimento con cui sono applicati è pari al 30%, corrispondente a circa 40000 elementini per  $\text{m}^3$ . Nell'utilizzo degli elementini Captor la concentrazione di biomassa nel reattore biologico è mantenuta pari a 6-14 gST/l; per mantenere tale concentrazione ai valori desiderati è necessario effettuare periodicamente un trattamento di pulizia degli elementini. La forma dei supporti Captor in schiuma poliuretana è indicata in figura 2.16.



*Figura 2.16. Forma dei prismi in schiuma poliuretana.*

## 2.3 Parametri caratteristici dei reattori

In tabella 2.1 sono riassunte alcune caratteristiche delle diverse tipologie di materiali di riempimento utilizzati nei reattori a letto mobile, con indicazione del grado di riempimento consigliato.

	Tipo	Materiale	Dimensioni	Densità	porosità	Superficie specifica	Grado di riempimento
ELEMENTI RIGIDI A CANALE APERTO	Natrix C	Polietilene	Diametro 31-35 mm; Altezza 31 mm.	1,02 g/cm <sup>3</sup>	-	210-390 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	65%
	Natrix M	Polietilene	Diametro 52-64 mm; Altezza 50 mm.	1,02 g/cm <sup>3</sup>	-	200 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	65%
	Natrix O	Polietilene	Diametro 60 mm; Altezza 50 mm.	1,02 g/cm <sup>3</sup>	-	300 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	65%
	Flocor RMP	Polipropilene	Diametro 15-20 mm; Altezza 20-30 mm.	0,92-0,96 g/cm <sup>3</sup>	0,94	160 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	70%
	Flocor RMP-HSP	Polipropilene	Diametro 15-20 mm; Altezza 20-30 mm.	1,00-1,04 g/cm <sup>3</sup>	0,94	285 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	85%
	Flocor RMP-BCN	Polipropilene	Diametro 23-26 mm; Altezza 20-30 mm.	1,00-1,04 g/cm <sup>3</sup>	0,95	285 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	85%
	Flocor RMP-BCN	Polipropilene	Diametro 23-26 mm; Altezza 20-30 mm.	1,00-1,04 g/cm <sup>3</sup>	0,95	285 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	85%
	Flocor RMP-BCN	Polipropilene	Diametro 23-26 mm; Altezza 20-30 mm.	1,00-1,04 g/cm <sup>3</sup>	0,95	285 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	85%
	KMT-K1	Polietilene	Diametro 10 mm; Altezza 7 mm.	0,95 g/cm <sup>3</sup>	0,805	500 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	70%
	KMT-K2	Polietilene	Diametro 15 mm; Altezza 15 mm.	0,95 g/cm <sup>3</sup>	-	315 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	70%
	Meteor C	Polietilene	Diametro 40 mm; Altezza 45 mm.	0,97 g/cm <sup>3</sup>	0,90	220 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	40%
	Meteor CN/N/3N	Polietilene	Diametro 10 mm; Altezza 7 mm.	0,97 g/cm <sup>3</sup>	0,85	550 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	60%
ELEMENTI IN MATERIALI POROSI	Captor	Poliuretano	25*25*12,5 mm <sup>3</sup>	1,00 g/cm <sup>3</sup>	0,97	-	30%
	Meteor CN/N/3N	Poliuretano	12*12*12 mm <sup>3</sup> - 15*15*15 mm <sup>3</sup>	0,95 g/cm <sup>3</sup>	15-20 pori/cm	-	15-30%

Tabella 2.1. Caratteristiche dei materiali di riempimento

I principali parametri di cui è opportuno tener conto nella realizzazione dei reattori a letto mobile sono:

- Il grado di riempimento;
- Il grado di vuoto;

- Il grado di spostamento della fase liquida;
- La superficie specifica del materiale di riempimento;
- La superficie specifica del reattore.

Questi parametri possono variare a seconda del mezzo di riempimento scelto o, per il medesimo mezzo di riempimento, a seconda delle applicazioni. Per la definizione di tali parametri è necessario, inizialmente, introdurre le seguenti grandezze, i cui significati sono meglio comprensibili se si osserva la figura 2.17:

- $V_S$  : volume apparente (pieni + vuoti) occupato dal mezzo di supporto nella vasca vuota, che si misura in  $m^3$ ;
- $V_P$  : volume effettivo (solo pieni) occupato a secco dal mezzo di supporto, che si esprime in  $m^3$ ;
- $V_L$  : volume della fase liquida in vasca prima dell'aggiunta del riempimento, che si esprime in  $m^3$ ;
- $V_{tot}$  : volume totale della vasca (fase liquida + fase solida), fino al livello di riempimento massimo, che si misura in  $m^3$ .

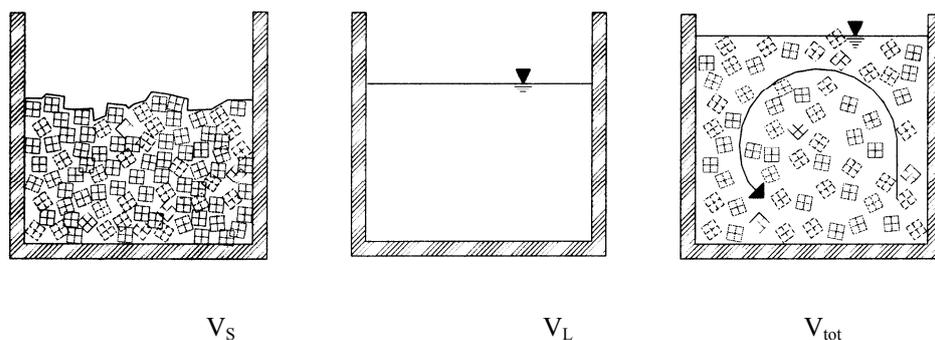


Figura 2.17. Grandezze utili per definire i parametri dei sistemi MBBR.

Il Grado di riempimento rappresenta il rapporto tra il volume apparente (pieni + vuoti) del mezzo di supporto ed il volume totale. Si indica con  $f_s$  ed è espresso in  $m^3/m^3$  oppure in percentuale. In pratica rappresenta la “concentrazione” di elementini mobili nel volume totale del reattore; si calcola mediante la seguente relazione:

$$f_S = \frac{V_S}{V_{tot}} = \frac{V_S}{V_L + V_P}$$

in cui i simboli hanno il significato già indicato. Il valore del grado di riempimento può variare teoricamente da 0 a 1, ed in particolare risulta,  $f_S = 0$  per  $V_S = 0$ , cioè nel caso in cui non siano presenti elementini mobili nel reattore; risulta invece  $f_S = 1$  per  $V_S = V_{tot}$ , ovvero quando il materiale di riempimento (inteso come pieni + vuoti) occupa tutto il volume del reattore. In realtà nel caso in cui  $f_S = 1$  non si parla più di reattori a letto mobile, in quanto gli elementini non sono in grado di muoversi liberamente all'interno del reattore: la configurazione si riduce quindi a quella di un reattore a letto fisso.

Affinché possa essere garantito il movimento degli elementini il grado di riempimento deve essere inferiore o uguale ad un valore massimo (specifico per ogni tipo di materiale di riempimento), che costituisce il limite oltre il quale è impossibile ottenere la completa miscelazione del reattore. Tipicamente per la maggior parte dei materiali di riempimento il massimo grado di riempimento è pari a 0.7, ma esistono supporti per i quali è indicato un grado di riempimento massimo di 0.3.

Il Grado di vuoto rappresenta il rapporto tra il volume della fase liquida presente in vasca ed il volume totale del reattore; si indica con  $f_V$  e la relazione che ne permette la determinazione è la seguente:

$$f_V = \frac{V_L}{V_{tot}} = \frac{V_L}{V_L + V_P}$$

E' espresso in  $m^3/m^3$  o in percentuale. Teoricamente  $f_V$  potrebbe assumere valori compresi tra 0 ed 1, ma in realtà il valore 0 sta ad indicare che all'interno del reattore c'è solo materiale di riempimento in assenza di

fase liquida ( $V_L = 0$ ) e quindi non ha nessun significato. D'altra parte il parametro  $f_V$  assume valore pari ad 1 per  $V_L = V_{tot}$ , cioè nel caso limite in cui non siano presenti elementini mobili all'interno del reattore. Tipicamente nella maggior parte dei tipi di materiale di riempimento il grado di vuoto assume valori prossimi a 0.9. E' importante infatti che il materiale di supporto sia caratterizzato da valori elevati del grado di vuoto in modo da ottenere maggiori tempi di ritenzione da parte della fase liquida a parità di volume del reattore; minore volume del reattore a parità di tempo di ritenzione e assenza di problemi di intasamento.

Il Grado di spostamento della fase liquida rappresenta il rapporto tra il volume occupato dal mezzo di supporto (inteso come solo pieni) ed il volume totale del reattore; si indica con  $f_P$  e si determina secondo la seguente espressione:

$$f_P = \frac{V_P}{V_{tot}}$$

ma potendo esprimere

$$V_P = V_{tot} - V_L$$

si ottiene

$$f_P = \frac{V_{tot} - V_L}{V_{tot}} = 1 - \frac{V_L}{V_{tot}}$$

si vede dunque che il grado di spostamento della fase liquida è il complemento ad 1 del grado di vuoto del reattore, cioè:

$$f_P = 1 - f_V$$

La Superficie specifica del materiale di riempimento rappresenta la superficie, riferita ad 1 m<sup>3</sup> di materiale di riempimento sfuso, che è disponibile per la colonizzazione batterica. E' indicata con il simbolo  $S_{SP}$  e si misura in m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> di materiale di riempimento. Tale parametro viene dichiarato al momento dell'acquisto del materiale di riempimento, ma è indipendente da

come il materiale stesso verrà impiegato nel reattore biologico. Per tener conto di questo fatto si introduce anche un altro parametro,  $S_s$ , ovvero la superficie specifica del reattore.

La Superficie specifica del reattore rappresenta la superficie specifica disponibile per l'adesione della pellicola biologica all'interno del reattore, si esprime in  $m^2/m^3$  di reattore e si indica come  $S_s$ . Si può calcolare tenendo conto del grado di riempimento e della superficie specifica del materiale di riempimento, utilizzando la seguente relazione:

$$S_s = f_s * S_{sp}$$

La superficie specifica è un parametro che non è disponibile per la totalità dei tipi di materiali di riempimento esistenti in commercio, ma solo per quelli realizzati con forma prismatica e in materiali rigidi, per i quali è possibile una misura diretta della superficie. Per altri tipi di materiali di riempimento invece, come ad esempio quelli realizzati in materiali spugnosi, non è possibile effettuare questa misura a causa della struttura reticolare e delle numerose cavità presenti. In questo caso, per quantificare la presenza degli elementini nel reattore, si utilizza quindi solo il grado di riempimento.

#### **2.4 Tipologie degli impianti MBBR**

I reattori a biomassa adesa mobile possono essere realizzati con o senza ricircolo del fango dall'unità di sedimentazione secondaria. Nel caso non sia previsto il ricircolo i reattori a biomassa adesa si definiscono puri, mentre nel caso in cui i fanghi vengano ricircolati si parla di reattori a biomassa adesa ibridi o a biomassa mista (cioè adesa + sospesa).

Nei reattori puri il sedimentatore finale viene raggiunto solo dalle pellicole di spoglio ed è possibile sostituire il comparto di decantazione anche con un flottatore o con uno stadio di filtrazione. I fanghi separati sono poi destinati

alla linea di trattamento fanghi.

Nei reattori ibridi, invece, una parte dei fanghi separati nella sedimentazione finale viene ricircolata in testa al reattore biologico, mentre un'aliquota viene estratta come fanghi di supero e inviata alla linea trattamento fanghi.

### 2.4.1 Impianti MBBR puri

I reattori a letto mobile puri sono stati applicati per molteplici obiettivi di trattamento delle acque reflue. Si tratta per lo più di configurazioni destinate alla rimozione dell'azoto che implementano quindi la nitrificazione e la denitrificazione.

Non mancano applicazioni rivolte alla rimozione del carbonio, soprattutto nel caso di pre-trattamento ad alto carico, come sgrossatura prima di altri trattamenti secondari o nell'upgrading di impianti sovraccaricati.

Le configurazioni principali realizzabili per gli impianti a letto mobile sono quelle per la rimozione dei substrati carboniosi, quelle per la nitrificazione e quelle per la denitrificazione. In figura 2.18 si indicano i diversi comparti costituenti gli impianti di tipo MBBR.

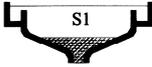
rappresentazione	descrizione
	griglia grossolana o fine
	dissabbiatore e/o disoleatore
	sedimentatore primario o comparto di pre-precipitazione
	sedimentatore secondario
	reattore MBBR aerobico (con insufflazione d'aria)
	reattore MBBR anossico (con miscelatori meccanici)
	pompa per ricircolo

Figura 2.18. Rappresentazione e definizione dei singoli comparti

### Configurazioni per la rimozione dei substrati carboniosi

Per la rimozione della sostanza organica nei reattori a letto mobile si prevedono generalmente uno o due stadi in serie, come schematizzato in figura 2.19.

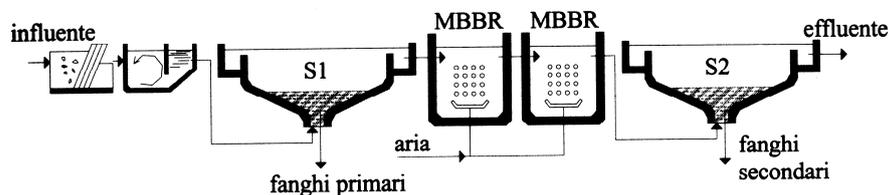


Figura 2.19. Configurazione a due stadi per la rimozione della sostanza organica

La funzione dei due stadi è quella di ottenere un alto rendimento di abbattimento nel primo stadio che opera ad alto carico, ed un affinamento invece nel secondo, che opera più basso carico. Nel primo stadio si ha un abbattimento rapido del COD solubile velocemente biodegradabile, mentre nel secondo si ha il completamento della rimozione dei substrati lentamente biodegradabili che richiedono una preventiva idrolisi.

Può essere utile disporre, a monte del reattore a letto mobile, una sedimentazione primaria per rimuovere i solidi sospesi sedimentabili e, quindi, abbassare il contenuto di sostanza organica che raggiunge il reattore MBBR, con una conseguente riduzione dei volumi occupati. Se la produzione di fanghi primari ad alta putrescibilità causasse difficoltà gestionali nella linea fanghi, la sedimentazione può essere sostituita da uno staccio a maglia fine. La configurazione a due stadi è applicata soprattutto a reflui industriali caratterizzati da un elevato contenuto organico e da bassa presenza di nutrienti, più rara è invece l'applicazione di questo schema a reflui civili che devono subire trattamenti di nitrificazione e/o di denitrificazione.

La configurazione ad uno stadio, indicata in figura 2.20, è applicata soprattutto come pretrattamento ad alto carico a monte di un comparto a fanghi attivi. E' utilizzata nel caso di impianti a fanghi attivi preesistenti, che devono essere potenziati. Il pre-trattamento ad alto carico permette di rimuovere gran parte della sostanza organica, consentendo una diminuzione

del carico del fango nel comparto a fanghi attivi, che in questo modo può raggiungere le condizioni per far avvenire la nitrificazione. Anche in questo caso la sedimentazione primaria può essere presente oppure sostituita da una staccatura fine. Come rappresentato in figura 2.20, può essere presente o meno la sedimentazione intermedia tra reattore MBBR e fanghi attivi. Tale unità di sedimentazione va inserita se non si vuole influenzare l'età del fango del comparto a fanghi attivi; infatti se nel reattore a fanghi attivi vengono immerse le pellicole di spoglio del reattore MBBR, si ha una maggiore produzione di fanghi di supero, che dovranno essere estratti con maggiore frequenza, portando ad una diminuzione dell'età del fango. D'altra parte, il vantaggio di non avere la sedimentazione intermedia è costituito principalmente dalla riduzione dei costi di investimento.

Nel trattamento delle acque reflue ad alto carico mediante sistemi MBBR si possono ottenere buoni rendimenti di rimozione con basso tempo di ritenzione idraulico; si potrebbero avere però potenziali problemi nella separazione delle pellicole di spoglio nell'unità di sedimentazione secondaria. Per risolvere questo problema può essere necessario favorire la sedimentabilità dei solidi sospesi con l'aggiunta di coagulanti quali sali di alluminio o di ferro.

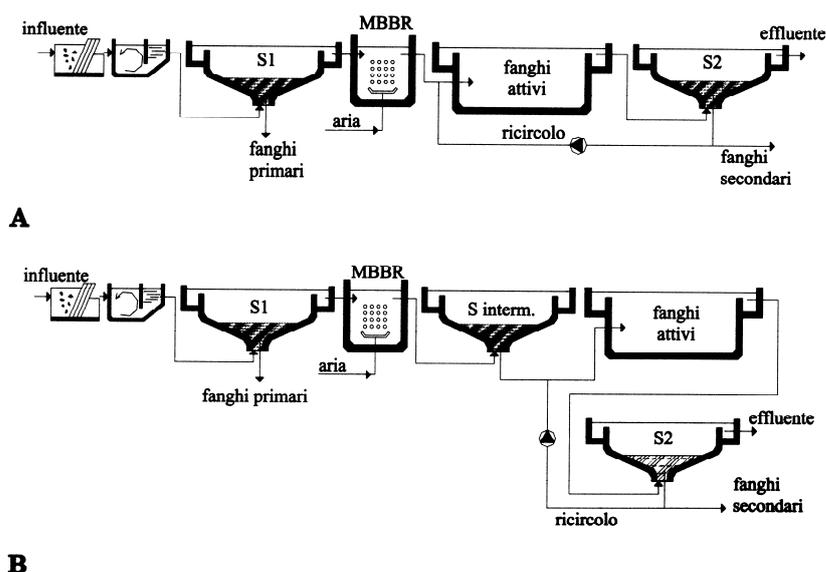


Figura 2.20. Configurazione ad uno stadio per il pre-trattamento ad alto carico a monte di un comparto a fanghi attivi: (A) senza sedimentazione intermedia; (B) con sedimentazione intermedia.

### Configurazioni per la nitrificazione

I sistemi a letto mobile sono stati vantaggiosamente applicati per ottenere la nitrificazione. Per ottenere buoni rendimenti di nitrificazione nei sistemi a biomassa adesa è necessaria una preliminare rimozione della sostanza organica per evitare competizioni tra batteri eterotrofi e nitrificanti nell'utilizzo dell'ossigeno. L'abbattimento della sostanza organica può essere ottenuta predisponendo a monte del reattore di nitrificazione una precipitazione chimica (Figura 2.21) oppure uno stadio MBBR ad alto carico. L'aggiunta di reattivi a base di ferro e alluminio favorisce la flocculazione nell'unità di sedimentazione primaria e quindi una maggiore rimozione della sostanza organica. Per realizzare la nitrificazione sono sufficienti due stadi MBBR: il primo per completare la rimozione della sostanza organica, in particolare il COD solubile che non è stato rimosso nella sedimentazione primaria, ed il secondo per la nitrificazione.

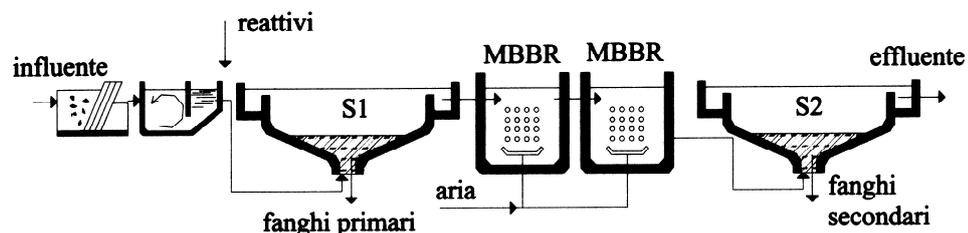


Figura 2.21. Configurazione per la nitrificazione con precipitazione chimica a monte

Nel caso in cui non sia prevista l'aggiunta di reattivi a monte della sedimentazione primaria, per ottenere una buona nitrificazione, si può realizzare un sistema a letto mobile con tre stadi, dei quali il primo, ad alto carico, ha la funzione di rimuovere la sostanza organica, il secondo ne completa la rimozione, mentre nel terzo avviene la nitrificazione. Lo schema di tale configurazione è indicato in figura 2.22.

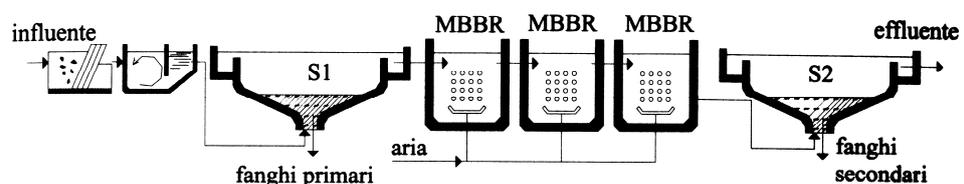


Figura 2.22. Configurazione per la nitrificazione con 3 reattori MBBR.

Una configurazione di questo tipo viene detta multi-stadio. Ogni reattore si specializza per una determinata funzione di trattamento; ad esempio nel primo reattore saranno presenti esclusivamente batteri eterotrofi, mentre nell'ultimo saranno presenti prevalentemente i batteri nitrificanti.

Un'ulteriore configurazione utilizzata per i trattamenti di nitrificazione è rappresentata da reattori a letto mobile posti a valle di un impianto a fanghi attivi. In tal caso si tratta di trattamenti per la nitrificazione terziaria, che risultano abbastanza vantaggiosi nel caso si debbano operare upgrading di impianti esistenti sovraccaricati e non più in grado di garantire la nitrificazione del liquame effluente. Lo schema di questa configurazione è indicato in figura 2.23, in cui si può osservare che i reattori a letto mobile, utilizzati per la post-nitrificazione sono due, ma può essere prevista anche una configurazione in cui sia presente un solo reattore MBBR.

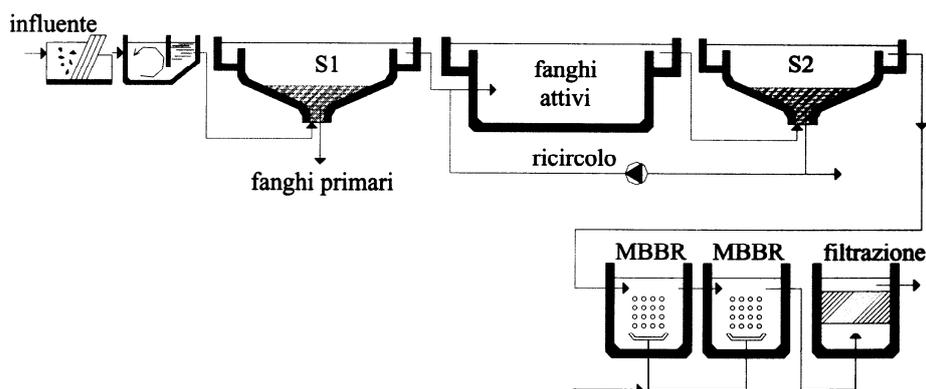


Figura 2.23. Configurazione per la post-nitrificazione con reattori MBBR

In configurazioni di questo tipo non si hanno competizioni tra i diversi tipi di batteri, come ad esempio i batteri eterotrofi ed autotrofi, di conseguenza si ottengono le massime velocità di nitrificazione. In figura 2.23 si può osservare che a valle dei reattori di post-nitrificazione si ha un'unità di filtrazione; tranne nel caso in cui si abbiano limiti allo scarico molto restrittivi, questa unità può anche essere evitata, grazie alle bassa concentrazione di solidi prodotti nel reattore a letto mobile nitrificante, che è compatibile, di solito, con i limiti di legge e ciò consente quasi sempre di evitare la realizzazione dell'unità di sedimentazione secondaria.

### Configurazioni per la denitrificazione

Le configurazioni dei sistemi a letto mobile per la denitrificazione possono essere realizzati con diverse soluzioni impiantistiche, ad esempio:

- Pre-denitrificazione;
- Post-denitrificazione;
- Denitrificazione combinata.

Lo schema con il quale si può ottenere la pre-denitrificazione, indicato in figura 2.24, prevede l'installazione dell'unità di sedimentazione primaria che da una parte realizza la rimozione di gran parte dei solidi sospesi che potrebbero causare l'intasamento sia dei supporti che delle griglie, con i noti problemi già descritti, e dall'altra realizza la rimozione di buona parte della sostanza organica, utile per il processo di denitrificazione che dovrà avvenire nel reattore biologico.

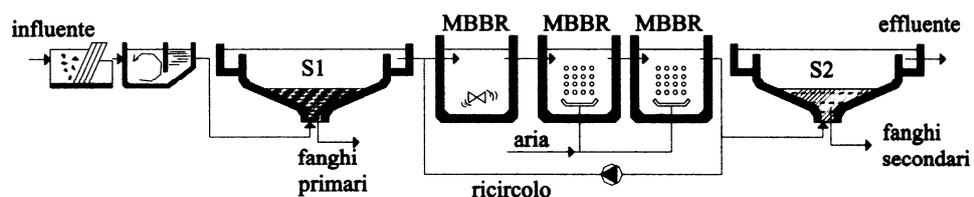


Figura 2.24. Configurazione di reattori MBBR per la pre-denitrificazione

Tuttavia gli schemi di pre-denitrificazione con reattori a letto mobile non permettono di raggiungere elevati rendimenti di rimozione dell'azoto per due motivi principali:

1. la quantità di sostanza organica rapidamente biodegradabile presente nel refluo influente nel reattore a letto mobile potrebbe essere insufficiente per supportare pienamente il processo di denitrificazione, anche perché l'idrolisi dei substrati particolati richiede tempi piuttosto lunghi e quindi non compatibili con i tempi di ritenzione idraulica nei compartimenti biologici dei reattori a letto mobili.
2. effettuando il ricircolo, soprattutto se in quantità elevata, dei liquami a valle dei compartimenti di nitrificazione, si potrebbe causare il

peggioramento della capacità di denitrificazione, dovuto alle competizioni legate all'assorbimento degli elettroni tra l'ossigeno presente ed i nitrati.

Maggiori velocità di denitrificazione si possono ottenere, in genere, con lo schema di post-denitrificazione ed aggiunta di substrati carboniosi esterni, quali etanolo, acetato o metanolo (quest'ultimo è quello più spesso utilizzato in quanto ha un costo più competitivo), come indicato in figura 2.25.

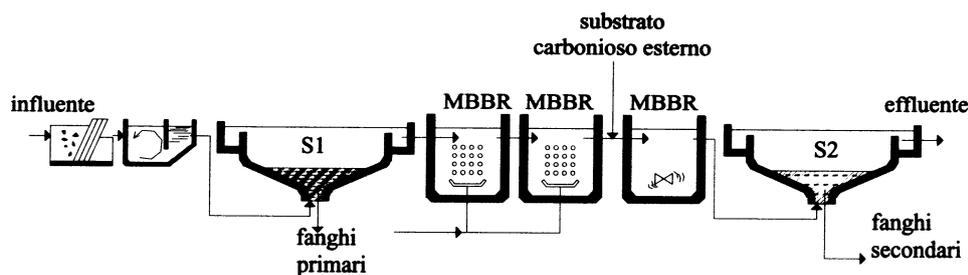


Figura 2.25. Configurazione per la post-denitrificazione con reattori MBBR

Una configurazione di questo tipo, nonostante comporti un aumento dei costi legato all'aggiunta del substrato esterno, offre importanti vantaggi quali:

- controllo ottimale del processo e delle caratteristiche del liquame effluente, avendo cioè la possibilità di controllare le concentrazioni di azoto totale.
- Minimizzazione dei volumi dei reattori, che risultano minori anche del 40-50% rispetto ai reattori impiegati nelle configurazioni di pre-denitrificazione, risparmiando così nei costi di investimento sia delle opere civili che dei mezzi di riempimento.

Per ovviare allo svantaggio delle configurazioni di post-denitrificazione che, come già detto, è legato ai costi dei substrati carboniosi esterni da aggiungere, si può adottare una configurazione in cui avviene la denitrificazione combinata (pre- e post-denitrificazione), indicata in figura 2.26, che permette di ottimizzare i consumi di carbonio. In tal modo si può sfruttare la parte di substrato rapidamente biodegradabile presente nel liquame in ingresso ottimizzando, mediante la post-denitrificazione, l'efficienza di

rimozione dell'azoto totale, dosando l'aggiunta dei substrati carboniosi esterni in funzione delle concentrazioni residue di nitrati.

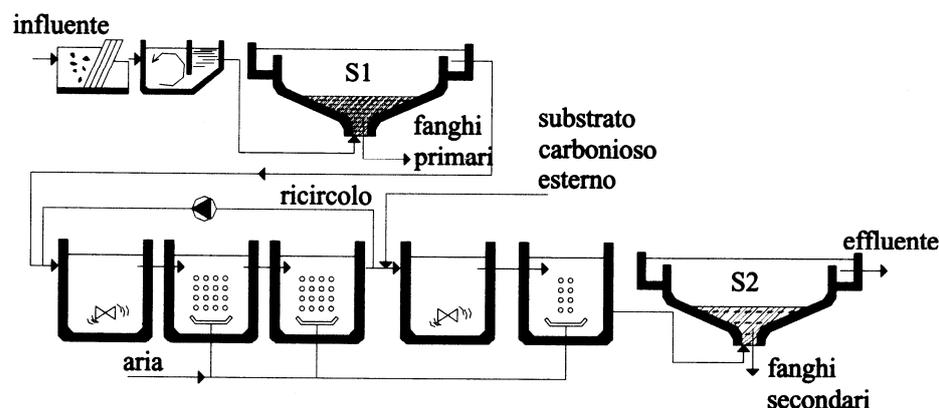


Figura 2.26. Configurazione per la denitrificazione combinata con reattori MBBR

Tale configurazione permette di realizzare impianti molto flessibili sfruttando i vantaggi offerti dalle due configurazioni di pre e post denitrificazione; infatti oltre al risparmio legato al minor dosaggio di substrato carbonioso esterno nella post-denitrificazione sostituito con il carbonio rapidamente biodegradabile presente nel refluo in ingresso, permette di lavorare con basse portate di ricircolo della miscela aerata, minimizzando l'apporto di ossigeno nel comparto di denitrificazione. La concentrazione di nitrati residua non rimossa nella pre-denitrificazione verrà rimossa nel comparto finale di post-denitrificazione, dove l'aumento della cinetica di rimozione che si può ottenere con l'aggiunta di un substrato esterno rapidamente biodegradabile, permette una riduzione dei volumi.

Nel caso in cui si deve effettuare un intervento di upgrading di un impianto esistente in cui si vuole ottenere una rimozione dell'azoto, avendo già un buon livello di nitrificazione, si può adottare una configurazione di post-denitrificazione che prevede l'installazione di un reattore MBBR a valle dell'unità di sedimentazione secondaria, prevedendo l'aggiunta di substrato carbonioso esterno come indicato in figura 2.27.

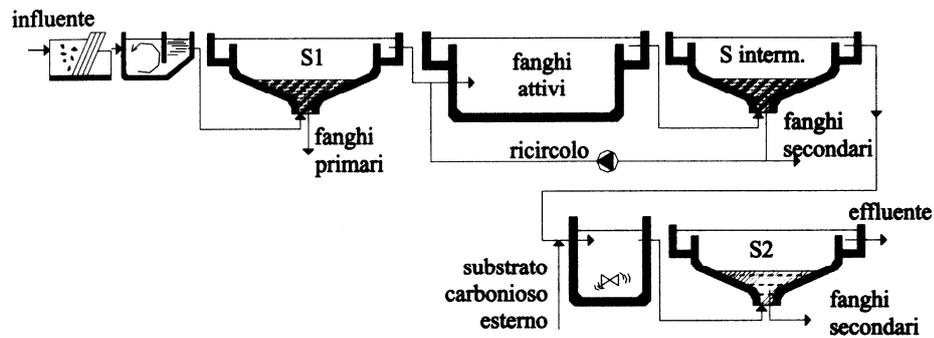


Figura 2.27. Configurazione per la post-denitrificazione con reattore MBBR a valle di un comparto a fanghi attivi

#### 2.4.2 Impianti MBBR ibridi

Le configurazioni ibride, prevedendo il ricircolo di una parte del fango della sedimentazione secondaria in testa al reattore biologico, costituiscono i sistemi a biomassa mista, cioè adesa più sospesa. In tali configurazioni sono impiegati prevalentemente i supporti di riempimento in materiale poroso, in applicazioni destinate alla rimozione della sostanza organica e per la nitrificazione. In genere i supporti vengono inseriti nel reattore con un grado di riempimento variabile tra il 15 ed il 30%, con lo scopo di potenziare la capacità di trattamento mediante l'incremento della concentrazione di biomassa nel reattore e la diminuzione del carico del fango.

Lo schema base di queste configurazioni, indicato in figura 2.28, prevede l'installazione delle griglie di contenimento per trattenere i supporti mobili, mentre la biomassa sospesa esce con l'effluente e viene poi prelevata dal fondo della vasca di sedimentazione e ricircolata in testa al reattore biologico.

Nel caso di reattori con dimensione longitudinale prevalente, caratterizzati da alte velocità di attraversamento del liquame, è necessario installare delle pompe air-lift per ottenere il ricircolo dei supporti mobili nelle sezioni iniziali del reattore biologico.

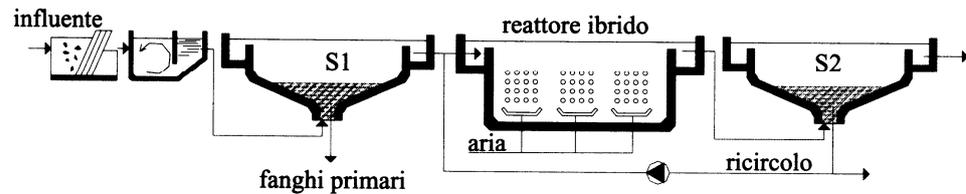


Figura 2.28: Configurazione tipica di impianti a letto mobile ibridi.

Nelle configurazioni in cui si realizzano reattori per ottenere la nitrificazione è possibile che si sviluppi simultaneamente anche un processo di parziale denitrificazione, dovuto alla formazione di zone anossiche nelle parti più profonde delle cavità dei supporti.

Molto spesso i supporti mobili realizzati in materiale poroso sono soggetti ad abrasione nelle vasche biologiche costituite da pareti in calcestruzzo e può capitare, inoltre, che alcuni elementi mobili vengano persi nella vasca di sedimentazione secondaria, a causa del fatto che la struttura deformabile, tipica degli elementi porosi, permette la fuoriuscita di alcuni di essi dalle griglie di contenimento.

I carichi applicati e rimossi nei reattori che prevedono l'utilizzo di supporti porosi sono generalmente espressi in termini volumetrici o in termini specifici per kg di solidi totali; non è possibile, infatti, esprimerli come carichi superficiali, non essendo nota, come già detto, la superficie specifica dei supporti realizzati in materiali porosi. Esprimendo però il carico in questo modo si considera che tutta la biomassa colonizzata sui supporti sia raggiunta dai substrati, il che non è realistico, soprattutto se si considera la limitazione alla diffusione dei substrati da parte della pellicola stessa.

## 2.5 Applicabilità degli impianti MBBR

### 2.5.1 Aspetti realizzativi dei reattori

Come già detto l'uso dei sistemi a letto mobile può rappresentare un'interessante alternativa nel caso di upgrading di impianti esistenti poiché

consente di aumentare il carico trattabile da un impianto o di ottenere condizioni di nitrificazione senza dover aumentare il volume delle vasche.

Soprattutto se si considerano aspetti caratteristici dei sistemi MBBR come la semplicità di esercizio ed il conseguente contenimento dei costi di gestione, l'upgrading di impianti esistenti con i sistemi a letto mobile risulta particolarmente indicato per configurazioni a fanghi attivi che dopo anni di esercizio si trovano sovraccaricate, oppure devono essere adeguate a limiti legislativi più restrittivi.

I primi interventi di upgrading sono stati effettuati negli anni '80 in Germania e negli Stati Uniti; sono stati applicati sistemi a letto mobile con elementi porosi semplicemente aggiunti alle vasche a fanghi attivi, mantenendo, in alcuni casi, anche la presenza dei fanghi attivi. Lo scopo principale di tali interventi era quello di aumentare il carico trattabile dall'impianto mediante l'incremento della biomassa presente nel reattore.

Negli ultimi anni, invece, diversi upgrading di impianti esistenti sono stati realizzati con sistemi a letto mobile mediante l'utilizzo di elementi di riempimento rigidi a canale aperto, così come anche la ricerca di nuove tipologie di elementini, al fine di ottimizzare le superfici disponibili all'attecchimento della biomassa, si è orientata ultimamente soprattutto nella direzione dei supporti rigidi a canale aperto, piuttosto che su quelli realizzati in materiali porosi.

Le diverse esperienze condotte a scala reale hanno messo in evidenza l'applicabilità dei sistemi a letto mobile per l'ampliamento o l'adeguamento di impianti esistenti, per la rimozione del carbonio e per la nitrificazione. Per la rimozione biologica del fosforo le principali esperienze riportate in letteratura sono state effettuate per lo più a scala pilota, in cui le soluzioni adottate implementano la rimozione del fosforo per via chimica, utilizzando uno stadio di pre-precipitazione o di co-precipitazione in reattori a letto mobile.

Nella quasi totalità dei casi i reattori a letto mobile sono stati applicati come reattori che operano in continuo, in maniera del tutto analoga agli impianti a fanghi attivi. Sono state però proposte anche configurazioni di impianti che prevedono l'applicazione dei sistemi a letto mobile con alimentazione discontinua; si tratta di configurazioni che applicano ai reattori MBBR la sequenza di carico/reazione/scarico, tipica dei sistemi cosiddetti SBR (Sequencing Batch Reactor). Questi sistemi si prestano bene al trattamento di reflui industriali, per la ciclicità delle fasi di lavorazione e quindi di produzione delle acque reflue e sono stati proposti, ad esempio, per il trattamento di reflui di cantine vinicole.

In generale per il trattamento delle acque reflue in un reattore a letto mobile è utile prevedere pre-trattamenti, costituiti dalla grigliatura e talvolta da uno stadio di staccatura o di sedimentazione primaria, con l'obiettivo di rimuovere gran parte dei solidi presenti nel liquame evitando problemi di intasamento delle griglie installate nel reattore biologico per il trattenimento degli elementini mobili. Inoltre, se si tratta di reflui civili, nell'ambito dei pretrattamenti può essere utile prevedere un dissabbiatore o un disoleatore, anche se la scelta di queste unità dipende più dalle caratteristiche del refluo influente che dalla presenza del reattore biologico a letto mobile.

La sedimentazione primaria è spesso utile ma non sempre indispensabile. E' utile soprattutto nei casi in cui si utilizzino impianti a letto mobile con elementi plastici di piccole dimensioni, come per esempio i supporti KMT-K1 (con luci di apertura dell'ordine di alcuni mm). Infatti, nel caso si trattino acque reflue influenti con elevato contenuto di solidi sospesi, tali elementi potrebbero essere soggetti ad intasamento, e così anche le griglie di contenimento, che presentano luci di passaggio di dimensione inferiore ai supporti. Se gli elementi plastici si occludono portano ad una notevole riduzione della superficie specifica, con una diminuzione dei rendimenti e, in alcuni casi, la riduzione della superficie totale disponibile all'attecchimento può ridursi anche per più del 60-70%.

Per il trattamento di acque reflue con elevato contenuto di solidi sospesi è consigliato l'utilizzo di supporti a canale aperto con aperture di maggiori dimensioni, quali i Natrix, i Flocor-RMP o i KMT-K2, che possono assicurare una maggiore versatilità, essendo soggetti in misura minore ad occlusioni, anche perché per questi supporti vengono installate griglie di contenimento con luci di passaggio di maggiori dimensioni e quindi con minori problemi di intasamento. Con questo tipo di supporti non è nemmeno richiesta una sedimentazione primaria del refluo in ingresso. Nel caso in cui sia necessario prevedere la sedimentazione primaria, contestualmente ad essa può risultare opportuno effettuare la pre-precipitazione chimica del fosforo. Uno stadio di pre-precipitazione delle acque reflue è possibile prevederlo anche quando si desidera rimuovere una parte significativa della sostanza organica al fine di potenziare la nitrificazione nei primi stadi aerobici dei reattori MBBR.

### ***2.5.2 Interventi per la conversione dei reattori a fanghi attivi in MBBR***

Nel caso in cui si debba effettuare un upgrading di impianti a fanghi attivi esistenti con sistemi a letto mobile, possono essere utilizzati molti comparti dell'impianto esistente apportando però alcune modifiche. Tali modifiche non riguardano interventi di grossa entità sulle opere civili ma solo piccole modifiche, in particolare sulle opere accessorie a servizio delle vasche. I principali interventi sono:

1. la divisione della vasca biologica in più comparti per, eventualmente, creare una configurazione multi-stadio, in relazione agli obiettivi che si intendono raggiungere;
2. la protezione delle pareti nelle vasche preesistenti, mediante copertura con materiali anti-abrasione, per ridurre il danneggiamento degli elementini mobili;
3. l'installazione delle griglie di contenimento degli elementini mobili, per evitare la loro fuoriuscita con l'effluente;

4. l'adeguamento del sistema di aerazione del comparto biologico, nel caso in cui si vogliano realizzare configurazioni impiantistiche di tipo aerobico;
5. l'installazione di sistemi di miscelazione meccanica nel caso si intenda realizzare configurazioni impiantistiche di tipo anossico;
6. l'adeguamento delle unità di sedimentazione secondaria per la separazione finale dei solidi.

Per quanto riguarda gli interventi per la suddivisione della vasca biologica in più comparti, mentre non si hanno problemi nel caso della realizzazione di nuovi impianti, nel caso di interventi su impianti esistenti potrebbero verificarsi dei problemi legati alla mancanza delle condizioni per poter effettuare la suddivisione delle vasche esistenti in un numero adeguato di comparti.

La protezione delle pareti è necessaria quando le vasche già esistenti siano realizzate in calcestruzzo e siano, in alcune parti, rovinate, anche perché, soprattutto nel caso si utilizzino elementini mobili di riempimento realizzati in materiale plastico si potrebbe avere un'ulteriore abrasione delle pareti della vasca in seguito agli urti dei supporti mobili. Il sistema di protezione può essere effettuato mediante piastrellamento delle pareti interne della vasca oppure mediante rivestimento con membrane sintetiche flessibili ancorate alle pareti e saldate tra loro. La movimentazione dei supporti all'interno del reattore è garantita da sistemi di agitazione meccanica nel caso si tratti di reattori anossici, mentre si ottiene la movimentazione mediante insufflazione d'aria nei reattori aerobici.

L'installazione dei sistemi di insufflazione, insieme alla installazione delle griglie e all'adeguamento dei comparti di sedimentazione secondaria, costituiscono comunque i principali interventi che permettono di ottenere la conversione degli impianti a fanghi attivi in reattori a letto mobile.

### Installazione delle griglie

Il principale intervento riguarda l'installazione delle griglie per evitare la fuoriuscita dei supporti mobili dai reattori con lo scarico del liquame. Si utilizzano spesso reti rigide in acciaio o piastre perforate che devono avere luci più piccole degli elementini, ma non eccessivamente ridotte, in quanto ciò potrebbe causare problemi di intasamento. La forma delle luci e le loro dimensioni dipendono quindi dalla tipologia di materiale di riempimento mobile che si utilizza; può essere, ad esempio, a maglie quadrate per gli elementi plastici più grandi, mentre è di forma romboidale per gli elementini caratterizzati da dimensioni minori.

Il posizionamento delle griglie va effettuato in corrispondenza della sezione di uscita finale dell'effluente e nelle sezioni di passaggio tra i vari stadi, se si tratta di configurazioni multi-stadio. Inoltre, nel caso l'alimentazione del liquame nella vasca avvenga sotto battente, si deve posizionare una griglia anche in corrispondenza del collettore di alimentazione, per evitare che si verifichino rigurgiti degli elementini rigidi a monte nei momenti in cui si abbiano valori nulli di portata in ingresso. Altro punto in cui è opportuno effettuare l'installazione delle griglie di contenimento è costituito dalle sezioni di immissione dei flussi di ricircolo, come ad esempio nel caso di ricircolo del liquame nitrificato nella configurazione di pre-denitrificazione precedentemente descritta.

In prossimità delle griglie si deve prevedere un sistema di diffusori d'aria, in maniera tale da garantire una buona movimentazione degli elementini in prossimità delle griglie. Questo previene, inoltre, anche i problemi di intasamento delle griglie stesse.

Da esperienze effettuate su reattori a letto mobile con elementini mobili di riempimento di tipo Captor, sono stati osservati accumuli di solidi sulla griglia e, per prevenirli, è opportuno disporre in corrispondenza della griglia stessa alcuni aeratori ad alta pressione. Dal momento che gli elementini Captor sono di tipo spugnoso, si è osservato che tendono ad addensarsi sulla

griglia seguendo il percorso dell'acqua effluente; per riportarli in testa al reattore si possono installare dei sistemi di tubi air-lift, grazie ai quali gli elementini vengono ricircolati in testa al reattore.

### Sistemi di insufflazione e trasferimento di ossigeno

I dispositivi che si possono installare come sistemi di insufflazione e per ottenere il trasferimento di ossigeno possono essere di diverse tipologie. Nel caso di reattori a letto mobile con elementi di riempimento Captor, ad esempio, è possibile disporre un sistema di aerazione con diffusori a bolle fini o grosse, indifferentemente.

In molte applicazioni di sistemi a letto mobile con elementini KMT, per lo più effettuate nel nord Europa, sono stati applicati tubi in acciaio forati disposti sul fondo dei reattori, al posto dei più convenzionali diffusori a piattello o tubolari. In altre applicazioni sono state utilizzate piastre di tipo Messner, disposte a tappeto sul fondo della vasca stessa, che possono arrivare a coprire anche il 75% del fondo della vasca.

La presenza degli elementini mobili all'interno del reattore biologico può influenzare anche il trasferimento dell'ossigeno all'interno dello stesso reattore. Per effettuare una valutazione di questo tipo sono stati condotti da Andreottola et al. test di ossigenazione a scala reale presso l'impianto di Mattarello in provincia di Trento. L'impianto è costituito da una vasca suddivisa in due stadi, di cui uno ad alto carico per la rimozione della sostanza organica ed un altro a basso carico per la nitrificazione. Nel reattore biologico sono stati installati dei diffusori a piattello, sia nel primo che nel secondo stadio, effettuando il test di ossigenazione nel primo stadio in diverse condizioni:

- con acqua pulita senza elementini di riempimento nel reattore;
- con acqua pulita e presenza di elementi mobili di riempimento di tipo KMT, con un grado di riempimento pari al 50%, mentre non è stato possibile effettuare il test con un grado di riempimento

pari a quello massimo consentito dai supporti KMT (70%), a causa dell'eccessivo galleggiamento dei supporti non colonizzati.

I test sono stati condotti rimuovendo preventivamente l'ossigeno disciolto mediante aggiunta di bisolfito di sodio e cloruro di cobalto, procedendo poi a riossigenazione fino al livello di saturazione. L'efficienza di trasferimento di ossigeno risulta alta sia in assenza che in presenza di elementini con grado di riempimento del 50%, ma è stato osservato che la presenza dei supporti KMT dà un incremento della velocità di trasferimento del 30% rispetto ai valori misurati in presenza della sola acqua pulita.

#### *Adeguamento della separazione finale dei solidi*

Nei sistemi a letto mobile puri, in cui è assente il ricircolo dei fanghi dalla sedimentazione secondaria, esiste la possibilità di migliorare le caratteristiche di sedimentabilità del fango sottoponendolo ad eventuali trattamenti aggiuntivi.

In generale per migliorare l'efficienza di sedimentazione può essere prevista l'aggiunta di sali di ferro o di alluminio a monte dell'unità di sedimentazione. In alcuni casi si può pensare di potenziare il convenzionale sistema di sedimentazione secondaria mediante l'installazione di tubi lamellari, in altri casi si può sostituire la vasca di sedimentazione con un'unità di flottazione o con un filtro a sabbia.

L'installazione di tubi lamellari permette di diminuire la velocità di risalita, rispetto ad una vasca di sedimentazione dello stesso volume senza tubi lamellari, garantendo quindi una più efficiente separazione dei solidi. L'installazione di vasche di sedimentazione con tubi lamellari non è molto adeguata per la separazione dei solidi in impianti a fanghi attivi, a causa dell'elevata concentrazione di solidi che arriva nell'unità di sedimentazione, mentre rappresentano un'interessante alternativa nel caso di impianti di trattamento a letto mobile, in particolare per effettuare la separazione della biomassa di spoglio in configurazioni a letto mobile puri, nei quali si ha una

bassa presenza di solidi sospesi, che in alcuni casi risultano spesso inferiori a 100 mg SST/l. La configurazione di un sistema a letto mobile con sedimentatore lamellare è indicata in figura 2.29.

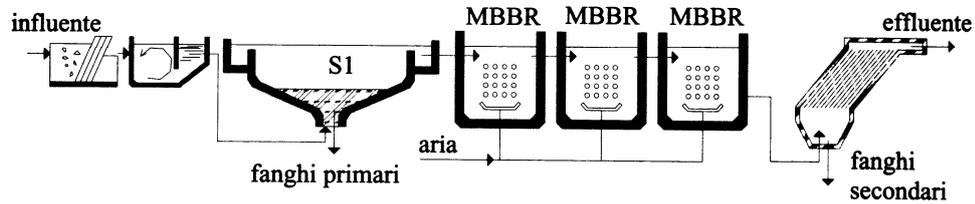


Figura 2.29. Schema di trattamento con separazione finale dei solidi costituito da un sedimentatore con tubi lamellari

La sostituzione della vasca di sedimentazione con un processo di flottazione può essere applicato per la separazione di solidi dai liquami in cui gli effluenti dall'unità biologica siano caratterizzati dalla presenza di particelle piccole o leggere che sedimenterebbero con difficoltà. Nel caso di impianti di trattamento per reflui civili è raro che si adotti, come unità di separazione dei solidi, un sistema di flottazione, che invece viene più largamente utilizzato in impianti destinati alla depurazione di liquami di tipo industriale, come ad esempio gli impianti di trattamento di reflui da cartiere, in cui molto spesso la flottazione è abbinata alla coagulazione o alla flocculazione. Uno schema di impianto che adotta la flottazione come sistema di separazione dei solidi è indicato in figura 2.30.

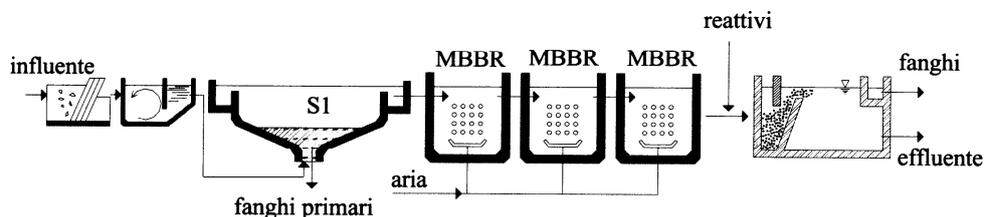


Figura 2.30. Schema di trattamento con separazione finale mediante flottazione

La sostituzione della vasca di sedimentazione secondaria con un dispositivo di filtrazione può essere effettuato nel caso in cui si abbiano bassissime concentrazioni di solidi nell'effluente. In caso contrario si avrebbero problemi legati all'eccessivo intasamento dei filtri, con necessità di effettuare

controlavaggi troppo frequenti. L'utilizzo di sistemi di filtrazione per la separazione finale dei solidi nei liquami effluenti si ha dunque quando, pur non essendo necessario nessun sistema di separazione dei solidi, grazie alle basse concentrazioni che caratterizzano i liquami, si debbano rispettare limiti molto restrittivi per gli effluenti.

## **2.6 Dimensionamento dei reattori**

Per il dimensionamento dei reattori a letto mobile, quali che siano le configurazioni che si vogliono realizzare e gli obiettivi che si vogliono raggiungere, possono essere applicati modelli matematici, che richiedono la conoscenza di un determinato numero di parametri, i quali a volte potrebbero risultare anche di difficile determinazione, e metodi empirici, basati sulle velocità di rimozione, carichi applicati e rimossi, rendimenti, ed altri parametri simili a questi, ottenibili in sperimentazioni pilota o in esperienze effettuate su impianti simili a quello in esame e quindi esperienze su scala reale.

Tra i modelli matematici si può considerare un modello di progettazione e verifica semplificato rispetto ai modelli cinetici convenzionalmente adottati nel caso dei processi a biomassa puramente adesa oppure a biomassa puramente sospesa, che tenga conto della compresenza delle due biomasse. Il modello che si esamina è quello proposto da Pastorelli et al. che si ispira al modello sviluppato da Lee, al quale sono state apportate alcune sostanziali correzioni ed integrazioni, anche per quanto riguarda lo schema dell'impianto. Si considera un unico reattore a biomassa adesa a letto mobile a miscelazione completa seguito da una vasca di sedimentazione con funzione di chiarificazione finale ovvero anche di raccolta dei fanghi di ricircolo. Lo schema dell'impianto utilizzato per lo sviluppo del modello è riportato in figura 2.31.

Oltre alla biomassa adesa, nel reattore biologico può permanere, per un certo periodo di tempo pari al tempo di ritenzione idraulica effettivo (quello cioè relativo alla sola fase liquida), una biomassa sospesa che può essere

costituita dalla biomassa di spoglio dei supporti di riempimento e dalla biomassa attiva ricircolata dalla vasca di sedimentazione secondaria.

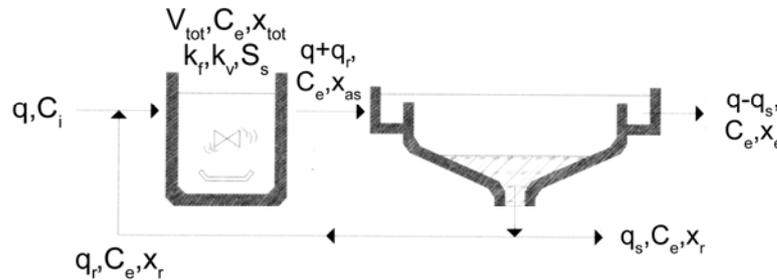


Figura 2.31. Schema di impianto utilizzato nello sviluppo del modello

I simboli utilizzati nel modello sono riportati di seguito:

$b_d$ : tasso di scomparsa delle biomasse (adesa e sospesa) [kgSS/(kgSS\*d)];

$b_s$ : tasso di distacco della biomassa adesa dal supporto [kgSS/(kgSS\*d)];

$b_{tot}$ : tasso di scomparsa complessivo della biomassa adesa [kgSS/(kgSS\*d)];

$C_e$ : concentrazione effluente del generico inquinante (substrato) [mg/l];

$C_i$ : concentrazione influente del generico inquinante (substrato) [mg/l];

$k_c$ : costante di semisaturazione della cinetica di Monod [mg/l];

$q$ : portata media giornaliera del liquame influente [m<sup>3</sup>/d];

$q_r$ : portata dei fanghi di ricircolo [m<sup>3</sup>/d];

$q_s$ : portata media giornaliera dei fanghi di supero [m<sup>3</sup>/d];

$r$ : rapporto di ricircolo dei fanghi ;

$r_a$ : velocità di rimozione del substrato su base superficiale da parte della biomassa adesa [g/(m<sup>2</sup>\*d)];

$r_c$ : massima velocità specifica di rimozione del substrato da parte della biomassa sospesa [kg/(kgSS\*d)];

$r_v$ : velocità di rimozione del substrato su base volumetrica da parte della biomassa adesa[kg/(m<sup>3</sup>\*d)];

$X_{as}$ : biomassa sospesa presente nel reattore [kgSS];

$X_{br}$ : biomassa adesa presente nel reattore [kgSS];  
 $X_s$ : crescita netta della biomassa su base giornaliera [kgSS/d];  
 $X_{tot}$ : biomassa complessiva presente nel reattore [kgSS];  
 $x_{as}$ : concentrazione della biomassa sospesa riferita al reattore [kgSS/m<sup>3</sup>];  
 $x_{as}^*$ : concentrazione della biomassa sospesa riferita alla fase liquida [kgSS/m<sup>3</sup>];  
 $x_{br}$ : concentrazione della biomassa adesa riferita al reattore [kgSS/m<sup>3</sup>];  
 $x_e$ : concentrazione dei solidi sospesi nell'effluente [mgSS/l];  
 $x_r$ : concentrazione dei fanghi di ricircolo [kgSS/m<sup>3</sup>];  
 $x_s^*$ : concentrazione delle pellicole biologiche di spoglio riferita alla fase liquida [mgSS/l];  
 $x_{tot}$ : concentrazione totale della biomassa nel reattore [kgSS/m<sup>3</sup>];  
 $Y$ : coefficiente di crescita cellulare delle biomasse [kgSS/kg<sup>1</sup>];  
 $\delta_f$ : densità media (sullo spessore) della pellicola biologica [mgSS/cm<sup>3</sup>];  
 $\eta_C$ : rendimento di rimozione del generico inquinante (substrato);  
 $k_f$ : grado di riempimento del reattore;  
 $k_v$ : grado di vuoto del reattore;  
 $S_s$ : superficie specifica;  
 $\theta$ : tempo di ritenzione idraulica riferita al reattore [h];  
 $\theta_c$ : tempo di residenza cellulare, o età del fango [d];  
 $\lambda$ : spessore medio della pellicola biologica [ $\mu$ m];  
 $\xi$ : frazione di substrato rimossa dalla biomassa adesa, o grado di attività della biomassa adesa;

Ipotizzando la contemporanea presenza di biomassa adesa e sospesa, si introduce il grado di attività della biomassa adesa  $\xi$  definito come la frazione di substrato rimossa dalla biomassa adesa. Facendo riferimento alla biomassa adesa e a quella sospesa, è possibile esprimere i bilanci di massa del substrato relativamente a ciascuna delle due biomasse che allo stato stazionario assumono le seguenti espressioni:

$$\xi[q^*(C_i - C_e)] - 1000 * r_v * V_{tot} = 0 \quad (1)$$

$$(1 - \xi) * [q^*(C_i - C_e)] - 1000 \frac{r_c C_e}{K_c + C_c} * X_{as} = 0 \quad (2)$$

Per poter applicare le relazioni appena viste è necessario definire il rendimento di rimozione del substrato  $\eta_C$ , la velocità di rimozione del substrato su base volumetrica da parte della biomassa adesa  $r_v$  e la biomassa sospesa presente nel reattore  $X_{as}$ , con le seguenti relazioni:

$$\eta_C = \frac{C_i - C_e}{C_e} \quad (3)$$

$$r_v = \frac{S_s r_a}{1000} \quad (4)$$

$$X_{as} = x_{as} V_{tot} = k_v x_{as}^* V_{tot} \quad (5)$$

si può osservare che mentre le relazioni (3) e (4) sono abbastanza ovvie, la relazione (5) merita particolare attenzione: essa esprime il fatto che la concentrazione di biomassa sospesa riferita alla fase liquida, così come viene determinata in laboratorio deve essere rapportata al volume del reattore, considerando il grado di vuoto  $k_v$ .

Combinando le relazioni (1) e (2) e tenendo conto delle relazioni (3), (4) e (5), è possibile calcolare il tempo di ritenzione idraulica  $\theta$  ed il grado di attività della biomassa adesa  $\xi$ , mediante le relazioni:

$$\theta = \frac{24V_{tot}}{q} = \frac{24\eta_C C_i}{1000 \left( k_v \frac{r_C C_e}{k_C + C_e} x_{as}^* + r_v \right)} \quad (6)$$

$$\xi = \frac{S_s r_a}{24\eta_C C_i} \theta = \frac{r_v}{k_v \frac{r_C C_e}{k_C + C_e} x_{as}^* + r_v} \quad (7)$$

Il tempo di ritenzione idraulica  $\theta$  non è il tempo di ritenzione idraulica effettivo del liquame ma un tempo convenzionale che coinciderebbe con quello effettivo se nella vasca non fossero presenti i mezzi di supporto. Questa grandezza è di fondamentale importanza, in quanto rende comparabili in modo immediato soluzioni tecnologicamente diverse come i processi a fanghi attivi ed i processi a biomassa adesa e, tra quelli a biomassa adesa, processi che si differenziano tra loro per l'utilizzo dei diversi elementini mobili di riempimento e, di conseguenza, per il diverso grado di vuoto.

Per poter applicare le relazioni (6) e (7) è necessario determinare il grado di vuoto del reattore  $k_v$ , avendo prefissato opportunamente il grado di riempimento del reattore stesso  $k_f$  e bisogna conoscere la concentrazione della biomassa riferita alla fase liquida  $x_{as}^*$ . Quest'ultima grandezza può essere espressa mediante la relazione (8), la quale considera che la biomassa sospesa sia costituita da due contributi, uno dovuto al circuito di ricircolo dei fanghi e l'altro dovuto alle pellicole di spoglio dei supporti.

$$x_{as}^* = \frac{r}{1+r} x_r + x_s \quad (8)$$

in tale relazione compare anche il rapporto di ricircolo  $r$  che è dato dalla seguente relazione:

$$r = \frac{q_r}{q} \quad (9)$$

nella relazione (8) compare inoltre il termine  $x_s^*$  che indica la biomassa sospesa dovuta alle pellicole di spoglio, ovvero rappresenta quella frazione della biomassa adesa prodotta che viene dilavata dal flusso idrico che attraversa il reattore. Essa è definita dalla relazione (10) che esprime il fatto che, a parità di biomassa rilasciata, la concentrazione della biomassa sospesa dovuta alle pellicole di spoglio decresce al crescere della portata:

$$x_s^* = \frac{Yr_v V_{tot} b_s}{k_v q b_{tot}} = Yr_v \frac{\theta}{24k_v} \frac{b_s}{b_{tot}} \quad (10)$$

Dal momento che la perdita complessiva di biomassa da parte della biomassa adesa è costituita in parte dalle pellicole di spoglio ed in parte dalla scomparsa “endogena” (Lee, 1992), allo stato stazionario la produzione di biomassa adesa compensa perfettamente le perdite ed è quindi lecito scrivere il bilancio di massa dei solidi relativo alla pellicola biologica espresso mediante la seguente relazione:

$$b_{tot} x_{br} = (b_s + b_d) x_{br} = Yr_v \quad (11)$$

dalla quale si ottiene:

$$\frac{b_s}{b_{tot}} = \frac{b_{tot} - b_d}{b_{tot}} = 1 - \frac{b_d x_{br}}{Yr_v} \quad (12)$$

con questa relazione si può esprimere meglio la biomassa sospesa dovuta alle pellicole di spoglio  $x_s^*$  mediante la seguente espressione:

$$x_s^* = (Yr_v - b_d x_{br}) \frac{\theta}{24k_v} \quad (13)$$

Per poter applicare tale relazione è necessario determinare la concentrazione della biomassa adesa riferita al volume del reattore  $x_{br}$ , che assume la seguente espressione:

$$x_{br} = \frac{\delta_f \lambda S_s}{10^6} \quad (14)$$

La relazione (6), opportunamente combinata con le relazioni (8) e (13), permette di calcolare il tempo di ritenzione idraulica e, di conseguenza, il volume del reattore biologico, note le caratteristiche del liquame influente ed effluente ( $C_i$  e  $C_e$ ), i parametri cinetici e stechiometrici ( $r_C$ ,  $k_C$ ,  $r_a$ ,  $b_d$ ,  $Y$ ) ed alcune caratteristiche costruttive e gestionali dei processi a biomassa adesa ( $k_f$ ,  $k_v$ ,  $S_s$ ,  $\delta_f$ ,  $\lambda$ ) e sospesa ( $r$ ,  $x_r$ ). Inoltre, la relazione (6) si può usare anche nei problemi di verifica quando, noto il tempo di ritenzione idraulica del reattore, si vuole stabilire quale rapporto di ricircolo della biomassa sospesa e quale tasso di riempimento del reattore adottare.

La relazione (6), così come è stata scritta è implicita in  $\theta$ , poiché la concentrazione della biomassa sospesa riferita alla fase liquida  $x_{as}^*$  dipende dal tempo di ritenzione idraulica  $\theta$ , attraverso la biomassa sospesa dovuta alle pellicole di spoglio  $x_s^*$ , come si può osservare dalla relazione (13). Di conseguenza, è possibile esprimere e risolvere la relazione (6), come equazione di secondo grado in  $\theta$ , tenendo presente che l'influenza del termine legato alla biomassa sospesa dovuta alle pellicole di spoglio  $x_s^*$ , è generalmente trascurabile, soprattutto al crescere di  $r$  ed al diminuire di  $k_f$ . Tale equazione di secondo grado in  $\theta$ , è indicata di seguito:

$$a\theta^2 + b\theta + c = 0 \quad (15)$$

dove i coefficienti  $a$ ,  $b$ ,  $c$  assumono le seguenti espressioni:

$$a = \frac{1000}{24} \frac{r_c C_e}{k_c + C_e} (Y_{r_V} - b_d x_{br})$$

$$b = 1000 \left( k_V \frac{r_c C_e}{k_c + C_e} \frac{r}{1+r} x_r + r_V \right)$$

$$c = -24\eta_c C_i$$

Una volta dimensionato il reattore è possibile calcolare il tempo di residenza cellulare  $\theta_c$ , definito come il rapporto tra la biomassa adesa + sospesa presente nel reattore e la crescita netta della biomassa adesa + sospesa su base giornaliera, secondo la seguente relazione:

$$\theta_c = \frac{X_{tot}}{X_S} = \frac{X_{br} + X_{as}}{X_S} = \frac{x_{br} V_{tot} + k_V x_{as}^* V_{tot}}{X_S} = \frac{(x_{br} + k_V x_{as}^*) V_{tot}}{X_S} = \frac{x_{tot} V_{tot}}{X_S} \quad (16)$$

la crescita netta della biomassa adesa + sospesa su base giornaliera  $X_S$ , si può ottenere effettuando un bilancio di massa dei solidi sospesi nel reattore biologico, espresso mediante la relazione seguente, in cui il contributo dovuto alla biomassa adesa è dato dalla pellicola biologica di spoglio, mentre quello dovuto alla biomassa sospesa è dato dalla crescita netta dei fanghi di ricircolo:

$$X_S = q_S x_r + (q - q_S) x_e = \left[ Y_{r_V} \frac{b_S}{b_{tot}} + k_V \frac{r}{1+r} x_r \left( \frac{Y_{r_c} C_e}{k_c + C_e} - b_d \right) \right] V_{tot} \quad (17)$$

combinando opportunamente le relazioni (16) e (17) e tenendo conto della relazione (12) si può calcolare il tempo di residenza cellulare della biomassa presente nel reattore:

$$\theta_c = \frac{x_{br} + k_v x_{as}^*}{Yr_v - b_d x_{br} + k_v \frac{r}{1+r} x_r \left( \frac{Yr_c C_e}{k_c + C_e} - b_d \right)} \quad (18)$$

Il modello proposto è valido per reattori completamente miscelati in cui sono compresenti tanto la biomassa adesa quanto quella sospesa. Si può notare che, nel caso in cui nel reattore non siano presenti elementini di riempimento, il modello assume l'aspetto tipico dei criteri di progettazione e verifica dei processi a fanghi attivi. In tal caso infatti è possibile considerare:

$$k_f = 0;$$

$$k_v = 1;$$

$$S_s = 0;$$

$$r_v = 0$$

per cui valgono le seguenti relazioni:

$$\theta = \frac{24\eta_c C_i}{1000 \frac{r_c C_e}{k_c + C_e} x_{as}} \quad (19)$$

$$\theta_c = \frac{1}{\left( \frac{Yr_c C_e}{k_c + C_e} - b_d \right)} = \frac{\theta}{\frac{24Y\eta_c C_i}{1000x_{as}} - b_d \theta} \quad (20)$$

Il modello appena descritto potrebbe far apparire oltremodo vantaggiose alcune situazioni a biomassa mista, in quanto non tiene conto esplicitamente dell'impiego della sedimentazione secondaria; si deve considerare infatti la giusta attenzione da porre alla gestione del circuito di ricircolo, sebbene nei processi a biomassa mista i problemi di sedimentabilità dei fanghi siano inferiori rispetto ai processi a fanghi attivi, in quanto si hanno solitamente

indici di volume del fango minori, a causa dei minori carichi del fango e della minore presenza di specie filamentose dovuta alla presenza di zone anossiche all'interno della pellicola biologica.

Una grandezza chiave nel determinare l'efficacia della componente a biomassa adesa è la velocità di rimozione del substrato su base superficiale  $r_a$ . Nel modello essa è stata assunta indipendente dalla concentrazione del substrato (in accordo con una cinetica globale di ordine zero), per semplicità di formulazione, anche se è sempre possibile determinarla mediante un modello cinetico valido per le sole biomasse adese. Lo stesso discorso vale anche per lo spessore della pellicola biologica  $\lambda$  che generalmente risulta dipendere dal carico applicato e dalla precedente storia dell'impianto.

Il modello esaminato può essere utilizzato sia per la realizzazione di un nuovo impianto, sia per la verifica di un impianto esistente, ad esempio per l'upgrading di un impianto a fanghi attivi inadeguato. In quest'ultimo caso, noto il tempo di ritenzione idraulica disponibile in base alla volumetria del reattore biologico già esistente, si può verificare se è possibile ottenere il rendimento depurativo richiesto trasformando l'impianto a fanghi attivi in un impianto a biomassa adesa a letto mobile, adottando un appropriato tasso di riempimento di elementini mobili all'interno del reattore, eventualmente prevedendo anche un parziale ricircolo dei fanghi dalla vasca di sedimentazione secondaria.

Tuttavia l'applicazione di un modello matematico come quello descritto, richiede la conoscenza di numerosi parametri, alcuni dei quali sono di difficile determinazione e ciò costituisce una forte limitazione nell'applicazione dei modelli matematici, per cui generalmente si fa riferimento a metodi empirici.

I metodi empirici per il dimensionamento dei reattori a letto mobile si basano su prove sperimentali e permettono di determinare i principali parametri caratteristici dei reattori. I parametri più importanti sono:

Rendimento di rimozione, che è definito sulla base della concentrazione in ingresso ed in uscita dal reattore, secondo la seguente espressione:

$$\eta_c = \frac{C_i - C_e}{C_i}$$

Per il calcolo dell'efficienza di rimozione del COD totale in un reattore a letto mobile va però considerato che la concentrazione effluente dipende dal contenuto di solidi sospesi associati alle pellicole di spoglio. Possono essere quindi calcolati due rendimenti:

1. rendimento calcolato sulla base del COD totale in entrata ed in uscita, che risulterà minore di quello effettivo a causa della presenza delle pellicole di spoglio nell'effluente;
2. rendimento calcolato sulla base del COD totale in ingresso e del COD filtrato in uscita.

Carico superficiale applicato, che per un generico substrato C si calcola con la seguente espressione, che tiene conto della portata in ingresso ( $Q_{in}$ ), della concentrazione  $C_i$  del refluo in ingresso e della superficie totale offerta dal mezzo di riempimento mobile nel reattore per la colonizzazione:

$$\frac{C_i \cdot Q_{in}}{S_{tot}}$$

Carico superficiale rimosso, che si calcola con la seguente espressione, in cui compare, oltre ai simboli già indicati, anche il termine  $C_e$ , che rappresenta la concentrazione dell'effluente:

$$\frac{(C_i - C_e) \cdot Q_{in}}{S_{tot}}$$

Per la valutazione del carico superficiale di COD rimosso in un reattore a letto mobile, escludendo il contributo delle pellicole di spoglio in uscita dal reattore, si introduce spesso il carico superficiale rimosso ottenibile, calcolato con la seguente espressione:

$$\frac{(COD_{tot,in} - COD_{filtr,out}) \cdot Q_{in}}{S_{tot}}$$

in cui il COD rimosso è calcolato come differenza tra il COD totale in ingresso ed il COD filtrato in uscita.

Carico volumetrico applicato, che per un generico substrato C si calcola con la seguente espressione, in cui si introduce il volume totale del reattore:

$$\frac{C_i \cdot Q_{in}}{V_{tot}}$$

Carico volumetrico rimosso, che si calcola con la seguente espressione:

$$\frac{(C_i - C_e) \cdot Q_{in}}{V_{tot}}$$

anche in questo caso può essere utile definire il carico volumetrico rimosso ottenibile:

$$\frac{(COD_{tot,in} - COD_{filtr,out}) \cdot Q_{in}}{V_{tot}}$$

Tempo di ritenzione idraulica, che rappresenta il tempo in cui il liquame rimane nel reattore biologico ed è indicato generalmente con HRT. Si calcola con la semplice espressione:

$$HRT = \frac{V_{tot} \cdot f_v}{Q_{in}}$$

in cui  $f_v$  rappresenta il grado di vuoto del reattore.

Spesso si calcola HRT semplicemente come rapporto tra  $V_{tot}$  e  $Q_{in}$ , ma in tal caso non si ottiene il reale tempo di ritenzione, ma un tempo convenzionale, poiché è come se si considerasse il grado di vuoto pari ad 1, ossia assenza di supporti nel reattore biologico. Per la valutazione del tempo di ritenzione effettivo si effettua un test idrodinamico con tracciante conservativo.

Tutti i parametri sopra esposti, sono rappresentativi delle condizioni operative degli impianti su cui sono state condotte le prove sperimentali, per cui al loro applicazione generalizzata può da luogo a risultati poco affidabili.

### I reattori a biofiltri sommersi

#### 3.1 Tipi di reattori

Gli impianti a biofiltri sommersi sono costituiti da uno o più reattori nei quali il liquame da trattare attraversa un letto fisso di materiale lapideo o plastico, completamente sommerso, con un flusso che può essere sia dall'alto verso il basso, flusso down-flow, come indicato in figura 3.1, che dal basso verso l'alto, flusso up-flow, come mostrato in figura 3.2. In particolare i reattori a flusso discendente generalmente presentano uno spessore dello strato filtrante inferiore rispetto ai reattori a flusso ascendente.

I biofiltri, inoltre possono essere differenziati a seconda della densità del materiale di riempimento, in processi a letto fisso ad alta densità ed a bassa densità. Nei processi ad alta densità il materiale di riempimento è di natura inorganica con densità superiore a quella dell'acqua e diametro dell'ordine di 3-6 mm, mentre i processi a bassa densità sono caratterizzati da materiale di riempimento di natura organica polimerica, con densità inferiore a quella dell'acqua, risulta perciò necessario l'utilizzo di una soletta di contenimento, opportunamente dimensionata per resistere alla spinta di galleggiamento cui è soggetto il materiale di riempimento stesso.

Data l'elevata superficie specifica offerta dal mezzo di riempimento alla crescita del biofilm, i volumi di questi reattori risultano sempre minori di quelli necessari in impianti a fanghi attivi o anche in impianti a biomasse adese di tipo convenzionale. Inoltre, grazie all'azione filtrante esplicata dal letto di riempimento, la rimozione biologica degli inquinati è accompagnata da un abbattimento dei solidi sospesi che può risultare tale da non rendere indispensabile la sedimentazione del refluo trattato (Kent et al., 1996; Chudoba et al., 1998; Gilmore et al., 1999; Mann et al., 1999). Di contro,

l'intercettazione dei solidi sospesi da parte del letto filtrante fa sì che questo sia soggetto ad un progressivo intasamento che richiede un suo periodico lavaggio necessario per ripristinare le iniziali condizioni di porosità del reattore. Tale lavaggio può essere effettuato con il liquame trattato e aria, con frequenze che dipendono dal tipo di processo, dalle caratteristiche del refluo, dalla natura del mezzo di riempimento e dalle sue dimensioni.

La necessità di frequenti controlavaggi (ogni 24-48 ore per impianti che rimuovono il carbonio organico, 72-96 ore per impianti solo nitrificanti) impone la realizzazione di più unità in parallelo e, nel contempo, permettono di evitare l'impiego del sedimentatore secondario. Il volume di acqua necessario per effettuare i cicli di controlavaggio, risulta essere mediamente pari all'8-10% del volume di acqua trattata giornalmente, ma può raggiungere valori pari al 20%, nel caso di reflui particolari, richiedendo, perciò, notevoli volumi di stoccaggio dell'effluente.

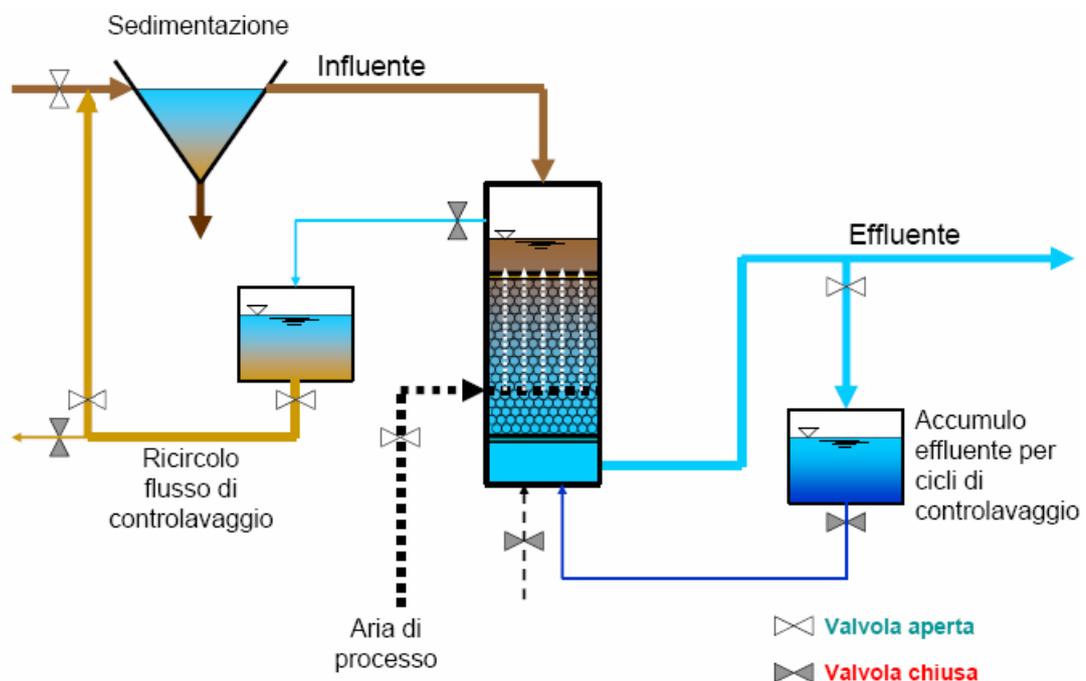


Fig.3.1: Filtrazione down-flow

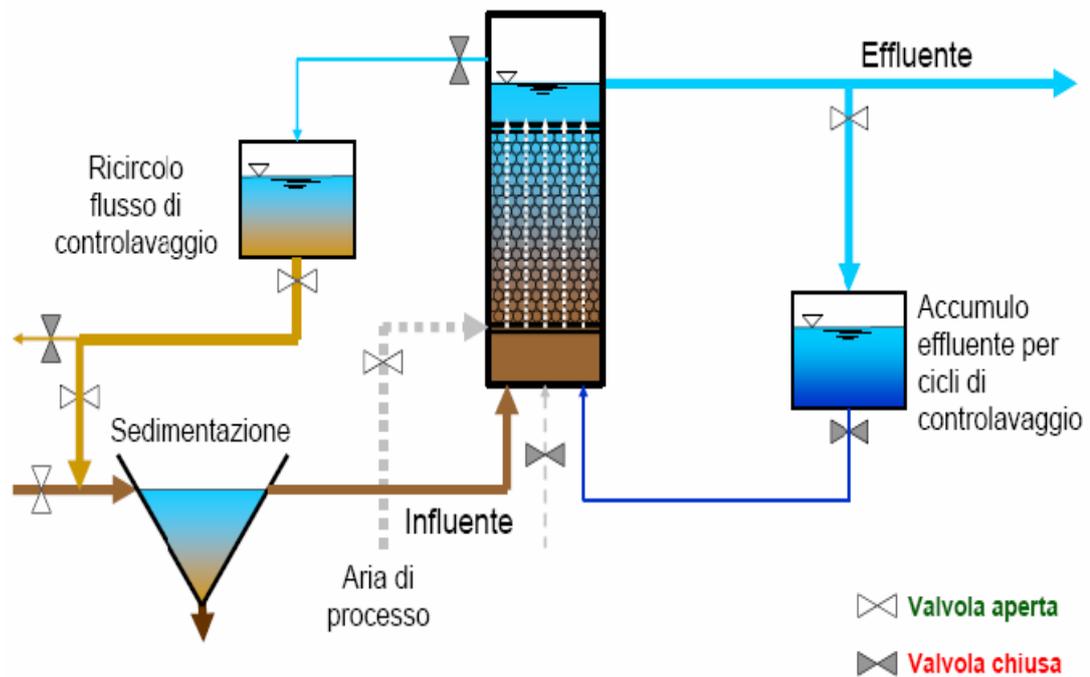


Fig.3.2: Filtrazione up-flow

### 3.2 Materiali di riempimento

Nei processi di biofiltrazione i rendimenti depurativi risultano necessariamente influenzati dalle proprietà del materiale di riempimento. Tali materiali possono essere di tipo sfuso o a superficie orientata, costituiti da materiale plastico o lapideo. I mezzi di riempimento in materiale plastico offrono generalmente una superficie specifica ed un grado di vuoto maggiore dei materiali lapidei di pari pezzatura limitando al contempo i rischi di cortocircuiti. Grandi superfici sono tuttavia ottenibili soltanto con materiali di riempimento di piccola pezzatura, quali ad esempio la sabbia con diametro efficace di 0,5-0,7 mm, che consente superfici specifiche dell'ordine dei 3000 m<sup>2</sup> per m<sup>3</sup> di letto filtrante, ma, allo stesso tempo, si occludono in tempi più brevi, richiedendo controlavaggi troppo frequenti. Una stima approssimativa della superficie specifica di un mezzo di supporto granulare può essere ottenuta semplicemente ipotizzando che il granulo sia di forma sferica con raggio  $r$  ed occupi un volume cubico di lato pari a  $2r$ . In tale ipotesi la

superficie specifica  $a_w$  è ottenibile come rapporto tra la superficie della sfera ed il volume del cubo:

$$a_w = \frac{4 \cdot \pi \cdot r^2}{(2 \cdot r)^3}$$

Ad esempio, la superficie specifica di particelle di diametro pari a 3,5 mm, risulta pari a circa  $1000 \text{ m}^2 / \text{m}^3$ .

Le stime ottenibili con tale approssimazione, ovviamente, sono migliori per granuli caratterizzati da forme abbastanza regolari e prossime alla sfericità, rispetto a materiali costituiti da sabbie o graniglie ottenute per frantumazione del minerale originale. Infatti in questi casi l'approssimazione può essere considerevole a causa dell'irregolarità della forma dei granuli e della rugosità della superficie. D'altra parte la rugosità e la porosità della superficie del mezzo di riempimento favoriscono lo sviluppo della biomassa, infatti una porosità superficiale elevata preserva la biomassa sviluppata dalle sollecitazioni idrodinamiche indotte dai flussi di liquido ed aria sia in fase di esercizio che in fase di lavaggio.

Come già accennato, anche la granulometria del materiale di riempimento influenza i rendimenti depurativi, che aumentano all'aumentare della superficie specifica disponibile allo sviluppo della biomassa e, quindi al diminuire delle dimensioni del materiale. Ciò tuttavia non sempre si verifica, in quanto uno sviluppo eccessivo di biomassa, provocando un rapido intasamento del filtro, causa una maggiore frequenza dei cicli di controlavaggio, con una conseguente diminuzione dei rendimenti depurativi. A tal proposito, uno studio dell'U.S.E.P.A. (United State Environmental Protection Agency) condotto su un impianto di biofiltrazione ad alto carico, ha dimostrato come un aumento della granulometria da 2,8 a 4,4 mm e la conseguente diminuzione della superficie specifica di circa il 36%, con concentrazione dell'influenza costante pari a 105-108 mg BOD<sub>5</sub>/l, ha reso

necessaria una diminuzione del carico organico volumetrico applicato del 40%, allo scopo di garantire un'efficienza di depurazione di circa l'83%. Ciò ha richiesto una diminuzione del 40% della portata in ingresso nel modulo di biofiltrazione, con la conseguente riduzione dei volumi di acqua di lavaggio dal 20-35% al 5-15% del volume giornaliero trattato, comportando un effetto positivo di riduzione dell'energia giornaliera necessaria per il lavaggio.

### 3.3 Parametri caratteristici dei reattori

Nei biofiltri sommersi, generalmente viene applicato un carico idraulico superficiale compreso tra 0,8 m/h e 5 m/h.

Per quanto riguarda la produzione di solidi sospesi, che come già detto è dovuta prevalentemente ai controlavaggi, possono essere riscontrati valori tra 0,4 e 0,5 kg SS/kgCOD rimosso, che sono del tutto confrontabili con quelli ottenuti nei tradizionali processi a fanghi attivi.

La velocità da applicare, durante le fasi di controlavaggio, è generalmente pari a circa 50 m/h, sia per l'aria che per l'acqua, nel caso di filtro a *flusso discendente*, mentre è pari a circa 70 m/h per l'aria e 20 m/h per l'acqua, nel caso di filtri a *flusso ascendente*.

Nei reattori areati, l'ossigeno necessario per le reazioni biologiche, viene fornito meccanicamente, come per il processo a fanghi attivi, mediante sistema di areazione a bolle fini installato sul fondo del reattore.

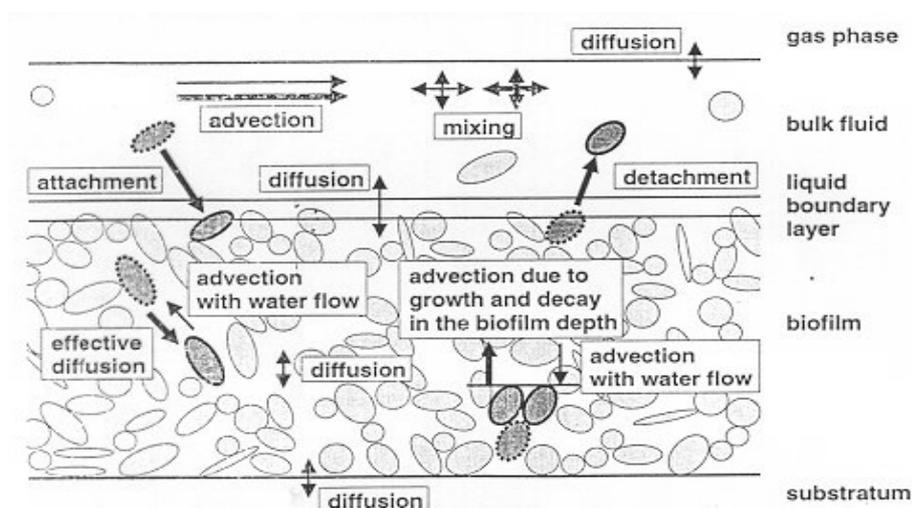


Fig. 3.3 – Schema della meccanica della diffusione dell'ossigeno all'interno del biofilm

La Figura 3.3 illustra la meccanica del trasferimento di ossigeno all'interno del biofilm, secondo la quale le bolle risalgono negli spazi ove l'acqua ristagna, rifornendo le superfici di ossigeno. Affinché l'ossigeno disciolto penetri sufficientemente nel film biologico, la sua concentrazione deve raggiungere valori compresi tra 3 e 6 mgO<sub>2</sub>/l.

L'esigenza di mantenere elevate concentrazioni di ossigeno nel reattore comporta, però, forniture d'aria notevoli, pari a 6-10 Nm<sup>3</sup>/h d'aria per m<sup>3</sup> di filtro, in riferimento al substrato organico, e 15-20 Nm<sup>3</sup>/h per la nitrificazione. I rendimenti del trasferimento di ossigeno variano dal 4 al 20% a seconda del tipo di liquame trattato e del mezzo di riempimento utilizzato.

A titolo indicativo, in Tabella 3.1 sono riportati i valori delle potenze installate dei compressori e delle pompe che supportano il processo di biofiltrazione. Essi sono stati ottenuti mediante numerose indagini compiute su impianti reali (Canler e Perret, 1994) e si riferiscono alla rimozione del solo substrato carbonioso.

Compressori	Potenza specifica(w/m <sup>3</sup> )
Aria di esercizio	300
Aria di lavaggio	650
Pompe	
Acqua di lavaggio	300

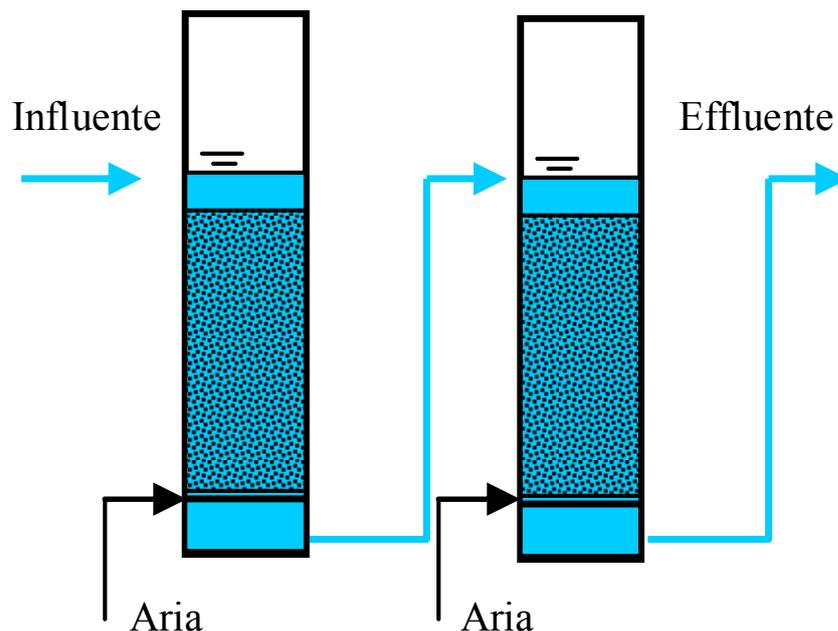
*Tab. 3.1: Valori di potenza specifica dei compressori e delle pompe per la fornitura di aria negli impianti a biofiltri*

### **3.4 Tipi di impianti a biofiltri**

Per il trattamento di reflui civili è in genere sufficiente utilizzare un unico reattore per assicurare un'efficace rimozione del carico organico. Al contrario,

nei trattamenti di reflui ad elevato contenuto di sostanza organica, specie se di origine industriale, al fine di ottenere elevate efficienze depurative è necessario far ricorso a due stadi posti in serie in modo che nel primo possa avvenire la rimozione dei substrati velocemente biodegradabili e nel secondo il completamento della rimozione dei substrati lentamente biodegradabili (Figura 3.4).

Anche nei processi di nitrificazione, per ottenere buoni rendimenti di ossidazione dell'azoto ammoniacale, è opportuno impiegare configurazioni con due reattori in serie in modo che, a seguito di un'efficace rimozione della sostanza organica condotta nel primo reattore, nel secondo sia favorito lo sviluppo prevalente di biomassa autotrofa in grado di assicurare elevate velocità di nitrificazione.



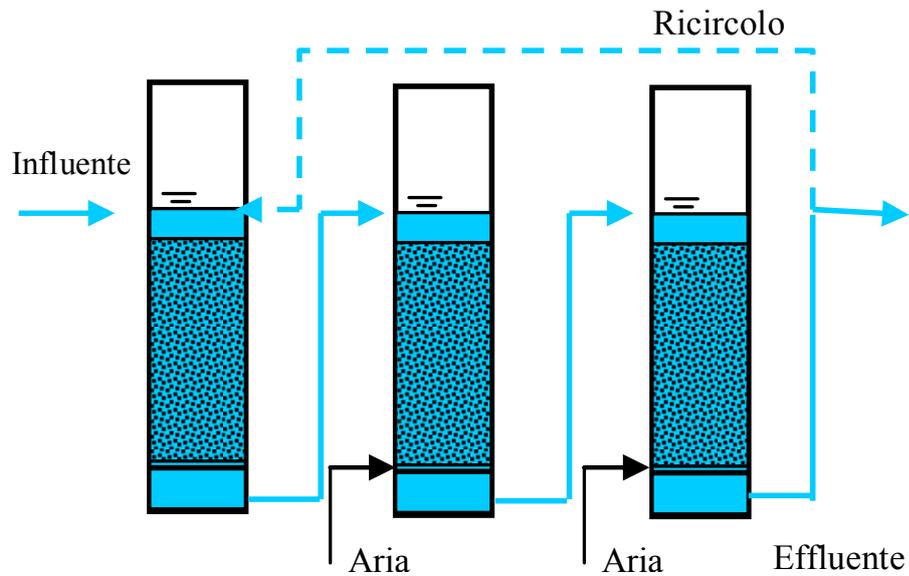
*Fig.3.4 Configurazione a due stadi*

Spesso i reattori a biofiltri sommersi vengono utilizzati anche in interventi di upgrading di impianti a fanghi attivi a valle della vasca di sedimentazione secondaria, in modo da poter garantire, con limitati ingombri, un'efficace nitrificazione dell'effluente.

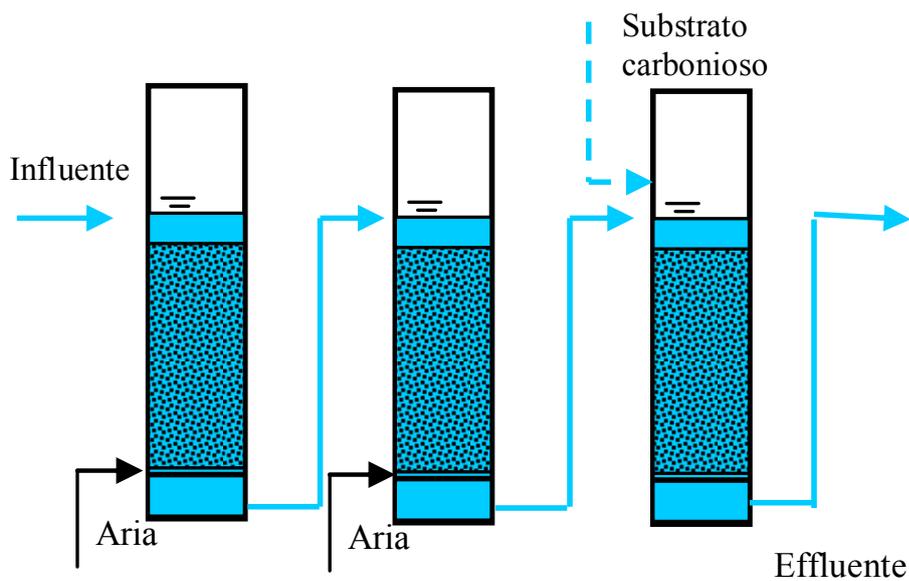
Nel caso di impianti recapitanti in aree sensibili, per garantire anche la rimozione dell'azoto nitrico, si può far ricorso a configurazioni con uno stadio di pre-denitrificazione, mantenuto in condizioni anossiche, posto a monte dei comparti di ossidazione e nitrificazione (Figura 3.5). Con tale configurazione è necessario sia previsto che parte dell'effluente ossidato, ricco di nitrati, venga ricircolato in testa al reattore anossico perchè la biomassa eterotrofa sia stimolata ad utilizzare l'ossigeno dei nitrati per ossidare la sostanza organica presente nel liquame influente. Tale configurazione presenta anche il vantaggio di ottenere un certo abbattimento del carico organico nel reattore anossico che consente di ridurre le volumetrie del comparto di ossidazione.

Purtroppo però con tale schema non è possibile raggiungere elevati rendimenti di rimozione dell'azoto nitrico, sia perchè la quantità di sostanza organica rapidamente biodegradabile presente nel refluo in ingresso potrebbe non essere sufficiente per supportare efficacemente il processo di denitrificazione, sia perchè il contenuto di ossigeno presente nell'effluente ricircolato potrebbe essere tale da limitare l'utilizzo dei nitrati da parte della biomassa eterotrofa nella rimozione dei composti organici.

Maggiori efficienze di denitrificazione è possibile raggiungere con configurazioni che prevedono la post-denitrificazione ovvero la rimozione dell'azoto nitrico in reattori posti a valle delle unità di ossidazione e nitrificazione (Figura 3.6). In tal caso è necessario, per stimolare la denitrificazione, dosare nel reattore anossico una fonte esterna di carbonio rapidamente biodegradabile. La predisposizione di reattori a biofiltri sommersi di tipo anossico a valle della fase di chiarificazione, risulta una soluzione particolarmente adatta per l'adeguamento di impianti a biomassa sospesa nei quali è necessario siano rispettati limiti più restrittivi di azoto nitrico nell'effluente.



*Fig. 3.5 : Configurazione di pre-denitrificazione*



*Fig. 3.6: Configurazione di post-denitrificazione*

### **3.5 Applicazioni di impianti a biofiltri**

I processi di biofiltrazione in letti fissi contano numerose applicazioni in scala reale, in particolare in Francia, nei Paesi scandinavi e negli Stati Uniti. I processi Biocarbone®, Biostyr® brevettati dalla società francese OTV, il processo Biofor®, brevettato dalla società francese Degremont ed il processo

Biopur® brevettato dalla società svizzera Sulzer, sono attualmente tra i più diffusi in Europa. Di seguito, ne vengono esposti i principi fondamentali di funzionamento ed alcuni fra i dettagli più significativi.

### Processo Biofor®

Sono rappresentati dai processi Biofor® e Biostyr®.

Il processo Biofor®, è un sistema di biofiltrazione a flusso ascendente e risulta essere largamente utilizzato, poiché, rispetto agli impianti a fanghi attivi, a parità di rendimenti depurativi, consente di raggiungere elevate concentrazioni di biomassa, in volumi nettamente inferiori.

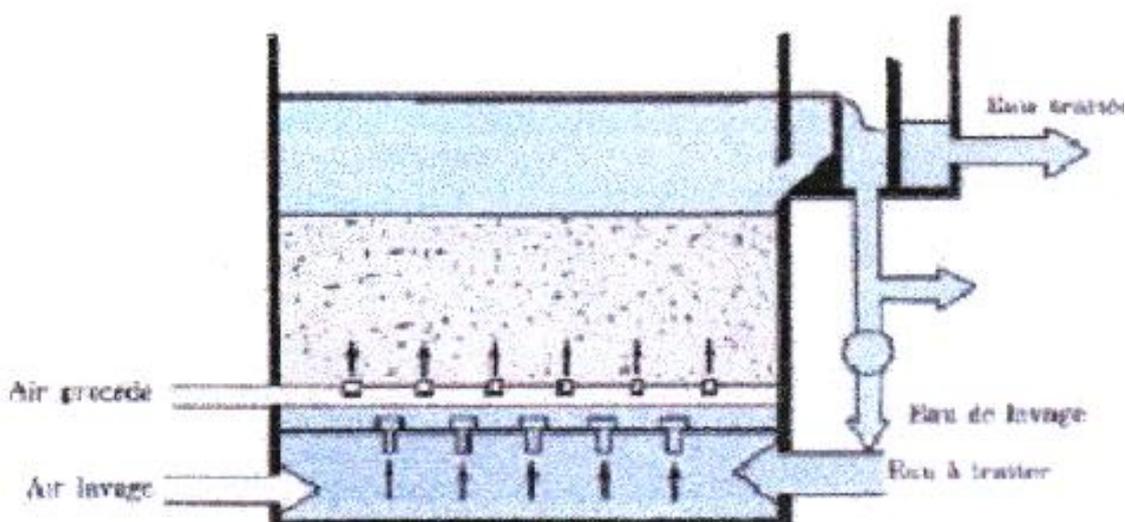


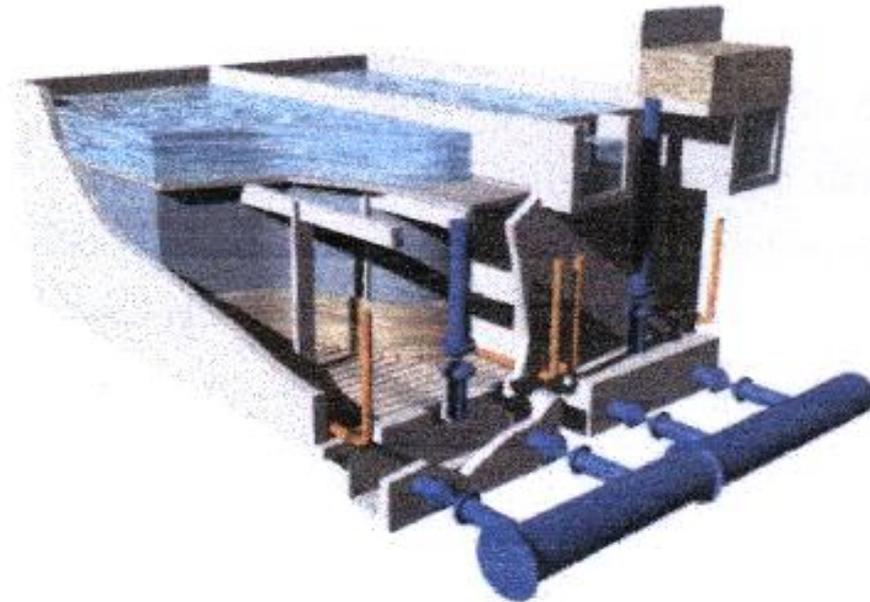
Fig. 3.7 Processo Biofor®

Come illustrato in Figura 3.7, il letto filtrante è un unico mezzo non galleggiante con altezza di circa 3 metri, costituito da silicio-alluminato (Biolite) con granulometria di 3 mm per la frazione Carboniosa e di 1.2-2.7 mm per la Nitrificazione. Il mezzo filtrante, inoltre, essendo fisso, necessita di un lavaggio in equicorrente ogni 24-48 h, con un flusso d'aria ascendente mediante diffusori tipo oxazur.

### Processo Biostyr®

Il processo Biostyr®, anch'esso a flusso ascendente, costituisce un sistema con buone capacità di rimozione dei nitrati mediante aggiunta di metanolo e

ricircolo dell' effluente. Il letto filtrante è un unico mezzo galleggiante (Figura 3.8), il cui materiale di supporto è di tipo sfuso, rappresentato da sferule di polistirene espanso (Biostyre) con granulometria variabile da 2 a 4 mm, densità pari a circa  $0.9 \text{ t/m}^3$  e con superficie specifica di  $1200 \text{ m}^2/\text{m}^3$ . Lo spessore della massa filtrante varia da 3 a 4 metri, e richiede un lavaggio in equicorrente con flusso d'aria ascendente ogni 24-48h per un tempo di 20-40 minuti.



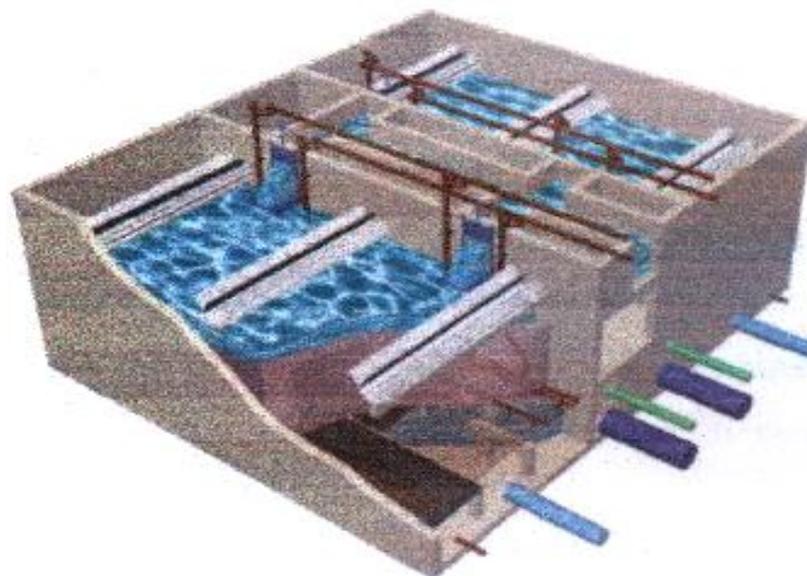
*Fig. 3.8 Processo Biostyr®*

### Processo Biocarbone®

Il processo *Biocarbone®* (Figura 3.9), del tipo a flusso discendente, è caratterizzato da un reattore, supportato, in corrispondenza del fondo, da una piastra forata. Il mezzo di riempimento è rappresentato da granuli di argilla espansa, di dimensioni dell'ordine di 3-6 mm e densità superiore a quella dell'acqua, con valori compresi tra  $1.3$  e  $2.0 \text{ t/m}^3$ . L'altezza del letto filtrante assume valori compresi tra 1.8 e 3 m, inoltre, a circa un terzo dell'altezza del reattore, è disposto un sistema di aerazione a bolle, il quale fornisce ossigeno alla biomassa presente nel filtro.

La zona sottostante al dispositivo di aerazione svolge un'azione filtrante sull'effluente finale, tale da portare il valore dei solidi sospesi in uscita (sia

quelli iniziali presenti nel refluo, sia quelli dovuti al distacco della biomassa) entro un range di 15-20 mg SS/l. L'effetto di filtrazione permette di evitare l'uso del sedimentatore secondario a valle del filtro, ma richiede periodiche operazioni di lavaggio. L'effluente trattato viene scaricato dalla zona bassa del filtro e inviato ai trattamenti terziari. L'acqua e l'aria di lavaggio sono distribuite da un sistema posto al di sotto della piastra di supporto del mezzo di riempimento e la sequenza dei cicli esercizio- lavaggio è automatizzata tramite l'uso di un microprocessore, mediante sistema temporizzato o misure di livello del battente idraulico. L'acqua di lavaggio, che trascina con sé i solidi rimossi, viene scaricata tramite un sifone e rimandata al trattamento di sedimentazione primaria. Il volume d'acqua impiegato per le operazioni di lavaggio è pari a circa l'8-10% del volume trattato giornalmente.



*Fig. 3.9 Processo Biocarbhone®*

### Processo Biopur®

Il processo di biofiltrazione Biopur® prevede, invece, un sistema di tre filtri, disposti in serie, aventi come influente l'effluente dal sedimentatore primario.

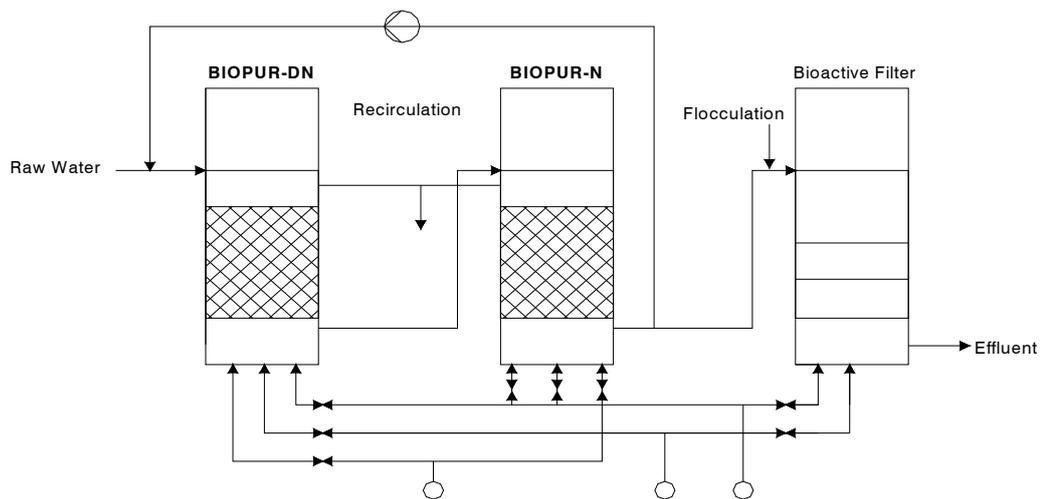


Fig. 3.10 Schema del processo di biofiltrazione Biopur®

Come appare dallo schema di Figura 3.10, nei primi due filtri, denominati rispettivamente BIOPUR-DN e BIOPUR-N, il materiale di riempimento è a superficie orientata, ovvero costituito da una serie di fogli di plastica corrugati, tenuti insieme secondo un angolo definito.

Nel terzo filtro, definito Bioactive filter, il materiale di supporto è costituito da un doppio strato di sabbia e antracite.

Il primo filtro consente di realizzare la pre-denitrificazione del liquame, con ricircolo dell'effluente proveniente dal secondo filtro (ricircolo dei nitrati).

Nel secondo filtro avvengono l'abbattimento del COD e la nitrificazione, mentre nel terzo, si attua la post-denitrificazione e la rimozione di solidi, mediante aggiunta di flocculante, come cloruro ferrico e acido acetico.

Nel terzo filtro, inoltre, è prevista la rimozione del fosforo: i prodotti coagulanti-flocculanti aggiunti, inducono, attraverso processi di precipitazione chimica, l'abbattimento dei composti del fosforo (defosfatazione), con meccaniche piuttosto complesse, sia di precipitazione che di adsorbimento.

I rendimenti depurativi conseguibili risultano molto soddisfacenti: nel primo filtro si possono raggiungere rimozioni pari a 2/3 dei nitrati in ingresso (inclusa la portata di ricircolo) e di quasi tutto il BOD; nella fase finale, si

raggiungono valori molto bassi di azoto nitrico in uscita, senza fenomeni di break through di BOD.

Il sistema, inoltre, essendo caratterizzato da basse perdite di carico, garantisce lunghi cicli di funzionamento.

# Attività sperimentale sui reattori MBBR

### 4.1 Impianto pilota

L'impianto pilota del tipo MBBR utilizzato nella sperimentazione è costituito da tre reattori in serie, di forma cilindrica (Figura 4.1). I primi due, del volume di circa 8 l (diametro 190 mm e altezza 370mm), sono stati areati con continuità mediante una piastra porosa in materiale ceramico disposta sul fondo, il terzo del volume di circa 20 l (diametro 260 mm e altezza 500 mm), non areato, è stato mantenuto in continua agitazione mediante un agitatore meccanico.

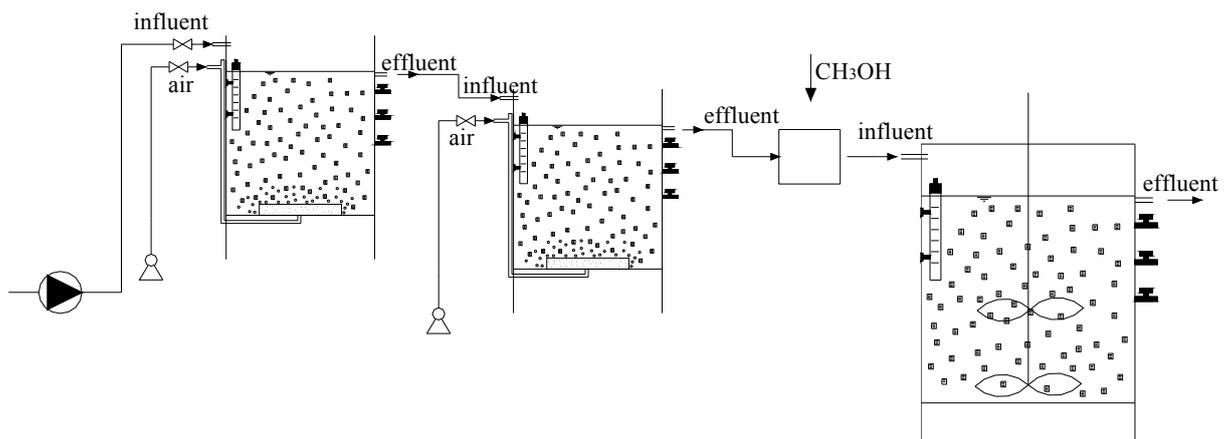


Figura 4.1: Impianto pilota del tipo MBBR in scala di laboratorio

Quali materiali di riempimento sono stati utilizzati degli elementini rigidi a canale aperto in PEad del tipo BIOMASTER BCN 012 KL commercializzati dall'AMItec srl costituiti da piccoli cilindri con parete laterale a struttura aperta, del diametro di circa 10 mm ed altezza 15 mm (Figura 4.2). Data la loro particolare struttura lo sviluppo del biofilm è prevalente nelle parti interne degli elementini e la ditta fornitrice dichiara la loro superficie specifica di colonizzazione ( $S_M$ ) pari a  $500 \text{ m}^2/\text{m}^3$ . All'interno dei reattori gli elementini sono stati collocati con un grado di riempimento ( $f_s$ ) del 50% nei

primi due e del 35% nel terzo, per cui la superficie specifica di colonizzazione per unità di volume del reattore ( $S_R$ ) può ritenersi pari rispettivamente a circa  $250 \text{ m}^2/\text{m}^3$  e  $170 \text{ m}^2/\text{m}^3$ .



*Figura. 4.2: Supporti Biomaster BCN 012 KL*

L'impianto è stato alimentato con liquame chiarificato, effluente dall'unità di sedimentazione primaria di un impianto di depurazione a fanghi attivi a servizio dell'area urbana di Cosenza, arricchito con opportuni dosaggi di soluzioni di acetato di sodio, glicerina,  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$  e  $\text{KH}_2\text{PO}_4$ , mantenendo il rapporto COD/N/P intorno a 100/10/1. Il liquame arricchito è stato alimentato al reattore con una portata costante di circa 3 l/h. Nel corso della sperimentazione il terzo reattore è stato alimentato anche con una soluzione di metanolo, in quantità tale da assicurare ai batteri eterotrofi il substrato organico facilmente biodegradabile necessario al processo di denitrificazione. In tutti i reattori la temperatura è stata mantenuta a  $20^\circ \text{C}$  mediante termostati ad immersione.

## **4.2 Metodologie**

### ***4.2.1 Controlli sull'impianto***

L'impianto pilota è stato sottoposto a controllo con cadenza quasi giornaliera. Nel corso delle sperimentazioni, al fine di valutare gli effetti indotti sul processo da variazioni dei carichi applicati, al refluo alimentato sono stati aggiunti dosaggi di acetato di sodio, glicerina e solfato d'ammonio,

tali da far variare la concentrazione del COD totale ( $\text{COD}_{\text{TOT}}$ ) tra 150 e 450 mg/l e dell'  $\text{NH}_4^+\text{-N}$  tra 10 mg/l e 55 mg/l.

Parametri quali la temperatura, il pH e la concentrazione di ossigeno disciolto sono stati misurati direttamente nel reattore con strumentazione portatile, mentre campioni di liquame in entrata e in uscita da ogni reattore sono stati sottoposti alla determinazione del  $\text{COD}_{\text{TOT}}$  e delle diverse forme di azoto ( $\text{NH}_4^+\text{-N}$ ,  $\text{NO}_2^-\text{-N}$ ,  $\text{NO}_3^-\text{-N}$ ), secondo gli standard methods (Standard Methods, 1998). Per la determinazione del COD solubile ( $\text{COD}_{\text{SOL}}$ ) i campioni analizzati sono stati sottoposti ad una preventiva flocculazione, secondo quanto proposto da Mamais (Mamais et al., 1992). Le frazioni velocemente biodegradabile (RBCOD), velocemente idrolizzabile (RHCOD) e lentamente biodegradabile (SBCOD) del refluo alimentato all'impianto pilota, sono state determinate mediante prove respirometriche (Ziglio et. al., 2001; Copp et al., 2002). La presenza di biomassa adesa (ST) sui supporti è stata determinata per via ponderale sottoponendo a pesata 3 elementini essiccati in stufa a 105°C, prima e dopo rimozione della biomassa mediante sfregamento e lavaggio con acqua in pressione.

#### ***4.2.2 Test cinetici***

Numerosi test cinetici sono stati condotti sugli elementini prelevati dai tre reattori dell'impianto pilota al fine di valutare la capacità della biomassa sviluppatasi sui supporti di rimuovere carichi organici a differente biodegradabilità, di ossidare l'azoto ammoniacale (AUR = Ammonia Utilization Rate) e ridurre l'azoto nitrico (NUR=Nitrate Utilization Rate).

A tal fine, gli elementini prelevati da ogni singolo reattore dell'impianto pilota, sono stati posti separatamente in un reattore batch di 500ml, assicurando un grado di riempimento pari al 50% nei tests di rimozione della sostanza organica e negli AUR tests, ed al 35% per i NUR tests. In particolare, le prove di rimozione del carico organico, sono state condotte con tre differenti soluzioni: di acetato di sodio, di glicerina e di amido,

rappresentative rispettivamente delle sostanze organiche velocemente biodegradabili, velocemente idrolizzabili e lentamente biodegradabili. Gli AUR tests ed i NUR tests, sono stati eseguiti utilizzando soluzioni di solfato di ammonio e nitrato di potassio, rispettivamente. Nel corso delle prove di rimozione del carico organico e di nitrificazione il reattore è stato areato continuamente in modo da assicurare condizioni di eccesso di ossigeno. Nel corso degli AUR tests, al fine di evitare che l'attività della biomassa nitrificante potesse essere inibita per effetto della riduzione del pH indotta dalla reazione di nitrificazione, al reattore sono state aggiunte opportune quantità di  $\text{NaHCO}_3$ .

Durante le prove di denitrificazione (NUR tests), il reattore è stato mantenuto in continua agitazione mediante un agitatore meccanico e si è provveduto ad assicurare la disponibilità del substrato organico indispensabile al processo di denitrificazione, dosando opportunamente una soluzione di metanolo al 3%, in modo da mantenere il rapporto COD/N compreso tra 2,5 e 10.

Nel corso di ogni test sono stati controllati il pH, l'ossigeno disciolto e la temperatura ed ad intervalli temporali prefissati sono stati prelevati 10 ml di campione, su cui si è proceduto, previa filtrazione, alla determinazione delle concentrazioni del substrato di riferimento. Contestualmente all'esecuzione dei tests è stata determinata anche la quantità di biomassa adesa presente sugli elementini, la cui frazione attiva è stata espressa in termini di grammi di COD facendo ricorso al coefficiente stechiometrico di conversione  $f_{CV}=1,42$  gCOD/gST (Henze et al., 1995)

## **4.3 Risultati**

### ***4.3.1 Controlli sul primo reattore***

Il liquame alimentato all'impianto pilota è stato sempre caratterizzato da una elevata biodegradabilità. In particolare, la frazione di COD biodegradabile (BCOD) è variata tra il 90% ed il 96% del COD totale, con

una frazione di COD rapidamente biodegradabile (RBCOD) tra il 20% ed il 40%, una frazione di COD rapidamente idrolizzabile (RHCOD) tra il 35% ed il 50% ed una frazione lentamente biodegradabile (SBCOD) tra l'11% ed il 35%.

Come si può osservare nella figura 4.3, i rendimenti di abbattimento della sostanza organica si sono mantenuti elevati durante tutta la sperimentazione.

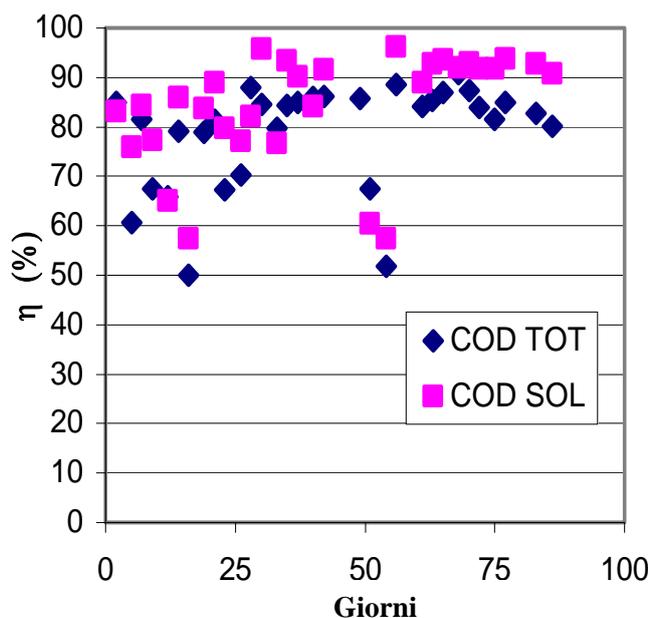


Figura 4.3: Efficienze di rimozione del carico organico nel tempo

Già dopo solo tre giorni dall'avvio dell'impianto pilota sono state ottenute efficienze di rimozione del carico organico pari a circa l'80%, indice di un rapido sviluppo di biomassa eterotrofa adesa sugli elementini di riempimento. Nel corso delle sperimentazioni, l'efficienza di rimozione del COD totale è variata tra il 50% l'88%, mentre per il COD solubile sono state riscontrate efficienze variabili tra il 60 ed il 95%. In relazione al carico organico specifico sono stati riscontrati aumenti di efficienza crescenti al crescere del carico applicato, fino a valori pari a circa 7,5 gCOD/m<sup>2</sup>d.

In particolare con valori maggiori di carico organico applicato le efficienze di rimozione del COD totale si sono attestate a circa l'87% (Figura 4.4).

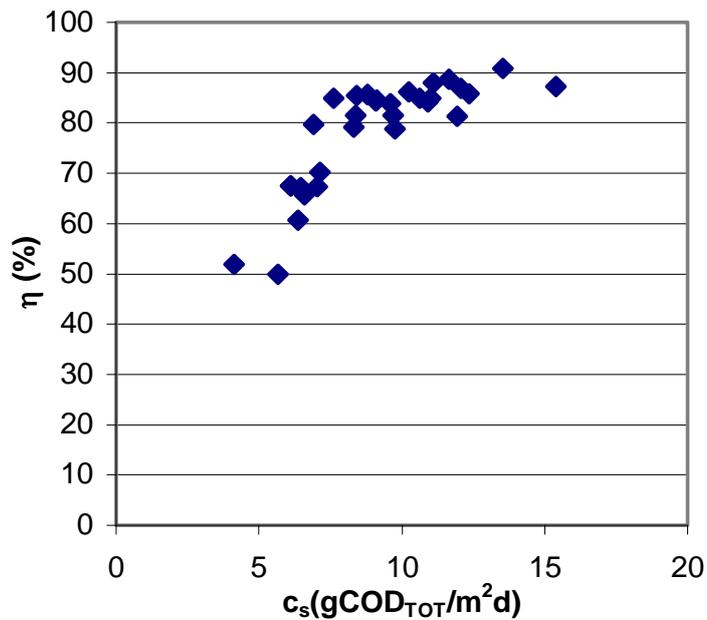


Figura 4.4: Efficienze di rimozione del COD totale in funzione del carico organico specifico applicato

Analogamente le efficienze di rimozione del COD solubile, per valori di carico organico specifico applicato maggiori di 7,5 gCOD/m<sup>2</sup>d, come si può osservare dalla figura 4.5, hanno evidenziato andamenti simili, attestandosi a valori prossimi al 92%.

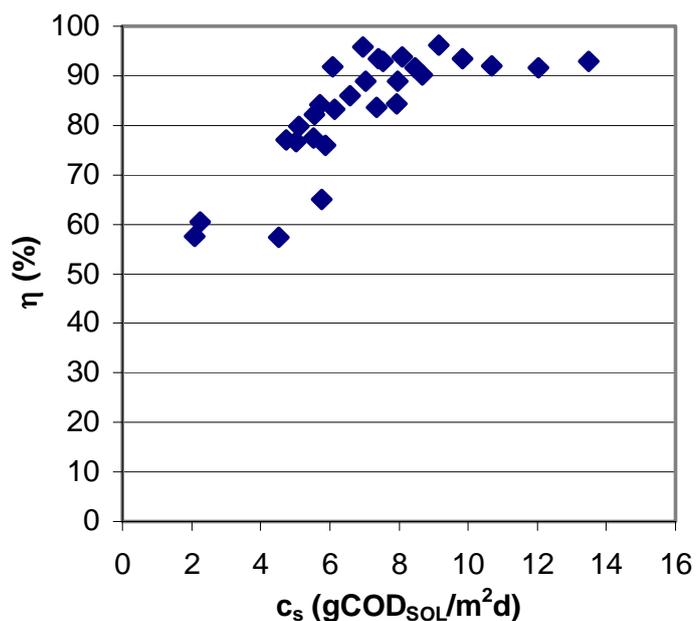
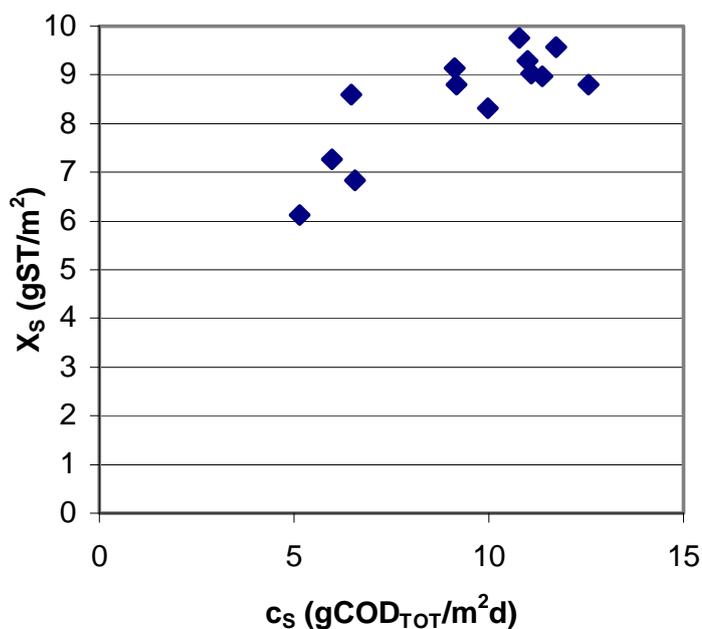


Figura 4.5: Efficienze di rimozione del COD solubile in funzione del carico organico specifico applicato

Lo sviluppo della biomassa adesa sugli elementini mobili di riempimento ha mostrato una analoga correlazione con il carico organico applicato. Infatti inizialmente, al crescere del carico organico specifico applicato, è stato riscontrato un rapido sviluppo di biomassa sugli elementini, fino a valori di carico organico specifico pari a circa 7,5 gCOD/m<sup>2</sup>d.



*Figura 4.6: Crescita della biomassa adesa in funzione del carico organico specifico applicato*

Come mostrato in figura 4.6, per valori di carico organico applicato superiori a 7,5 gCOD/m<sup>2</sup>d, è stata osservata una fase stazionaria della crescita del biofilm sugli elementini, con valori di biomassa adesa variabili tra 8 e 10 gST/m<sup>2</sup>.

#### ***4.3.2 Test cinetici condotti su elementini del primo reattore***

I risultati dei test cinetici condotti per valutare la rimozione della sostanza organica, hanno mostrato sempre andamenti lineari, tipici di una cinetica di ordine zero. Tali test hanno evidenziato una limitata influenza dei fenomeni di trasporto nei confronti del processo di assimilazione del substrato organico da parte dei batteri. A parità di concentrazione di biomassa adesa sugli elementini le velocità di rimozione riscontrate nei test cinetici condotti con

l'acetato di sodio, substrato velocemente biodegradabile (figura 4.7), sono risultate maggiori rispetto alle velocità di rimozione riscontrate nei test condotti con la glicerina, substrato rapidamente idrolizzabile (figura 4.8). Le più basse velocità di rimozione sono state osservate nei test cinetici condotti con l'amido, substrato lentamente biodegradabile (figura 4.9).

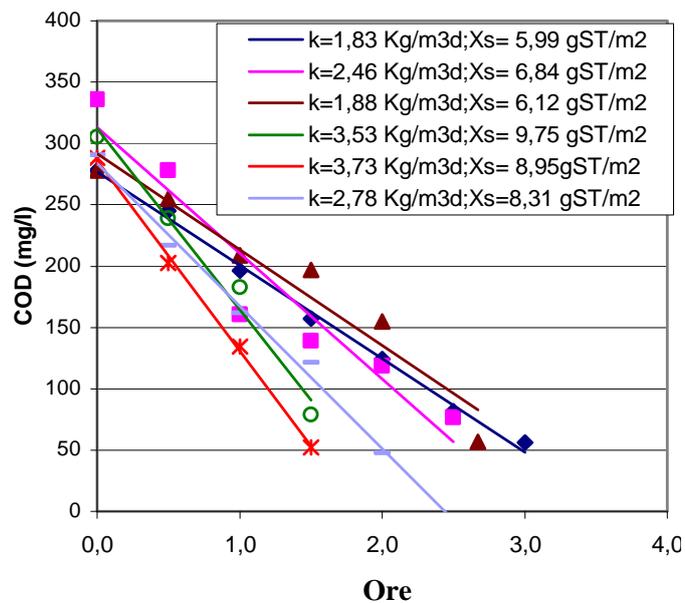


Figura 4.7: Risultati dei test cinetici condotti con l'acetato di sodio – COD vs tempo

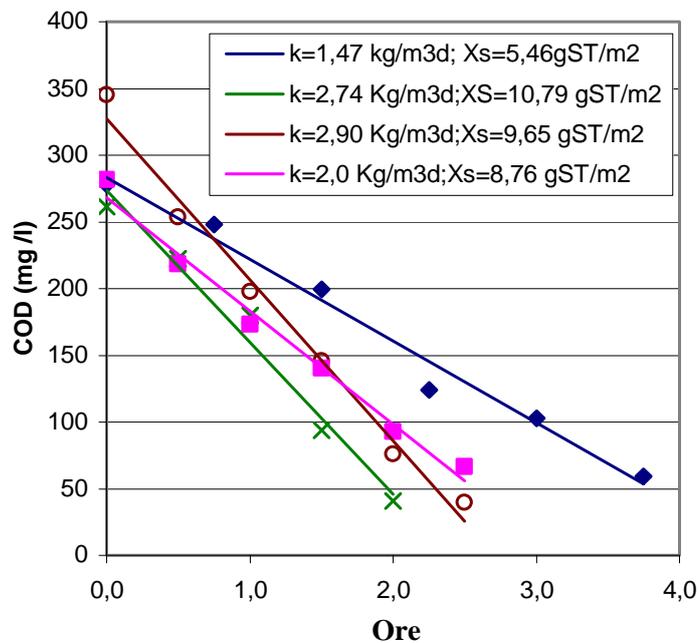


Figura 4.8: Risultati dei test cinetici condotti con la glicerina – COD vs tempo

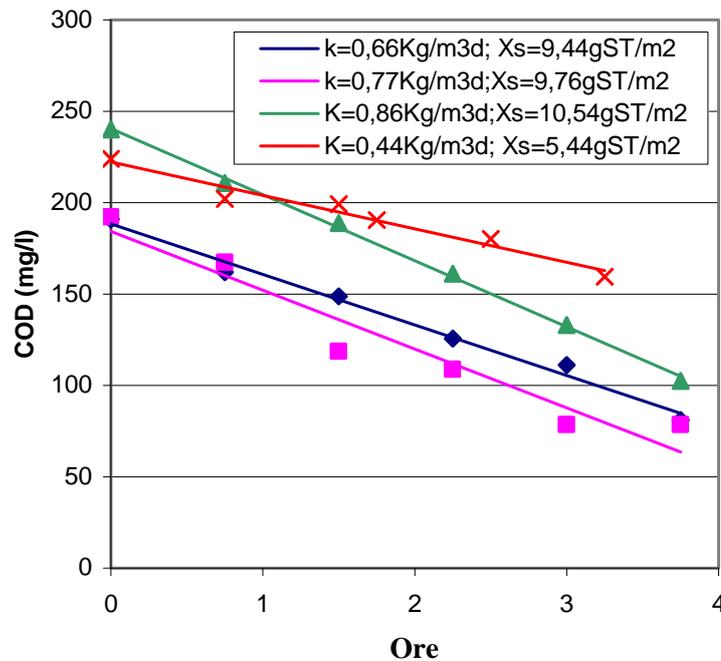


Figura 4.9: Risultati dei test cinetici condotti con l'amido – COD vs tempo

Gli andamenti delle velocità di rimozione in funzione della concentrazione di biomassa adesa, riportati nelle figure 4.10, 4.11 e 4.12, rispettivamente per i test cinetici condotti con l'acetato di sodio, con la glicerina e con l'amido, mostrano tutti andamenti lineari, confermando la limitata influenza dei fenomeni di trasporto nei confronti dei processi di assimilazione dei substrati.

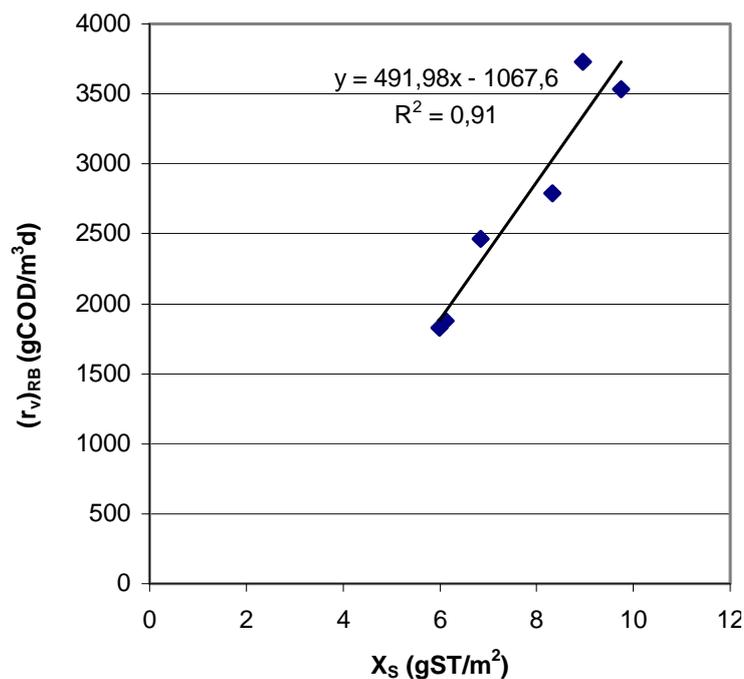


Figura 4.10: Risultati dei test cinetici condotti con l'acetato di sodio – velocità di rimozione in funzione della concentrazione di biomassa adesa

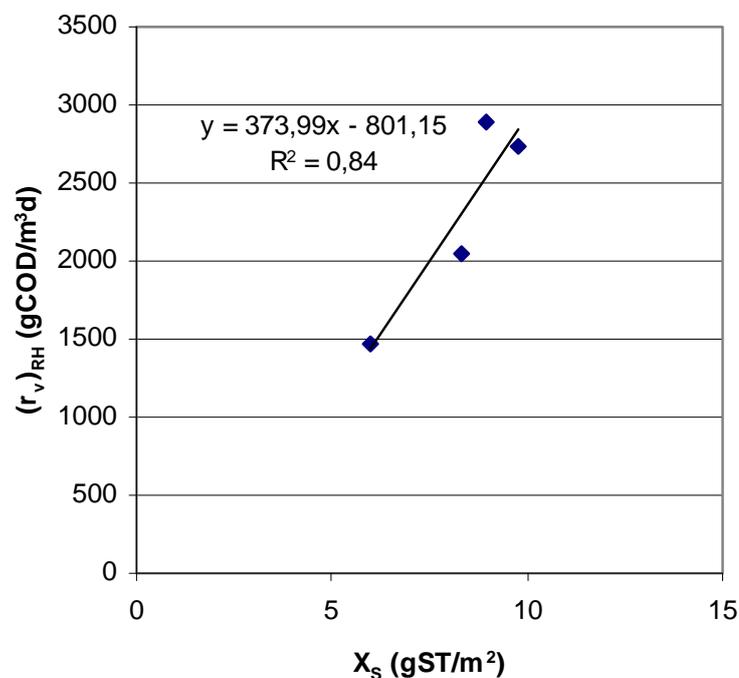


Figura 4.11: Risultati dei test cinetici condotti con la glicerina – velocità di rimozione in funzione della concentrazione di biomassa adesa

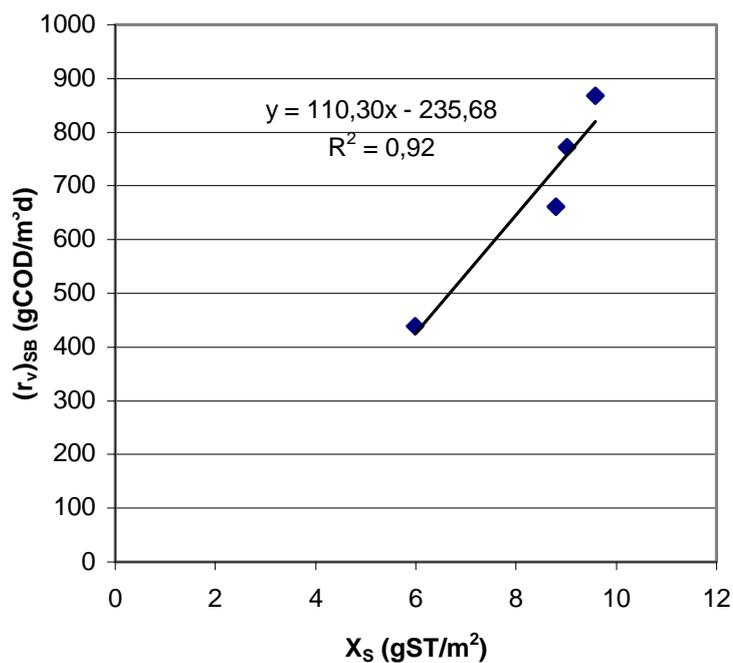


Figura 4.12: Risultati dei test cinetici condotti con l'amido – velocità di rimozione in funzione della concentrazione di biomassa adesa

Nelle figure 4.10, 4.11 e 4.12, le rette interpolatrici intercettano l'asse delle ascisse tutte circa allo stesso valore di biomassa adesa sugli elementini. Tale quantità, pari a circa 2,2 gST/m<sup>2</sup>, rappresenta la frazione di biomassa adesa non attiva ( $X_i$ ), probabilmente costituita da polimeri extracellulari.

La frazione di biomassa adesa attiva può essere calcolata come differenza tra la concentrazione di biomassa adesa totale ( $X_s$ ) e la concentrazione di biomassa inattiva ( $X_i$ ):

$$X_{SA} = X_s - X_i \quad [3]$$

In figura 4.13 sono riportati gli andamenti della velocità di rimozione riscontrati nei test cinetici condotti con l'acetato di sodio, la glicerina e l'amido, in funzione della frazione attiva di biomassa adesa sugli elementini di riempimento ( $X_{SA}$ ) espressa come  $\text{gCOD}/\text{m}^2$ , ottenuta mediante il coefficiente di conversione pari a  $1,42 \text{ gCOD}/\text{gST}$  (Henze et al., 1995).

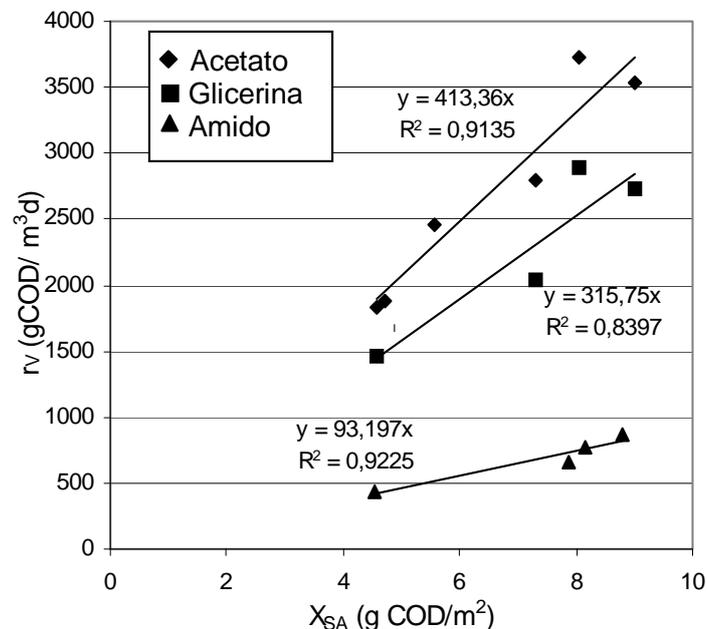


Figura 4.13: Velocità di rimozione dell'acetato di sodio, della glicerina e dell'amido in funzione della frazione attiva di biomassa adesa

#### 4.3.3 Modello matematico di abbattimento del carico organico

Il bilancio di massa del substrato, per un reattore MBBR a completa miscelazione, può essere scritto nel seguente modo:

$$QC_i - QC_u - r_S S = 0 \quad [1]$$

in cui:

$Q$  = portata;

$C_i$  = concentrazione di substrato organico in ingresso;

$C_u$  = concentrazione di substrato organico in uscita;

$r_s$  = velocità di rimozione specifica riferita alla superficie degli elementini;

$S$  = superficie di colonizzazione nel reattore.

La superficie di colonizzazione all'interno del reattore può essere calcolata come:

$$S = S_R V = S_M f_s V \quad [2]$$

in cui:

$V$  = volume del reattore;

$S_R$  = superficie specifica riferita al volume del reattore;

$S_M$  = superficie specifica riferita al volume degli elementini di riempimento;

$f_s$  = grado di riempimento degli elementini nel reattore;

Avendo riscontrato che le reazioni di rimozione sono caratterizzate da cinetiche di ordine zero rispetto alla concentrazione di substrato, e considerando il biofilm completamente penetrato, per il calcolo della velocità di rimozione per il substrato velocemente biodegradabile, quale l'acetato di sodio  $(r_v)_{RB}$ , può essere considerato il modello di Harremoës (Harremoës, 1978), valido per substrati diffusibili in biofilm completamente penetrati, con reazioni di rimozione caratterizzate da cinetiche di ordine zero rispetto alla concentrazione di substrato.

$$(r_v)_{RB} = \frac{\mu_{\max}}{Y_H} S_R X_{SA} \quad [3]$$

dove  $\mu_{\max}$  è massimo tasso di crescita della biomassa,  $Y_H$  è il coefficiente di resa cellulare,  $S_R$  è la superficie specifica ed il termine  $X_{SA}$  rappresenta la frazione attiva di biomassa adesa sugli elementini.

Dalla pendenza della retta interpolante relativa all'acetato di sodio, riportata in figura 4.13, assumendo un coefficiente di resa cellulare  $Y_H$  pari a

0,67 (Henze et al., 1995) e considerando la superficie specifica  $S_R$  pari a 250  $m^2/m^3$ , il tasso massimo di crescita della biomassa  $\mu_{max}$  può essere stimato pari a  $1,1 d^{-1}$ .

Analoghe considerazioni possono essere fatte per i substrati rapidamente idrolizzabili e per quelli lentamente biodegradabili. Tali substrati, prima di essere assimilati dal biofilm, devono essere convertiti in substrati velocemente biodegradabili. Di conseguenza, in presenza di substrati rapidamente idrolizzabili e lentamente biodegradabili, si ha un ritardo nelle reazioni di ossidazione della sostanza organica. Per tener conto di tale ritardo possono essere considerati dei coefficienti moltiplicativi minori dell'unità, per cui per i substrati rapidamente idrolizzabili l'espressione della velocità di rimozione sarà:

$$(r_v)_{RH} = \varepsilon_{RH} \frac{\mu_{max}}{Y_H} S_R X_{SA} \quad [4]$$

e per substrati lentamente biodegradabili:

$$(r_v)_{SB} = \varepsilon_{SB} \frac{\mu_{max}}{Y_H} S_R X_{SA} \quad [5]$$

in cui i termini  $\varepsilon_{RH}$  ed  $\varepsilon_{SB}$  rappresentano i coefficienti moltiplicativi relativi rispettivamente al substrato rapidamente idrolizzabile ed a quello lentamente biodegradabile. Dalla pendenza delle rette interpolatrici riportate in figura 4.11 e 4.12, è stato possibile stimare i valori dei coefficienti  $\varepsilon_{RH}$  ed  $\varepsilon_{SB}$  rispettivamente pari a 0,76 e 0,21.

La dipendenza della frazione attiva di biomassa adesa sugli elementini ( $X_{SA}$ ), in funzione del carico organico specifico applicato ( $c_s$ ), riscontrata durante il corso delle sperimentazioni, ha assunto un andamento asintotico che può essere rappresentato dalla seguente relazione:

$$X_{SA} = X_{SAmax} (1 - e^{-k \cdot c_s}) \quad [6]$$

in cui  $X_{SAmax}$  è la massima concentrazione di biomassa adesa e  $k$  è una costante, ed entrambi possono essere calcolati mediante una interpolazione dei dati sperimentali. Nel caso specifico  $X_{SAmax}$  e  $k$  sono risultati pari a 1,29 gCOD/m<sup>2</sup> e 0,13 (gCOD/m<sup>2</sup>d)<sup>-1</sup> rispettivamente (figura 4.14).

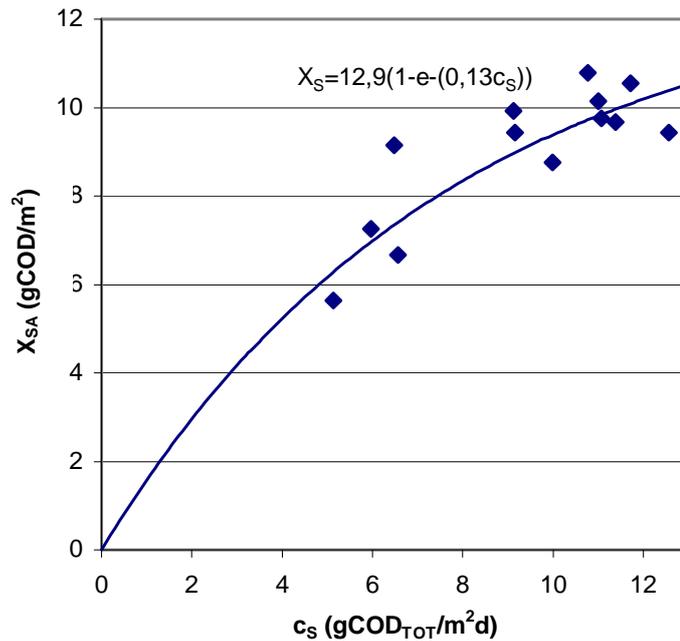


Figura 4.14: Concentrazione di biomassa adesa attiva in funzione del carico organico specifico applicato.

In definitiva la velocità di rimozione complessiva del carico organico può essere espressa con la seguente relazione:

$$r_{tot} = (r_v)_{RB} + (r_v)_{RH} + (r_v)_{SB} = \frac{\mu_{max}}{Y_H} [x_{RB} + x_{RH} \varepsilon_{RH} + x_{SB} \varepsilon_{SB}] S_R X_{SAmax} (1 - e^{-k c_s}) \quad [7]$$

nella quale, oltre ai termini già definiti, compaiono anche  $x_{RB}$ ,  $x_{RH}$  e  $x_{SB}$ , che rappresentano rispettivamente le frazioni di substrato organico velocemente biodegradabile, rapidamente idrolizzabile e lentamente biodegradabile presente nel liquame alimentato all'impianto.

Di conseguenza, il bilancio di massa del substrato, riportato nell'equazione 1, può essere espresso come:

$$Q(C_0 - C_u) = \frac{\mu_{\max}}{Y_H} [x_{RB} + x_{RH} \varepsilon_{RH} + x_{SB} \varepsilon_{SB}] X_{SA \max} (1 - e^{-kc_s}) S_R f_s V \quad [8]$$

In figura 4.15 è riportato il confronto tra la quantità di carico organico rimosso calcolato con l'equazione 8 ( $\Delta C^*$ ) ed il carico organico rimosso ottenuto nel corso delle sperimentazioni sull'impianto pilota del tipo MBBR ( $\Delta C$ ).

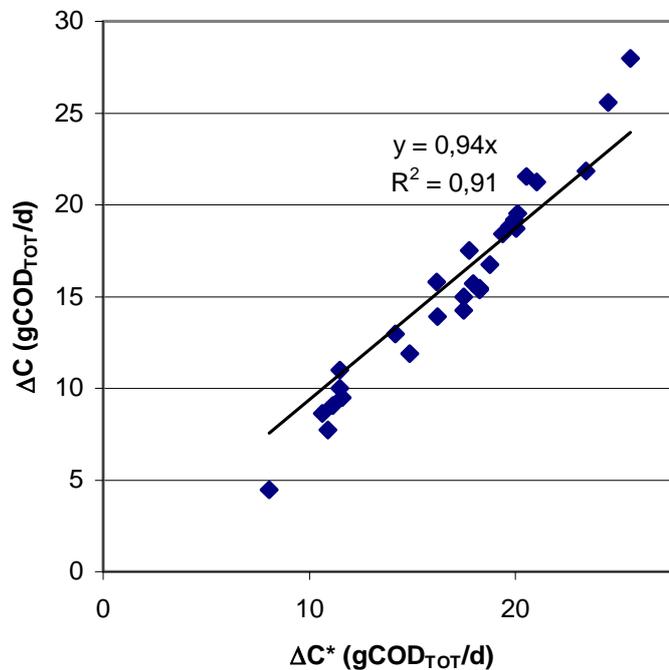


Figura 4.15: Confronto tra i valori di carico organico calcolati con il modello matematico e quelli sperimentali ottenuti sull'impianto pilota MBBR.

Come si può osservare, la retta interpolante è prossima alla bisettrice del primo quadrante, con coefficiente angolare pari a 0,94 ed un coefficiente di correlazione pari a 0,91 e ciò indica la sostanziale coincidenza dei dati sperimentali con quelli calcolati con il modello matematico.

Tali risultati indicano che il modello matematico ottenuto può essere un utile strumento per la progettazione degli impianti MBBR. Esso consente di mettere in relazione la capacità di rimozione della sostanza organica del

reattore con il volume ed il grado di riempimento e con la superficie specifica di colonizzazione degli elementini di riempimento. Tale modello può essere applicato ad ogni reattore ideale del tipo MBBR a completa miscelazione, in cui lo sviluppo della biomassa adesa è analogo a quello riscontrato durante la sperimentazione.

#### ***4.3.4 Controlli sul secondo reattore***

Nel primo reattore areato dell'impianto pilota la rimozione dell'azoto ammoniacale è stata piuttosto limitata, con valori intorno al 30%. Tale risultato è probabilmente attribuibile allo sviluppo di biomassa eterotrofa all'interno del primo reattore, che ha consentito di ottenere, come già detto, elevati rendimenti di abbattimento della sostanza organica carboniosa. La maggiore presenza di biomassa eterotrofa rispetto a quella nitrificante, è confermata anche dalle basse concentrazioni di azoto nitroso ed azoto nitrico riscontrate nel liquame effluente dal primo reattore, indice di una ridotta efficienza di ossidazione dell'azoto ammoniacale.

Nel secondo reattore dell'impianto pilota, anch'esso areato con continuità, sono state registrate durante tutto il periodo di sperimentazione, in cui sono state mantenute concentrazioni di ossigeno disciolto di circa 6-7 mg/l, con valori di pH variabili in un range di 7-8, basse efficienze di rimozione della sostanza organica carboniosa, pari circa al 25%.

Per quanto riguarda l'ossidazione dell'azoto ammoniacale nel secondo reattore, durante i primi quindici giorni dall'avvio dell'impianto sono state registrate efficienze minori del 25%. Nei successivi venti giorni, con concentrazioni di azoto ammoniacale in ingresso variabili tra 10 e 20 mg/l, con un valore medio prossimo a 27 mg/l, le efficienze di rimozione sono risultate variare tra il 77% ed il 98%. Nel periodo compreso tra il 35° e l'83° giorno di sperimentazione, con concentrazioni di azoto ammoniacale alimentate all'impianto variabili in un intervallo di 13-55 mg/l, con un valore medio di circa 35 mg/l, sono state riscontrate efficienze di rimozione di azoto

ammoniacale variabili tra il 70% e l'85%. Nell'ultimo periodo di sperimentazioni, in cui sono state mantenute concentrazioni di azoto ammoniacale in ingresso pari a circa 15 mg/l, le efficienze di nitrificazione sono risultate sempre maggiori del 95%. Le efficienze di rimozione dell'azoto ammoniacale ottenute nel secondo reattore dell'impianto pilota, durante il corso delle sperimentazioni, sono riportate nella figura 4.16.

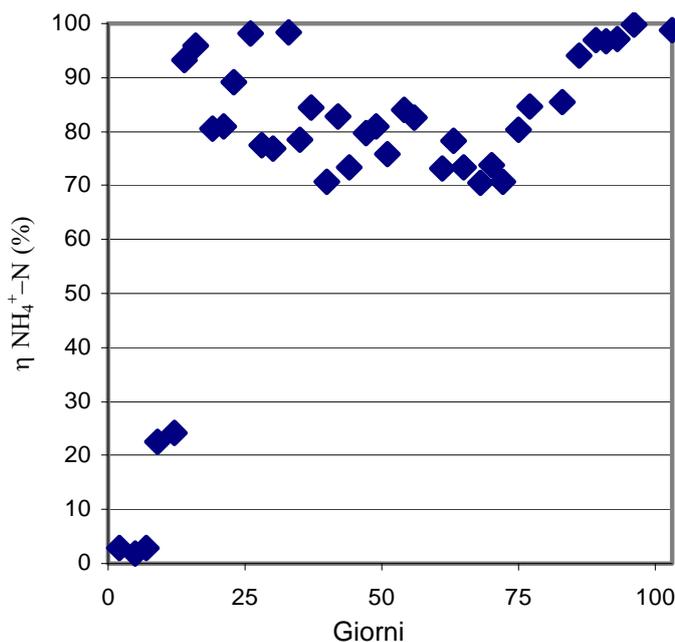


Figura 4.16: Efficienze di rimozione dell'azoto ammoniacale nel secondo reattore in funzione del tempo.

Mettendo in relazione il carico di azoto ammoniacale rimosso ( $\Delta C_A$ ), con il carico specifico di azoto ammoniacale applicato ( $C_A$ ), è stato riscontrato che fino a valori di carico specifico in ingresso pari a circa  $1 \text{ gNH}_4^+-\text{N}/\text{m}^2 \text{ d}$  è stata ottenuta la completa rimozione del carico applicato. Per valori di carico maggiori, invece, le efficienze di rimozione si sono attestate a circa il 76% (Figura 4.17).

Inoltre, la densità batterica superficiale sugli elementini di riempimento, ha mostrato un andamento crescente con il carico di azoto ammoniacale applicato, fino ad un valore asintotico, pari a circa  $4,5 \text{ gST}/\text{m}^2$ , in corrispondenza di carichi applicati maggiori di  $2 \text{ gNH}_4^+-\text{N}/\text{m}^2 \text{ d}$  (Figura 4.18).

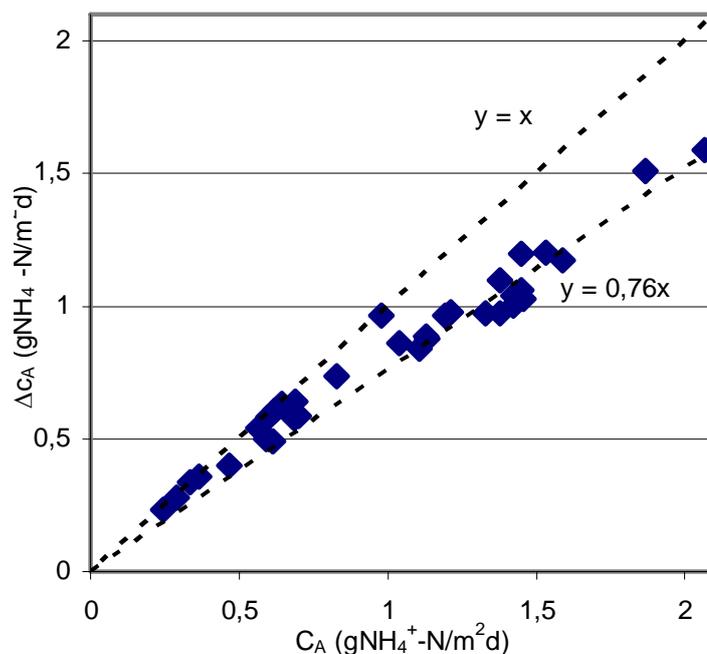


Figura 4.17: Carico di azoto ammoniacale rimosso in funzione del carico specifico di azoto ammoniacale applicato nel secondo reattore

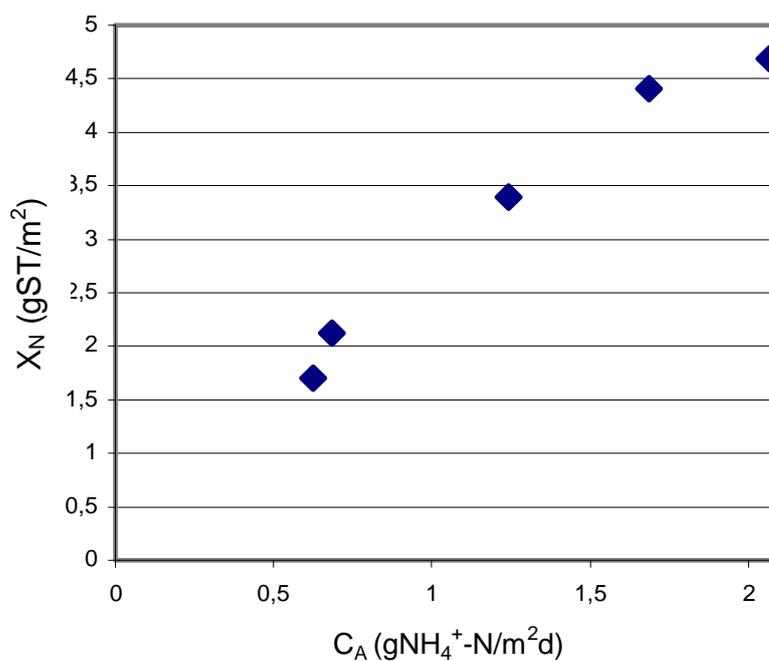


Figura 4.18: Densità batterica superficiale in funzione del carico specifico di azoto ammoniacale applicato

#### 4.3.5 Test cinetici condotti su elementini del secondo reattore

I risultati dei test cinetici effettuati per valutare la rimozione dell'azoto ammoniacale, sono stati condotti con elementini di supporto prelevati dal secondo reattore dell'impianto pilota, caratterizzati da una densità batterica

superficiale variabile tra 1,60 e 9,39 g/m<sup>2</sup>. Per valori di biomassa compresi tra 1,60 e 3,39 g/ m<sup>2</sup>, la rimozione dell'azoto ammoniacale nel tempo h assunto un andamento lineare, tipico di una cinetica di ordine zero, indice di una bassa influenza dei fenomeni di trasporto nel processo di nitrificazione (Figura 4.19).

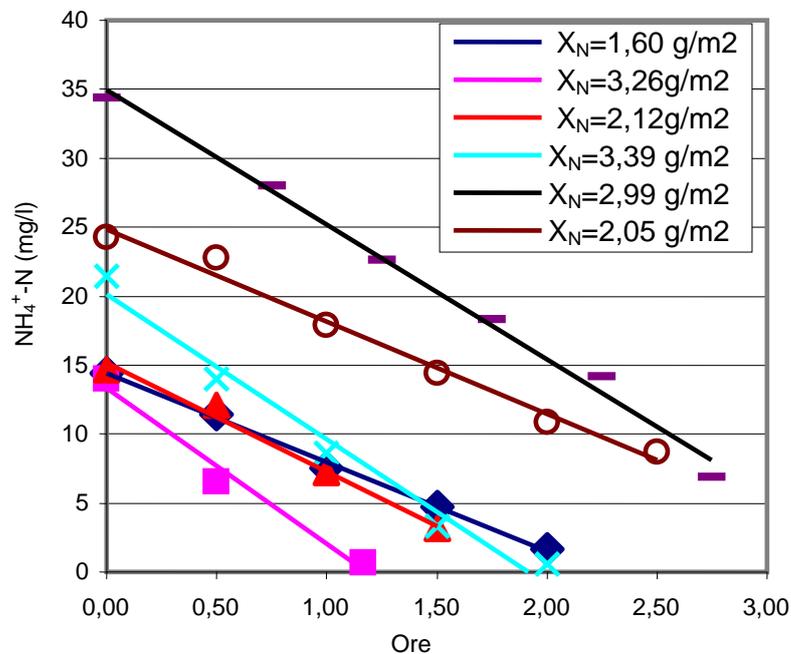


Figura 4.19: Risultati degli AUR test - Rimozione dell'azoto ammoniacale

L'andamento lineare della velocità di rimozione dell'azoto ammoniacale in funzione della densità batterica superficiale sui supporti (Figura 4.20), ottenuto nello stesso intervallo di densità batterica di 1,60 - 3,39 g/ m<sup>2</sup>, consente di definire il biofilm sottile e completamente penetrato (Pastorelli et al., 1997).

Al contrario, i risultati dei test cinetici condotti con elementini caratterizzati da una densità batterica superficiale di 8,1 e 9,39 g/m<sup>2</sup>, mostrano un andamento della rimozione dell'azoto ammoniacale nel tempo tipico di una cinetica di ordine uno (Figura 4.21), indice che con l'ispessimento della pellicola biologica sugli elementini la diffusione all'interno del biofilm potrebbe essere un fattore limitante.

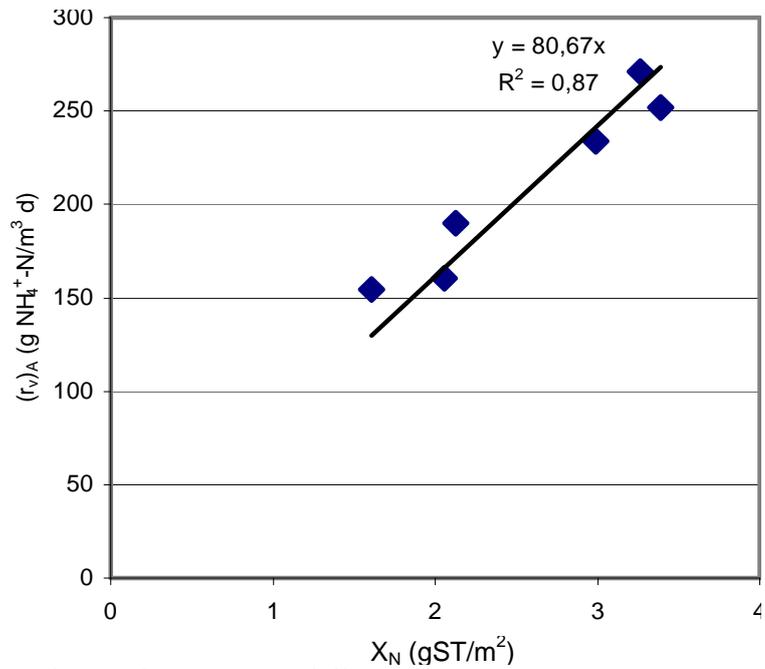


Figura 4.20: Velocità di rimozione dell'azoto ammoniacale in funzione della densità batterica superficiale

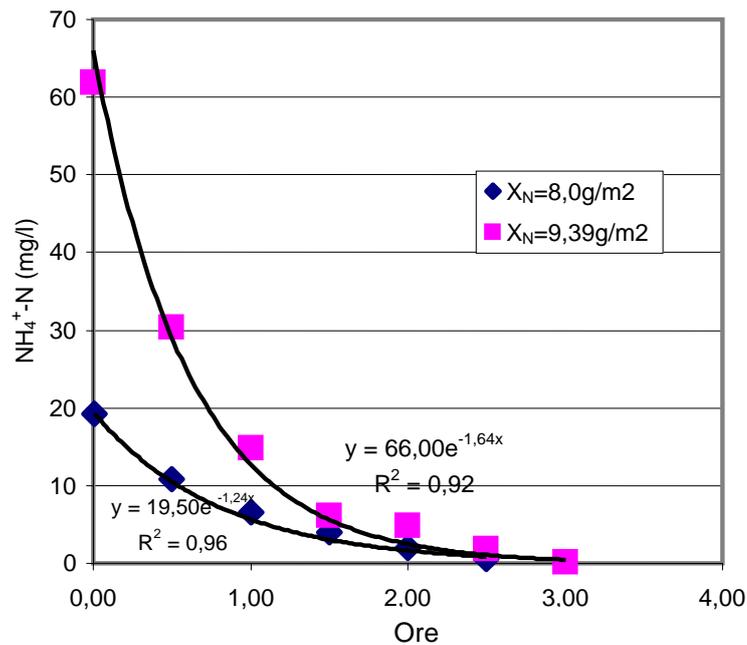


Figura 4.21: Risultati degli AUR test condotti con elementini caratterizzati da elevati valori di densità batterica superficiale.

#### 4.3.6 Modello matematico di ossidazione dell'azoto ammoniacale

Considerando un reattore del tipo MBBR a completa miscelazione, il bilancio di massa del substrato può essere scritto come:

$$Q([NH_4^+ - N]_{IN} - [NH_4^+ - N]_{OUT}) - r_s S = 0 \quad [1]$$

in cui:

$Q$  = portata;

$NH_4-N_i$  = concentrazione di substrato azotato in ingresso;

$NH_4-N_u$  = concentrazione di substrato azotato in uscita;

$r$  = velocità di rimozione specifica riferita alla superficie degli elementini;

$S$  = superficie di colonizzazione nel reattore.

La superficie di colonizzazione all'interno del reattore può essere calcolata come:

$$S = S_R V = S_M f_s V \quad [2]$$

in cui:

$V$  = volume del reattore;

$S_R$  = superficie specifica riferita al volume del reattore;

$S_M$  = superficie specifica riferita al volume degli elementini di riempimento;

$f_s$  = grado di riempimento degli elementini nel reattore;

Esprimendo la velocità di rimozione dell'azoto ammoniacale in base al modello di Harremoës (Harremoës, 1978), valido per substrati diffusibili in biofilm completamente penetrati, con reazioni di rimozione caratterizzate da cinetiche di ordine zero rispetto alla concentrazione di substrato si ha:

$$(r_v)_{NH_4^+-N} = \frac{\mu_{\max}}{Y_A} S_R X_{NA} \quad [3]$$

dove  $\mu_{\max}$  è massimo tasso di crescita della biomassa,  $Y_A$  è il coefficiente di resa cellulare,  $S_R$  è la superficie specifica ed il termine  $X_{NA}$  rappresenta la densità batterica superficiale della biomassa adesa sugli elementini, espressa in termini di  $gCOD/m^2$ , mediante un coefficiente di conversione  $\alpha=1.42$  (Henze et al. 1995). Assumendo come valore del coefficiente di resa cellulare

della biomassa autotrofa  $Y_A = 0.24 \text{ gCODx/gN}$  (Henze et al., 1995), considerando la superficie specifica di colonizzazione pari a  $S_R = 250\text{m}^2/\text{m}^3$ , il massimo tasso di crescita della biomassa  $\mu_{\max}$  può essere stimato, in base alla pendenza della retta relativa all'andamento della velocità di rimozione dell'azoto ammoniacale in funzione della biomassa  $X_{NA}$ , pari a  $0,055 \text{ d}^{-1}$  (Figura 4.22)

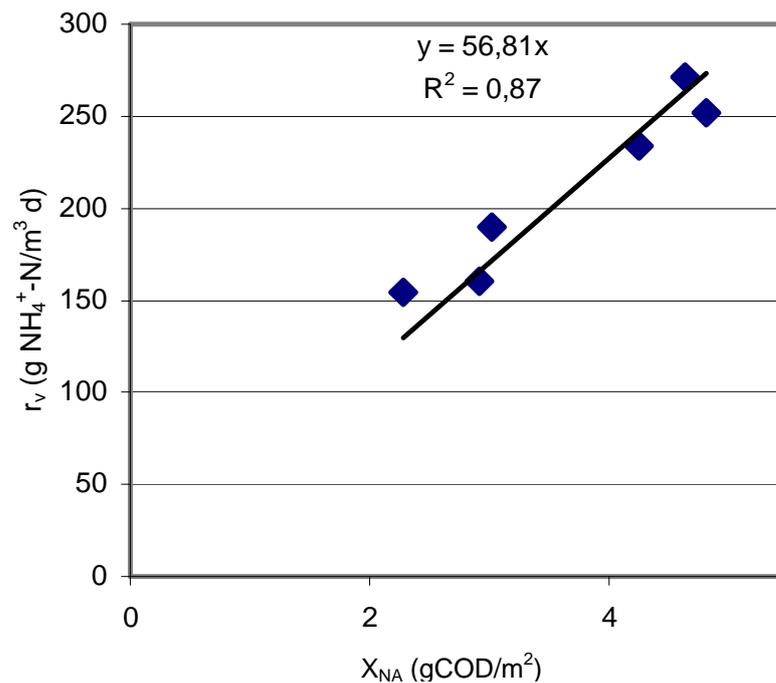


Figura 4.22: Velocità di rimozione dell'azoto ammoniacale in funzione della densità batterica superficiale espressa in gCOD/m<sup>2</sup>

Durante la sperimentazione la densità batterica superficiale è variata con il carico specifico di azoto ammoniacale applicato, seguendo un andamento esponenziale del tipo:

$$X_{NA} = X_{NA\max} (1 - e^{-k \cdot C_A}) \quad [4]$$

in cui  $X_{NA\max}$  è la massima concentrazione di biomassa adesa e  $k$  è una costante, che nel caso specifico sono risultati pari a  $9,5 \text{ gCOD/m}^2$  e  $0,56 \text{ (gCOD/m}^2\text{d)}^{-1}$  rispettivamente (figura 4.23).

Sulla base delle precedenti relazioni, la velocità specifica di rimozione può essere scritta come:

$$(r_v)_A = \frac{\mu_{\max}}{Y_A} S_S X_{NA \max} (1 - e^{-kC_A}) \quad [5]$$

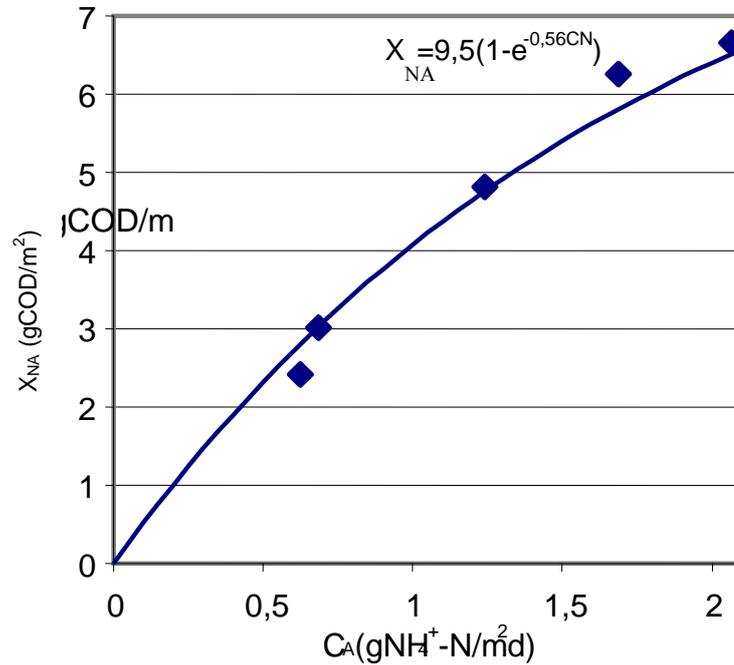


Figura 4.23: Densità batterica superficiale in funzione del carico specifico di azoto ammoniacale applicato.

Sostituendo l'equazione 5 nell'equazione 1, il bilancio di massa del substrato azotato può essere espresso come:

$$Q([NH_4^+ - N]_{IN} - [NH_4^+ - N]_{OUT}) = \frac{\mu_{\max}}{Y_A} S_R V X_{NA \max} (1 - e^{-kC_A}) \quad [6]$$

In figura 4.24 è riportato il confronto tra la quantità di carico di azoto ammoniacale rimosso, calcolato con l'equazione 6 ( $\Delta C_A^*$ ), e quello ottenuto nel corso delle sperimentazioni nel secondo reattore dell'impianto pilota del tipo MBBR ( $\Delta C_A$ ).

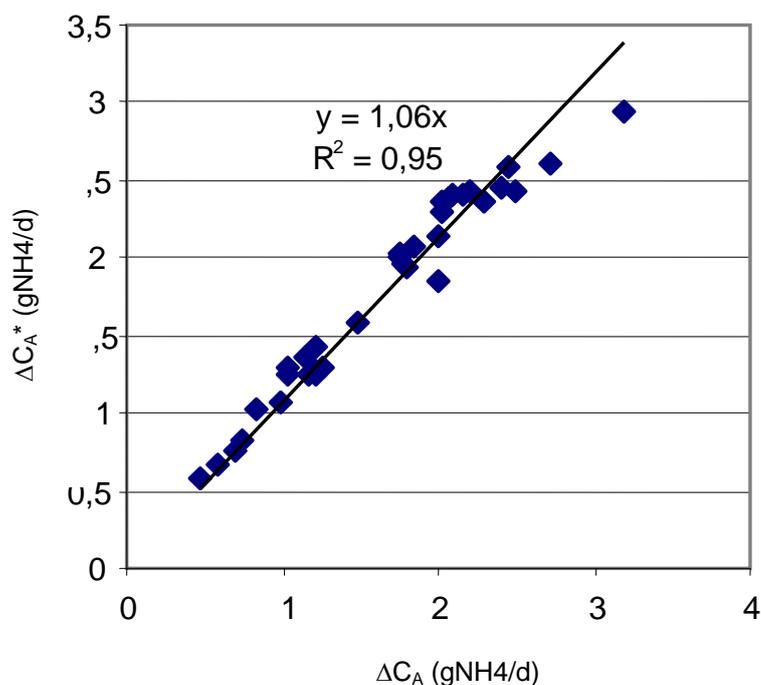


Figura 4.24: Confronto tra i valori di carico di azoto ammoniacale calcolati con il modello matematico e quelli sperimentali ottenuti sull'impianto pilota MBBR

Come si può osservare, la retta interpolante è prossima alla bisettrice del primo quadrante, con coefficiente angolare pari a 1,06 ed un coefficiente di correlazione pari a 0,95 e ciò, indicando la sostanziale coincidenza dei dati sperimentali con quelli calcolati, costituisce una validazione del modello matematico ottenuto.

#### 4.3.7 Controlli sul terzo reattore

Il terzo reattore dell'impianto pilota MBBR è stato mantenuto in condizioni anossiche al fine di ottenere la rimozione dell'azoto nitrico, mediante un processo di post denitrificazione, aggiungendo come substrato carbonioso velocemente biodegradabile il metanolo.

In tale reattore le concentrazioni di ossigeno disciolto sono risultate sempre inferiori ad 1 mg/l ed i valori di pH compresi tra 7 e 8,5.

I rendimenti di rimozione del COD solubile si sono attestati in tutto il periodo d'indagine a valori medi prossimi al 93%, mentre i rendimenti di abbattimento dell'azoto nitrico nei primi 28 giorni hanno assunto un

andamento progressivamente crescente attestandosi successivamente a valori compresi tra il 70 e l'85% (Figura 4.25).

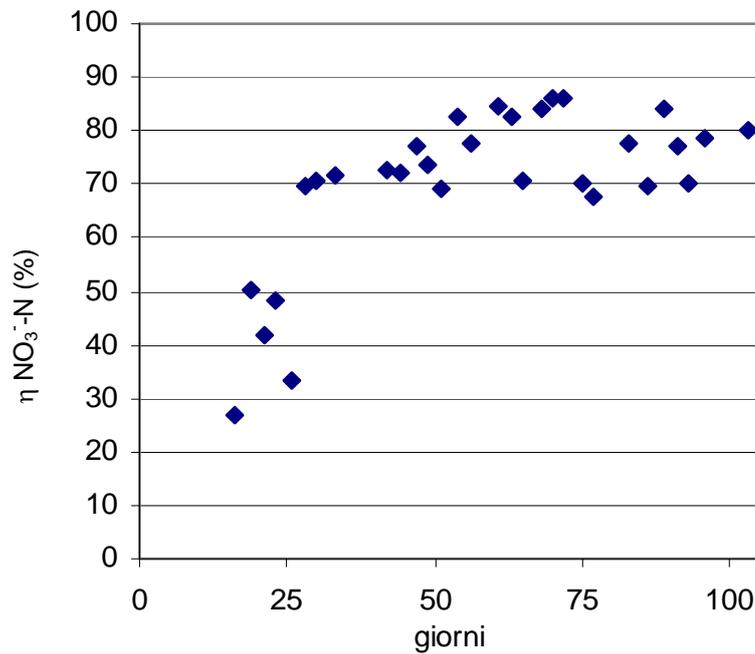


Figura 4.25: Rendimento di rimozione dell'azoto nitrico nel terzo reattore nel tempo.

Nel corso delle sperimentazioni l'efficienza del processo di denitrificazione è risultata mantenersi intorno al 77%, indipendentemente dal carico di azoto nitrico applicato (Figura 4.26).

I controlli effettuati sulla presenza della densità batterica superficiale della biomassa adesa sugli elementini di riempimento del terzo reattore hanno mostrato una loro dipendenza lineare in funzione dal carico di azoto nitrico applicato (Figura 4.27).

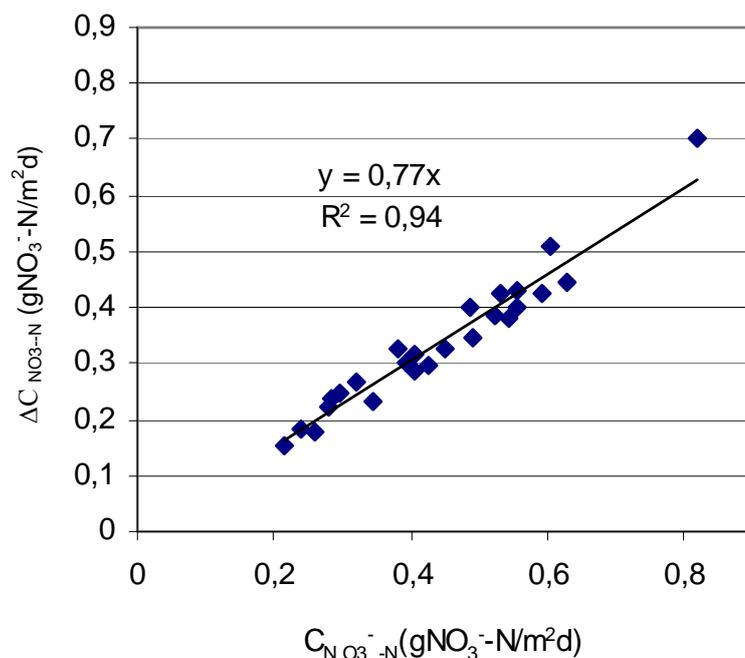


Figura 4.26: Carico specifico di azoto nitrico in funzione del carico specifico applicato nel terzo reattore.

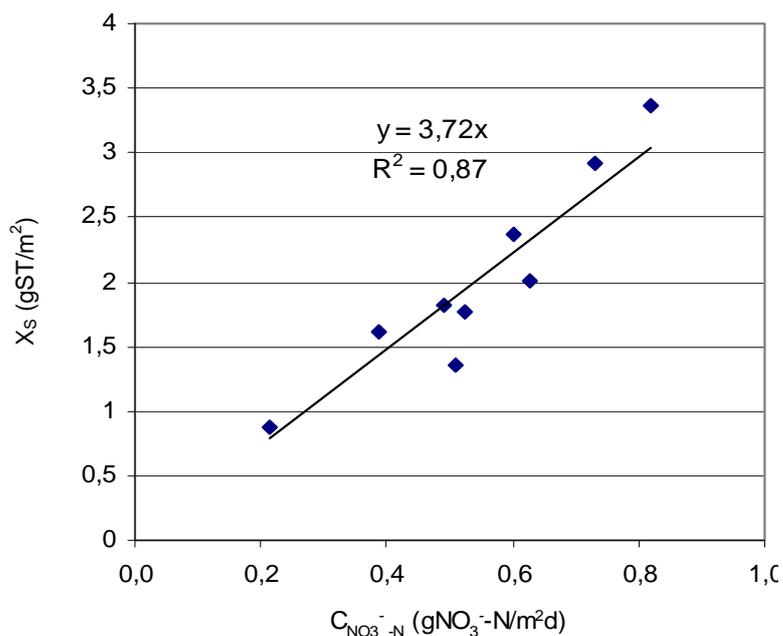


Figura 4.27: Densità batterica superficiale in funzione del carico specifico di azoto nitrico applicato nel terzo reattore

#### 4.3.8 Test cinetici condotti su elementini del terzo reattore

I test cinetici effettuati per valutare la rimozione dell'azoto nitrico (NUR) sono stati condotti con elementini caratterizzati da densità batteriche superficiali comprese tra 1 e 3,37 gST/m<sup>2</sup>.

I risultati di tali test hanno evidenziato che sia la rimozione dell'azoto nitrico che quella del COD velocemente biodegradabile (RBCOD) hanno assunto andamenti lineari (Figure 4.28 e 4.29), indice di cinetiche di ordine zero nei confronti di entrambi i substrati.

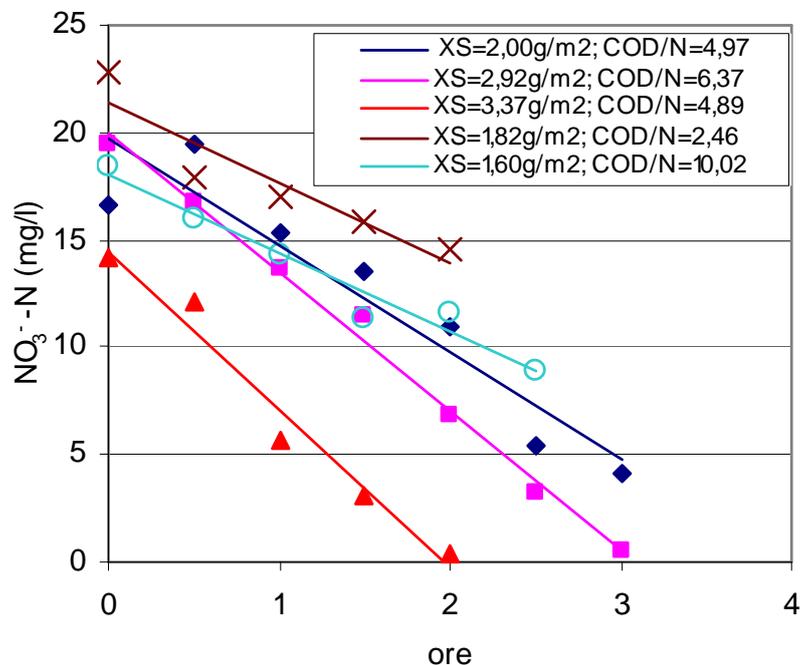


Figura 4.28: Concentrazione di azoto nitrico nel tempo

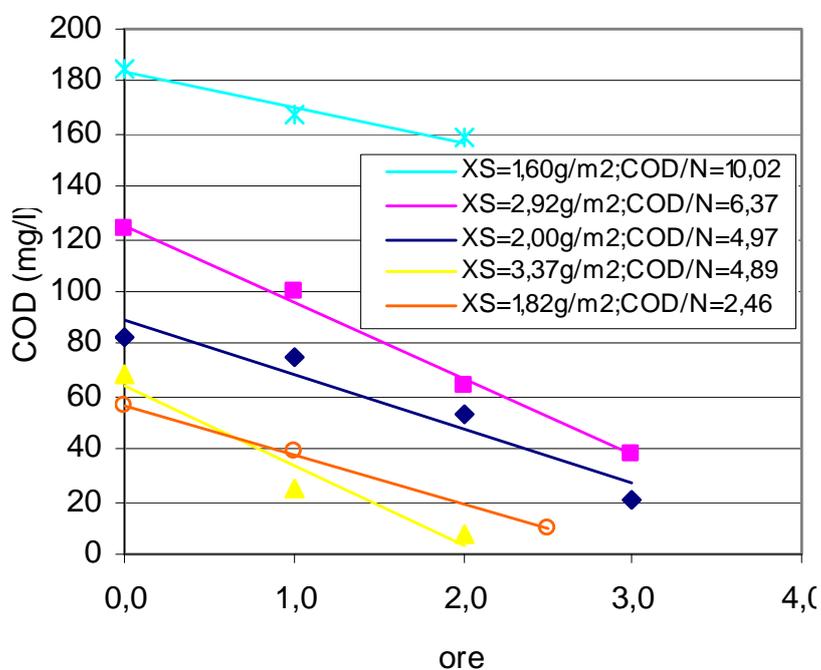


Figura 4.29: Concentrazione di COD nel tempo

Inoltre, sia per l'azoto nitrico, che per il COD velocemente biodegradabile, è la riscontrata dipendenza lineare della velocità di abbattimento con la

densità batterica superficiale (Figure 4.30 e 4.31), consente di classificare il biofilm come sottile e completamente penetrato.

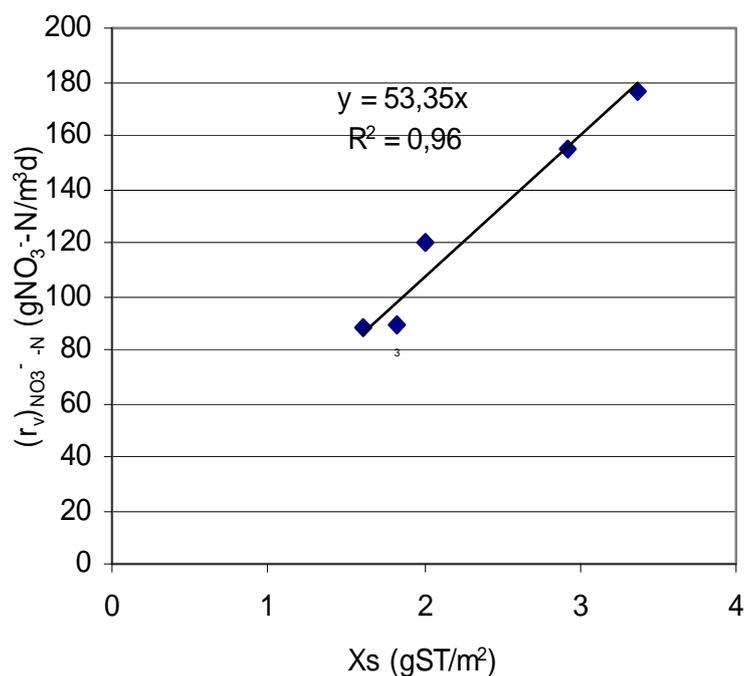


Figura 4.30: Velocità di rimozione dell'azoto nitrico in funzione della densità batterica superficiale

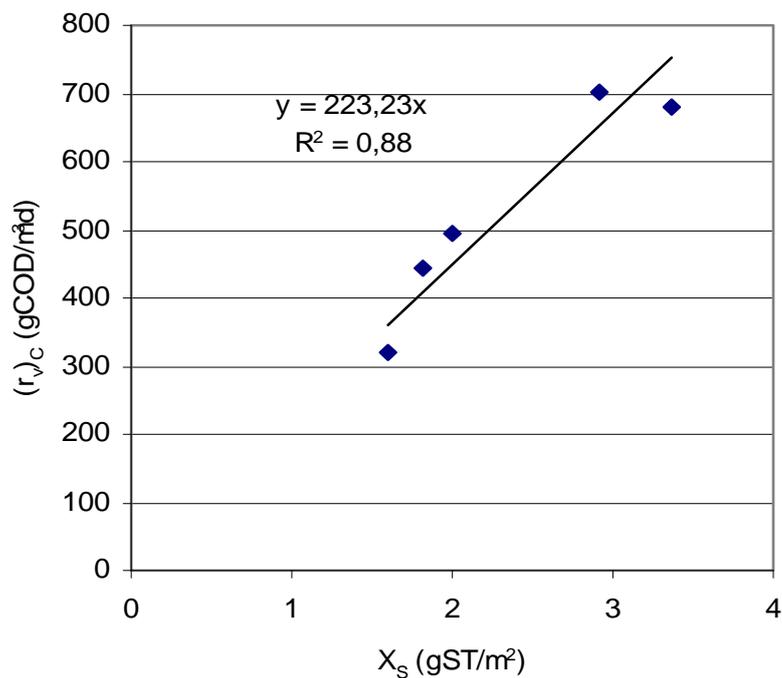


Figura 4.31: Velocità di rimozione del COD in funzione della densità batterica superficiale

Il rapporto tra la velocità di rimozione del COD velocemente biodegradabile e quella dell'azoto nitrico, ovvero tra i coefficienti angolari

$K_C$  e  $K_{NO_3 - N}$ , consente di calcolare il reale consumo di substrato carbonioso ( $\Delta COD$ ) per grammo di azoto nitrico rimosso ( $\Delta NO_3^- - N$ )

$$\frac{\Delta COD}{\Delta NO_3^- - N} = \frac{(r_v)_C}{(r_v)_{NO_3^- - N}} = \frac{K_C X_S}{K_{NO_3^- - N} X_S}$$

Nel caso specifico tale valore è risultato pari a 4,3, in accordo con quanto riportato in letteratura (Aspegren et al. 1998).

#### ***4.3.9 Modello matematico di rimozione dell'azoto nitrico***

Per un reattore del tipo MBBR a completa miscelazione, il bilancio di massa del substrato azotato può essere espresso come:

$$Q([N_{in}] - [N_{out}]) - r_s S = 0 \quad [1]$$

in cui:

$Q$  = portata;

$N_{in}$  = concentrazione di substrato azotato in ingresso;

$N_{out}$  = concentrazione di substrato azotato in uscita;

$r_s$  = velocità di rimozione specifica riferita alla superficie degli elementini;

$S$  = superficie di colonizzazione nel reattore.

La superficie di colonizzazione all'interno del reattore può essere calcolata come:

$$S = S_R V = S_M f_s V \quad [2]$$

in cui:

$V$  = volume del reattore;

$S_R$  = superficie specifica riferita al volume del reattore;

$S_M$  = superficie specifica riferita al volume degli elementini di riempimento;

$f_S$  = grado di riempimento degli elementini nel reattore;

Nell'ipotesi di cinetica intrinseca di ordine zero e di biofilm sottile e completamente penetrato (Harremoës, 1982), la velocità di rimozione del substrato carbonioso può essere espressa come:

$$(r_v)_C = \frac{\mu_{\max}}{Y_H} S_R X_{SA} \quad [3]$$

in cui  $X_{SA}$  è la densità batterica superficiale espressa come gCOD/m<sup>2</sup> mediante il fattore di conversione pari a 1,42 gCOD/gST (Henze et al. 1995), ed i termini  $\mu_{\max}$  e  $Y_H$  rappresentano rispettivamente la massima velocità di crescita ed il fattore di resa cellulare dei batteri eterotrofi.

Tenendo conto che la quantità di ossigeno disponibile in 1 g di NO<sub>3</sub><sup>-</sup> - N per l'attività dei batteri eterotrofi può essere assunta pari a 2,86 (Henze et al., 1995), il rapporto tra il consumo di ossigeno e la velocità di rimozione dell'azoto nitrico (sarà dato dalla seguente espressione:

$$\frac{(r_v)_{O_2}}{(r_v)_{NO_3^- - N}} = 2,86 \quad [4]$$

da cui

$$(r_v)_{NO_3^- - N} = \frac{(r_v)_{O_2}}{2,86} \quad [5]$$

Il consumo di ossigeno necessario l'ossidazione della sostanza organica è pari a:

$$(r_v)_{O_2} = (1 - Y_H)(r_v)_C \quad [6]$$

Sostituendo l'equazione 3 nell'equazione 6 si ha:

$$(r_v)_{O_2} = (1 - Y_H) \frac{\mu_{\max}}{Y_H} S_R X_{SA} \quad [7]$$

Infine, sostituendo l'equazione 7 nell'equazione 5, la velocità di rimozione dell'azoto nitrico assumerà la seguente espressione:

$$(r_v)_{NO_3^- - N} = \frac{1 - Y_H}{2,86 Y_H} \mu_{\max} S_R X_{SA} \quad [8]$$

Nelle figure 4.32 e 4.33 è riportata la dipendenza della velocità di rimozione del COD e quella dell'azoto nitrico, in funzione della densità batterica superficiale espressa in  $gCOD/m^2$ ,  $X_{SA}$ , individuata sperimentalmente mediante i test NUR.

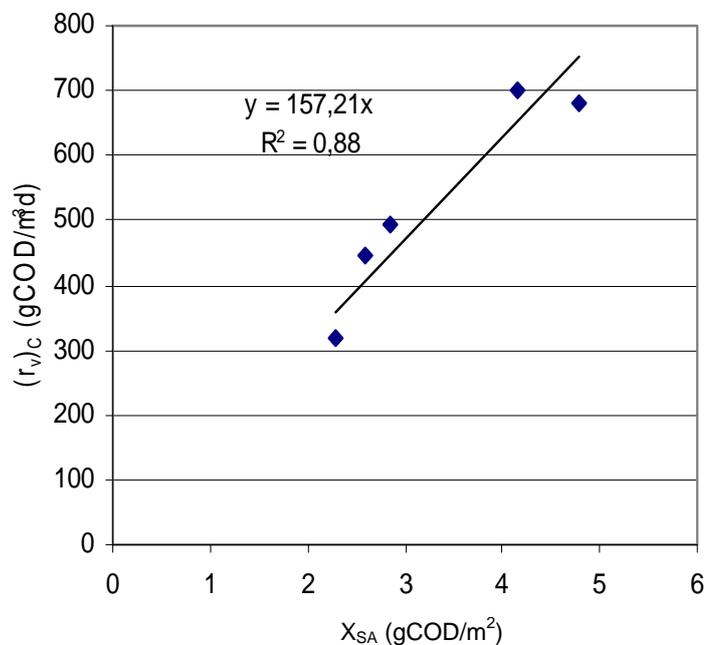


Figura 4.32: Velocità di rimozione del COD in funzione della densità batterica superficiale espressa in  $gCOD/m^2$

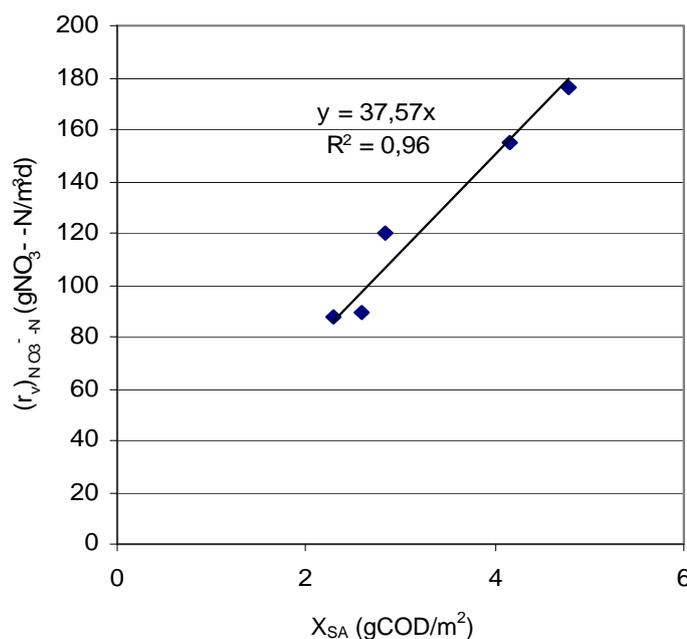


Figura 4.33: Velocità di rimozione dell'azoto nitrico in funzione della densità batterica superficiale espressa in gCOD/m<sup>2</sup>

Dai valori dei coefficienti angolari delle due rette sperimentali, considerando la superficie specifica SR pari a 250 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>, è stato possibile calcolare i parametri  $\mu_{max}$  e  $Y_H$ , pari rispettivamente a 0,2 d<sup>-1</sup> e 0,32 gCOD<sub>X</sub>/gCOD<sub>C</sub>.

Nel corso delle sperimentazioni la densità batterica sugli elementini del terzo reattore dell'impianto pilota MBBR è risultata variare con il carico specifico di azoto nitrico applicato  $C_{NO_3^- - N}$ , con un andamento lineare (Figura 4.34) esprimibile con la seguente relazione:

$$X_{SA} = k_N C_{NO_3^- - N} \quad [9]$$

nella quale il coefficiente angolare  $k_N$ , risulta pari a 5,28 gCOD d/gNO<sub>3</sub><sup>-</sup>N.

Sostituendo l'equazione 9 nell'equazione 8, la velocità di rimozione dell'azoto nitrico sarà data dalla seguente espressione:

$$(r_v)_{NO_3^- - N} = \frac{1 - Y_H}{2,86Y_H} \mu_{\max} S_R k_N C_{NO_3^- - N} \quad [10]$$

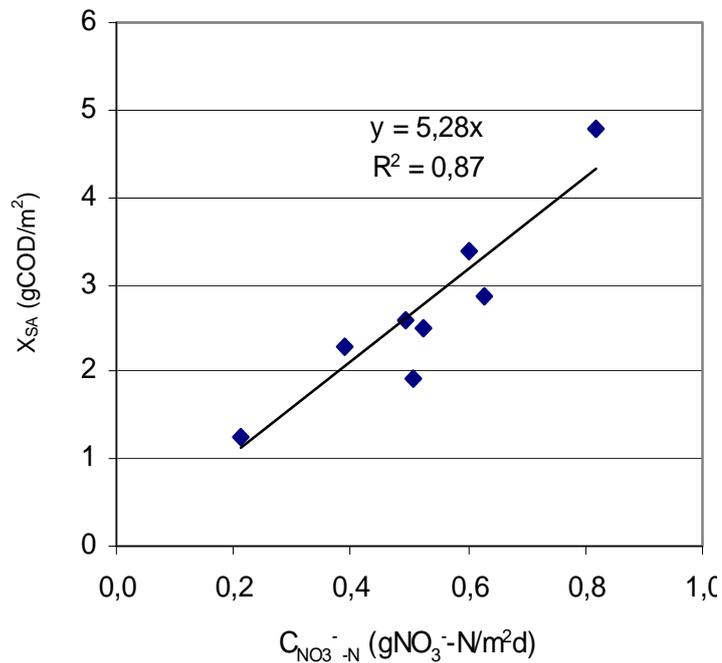
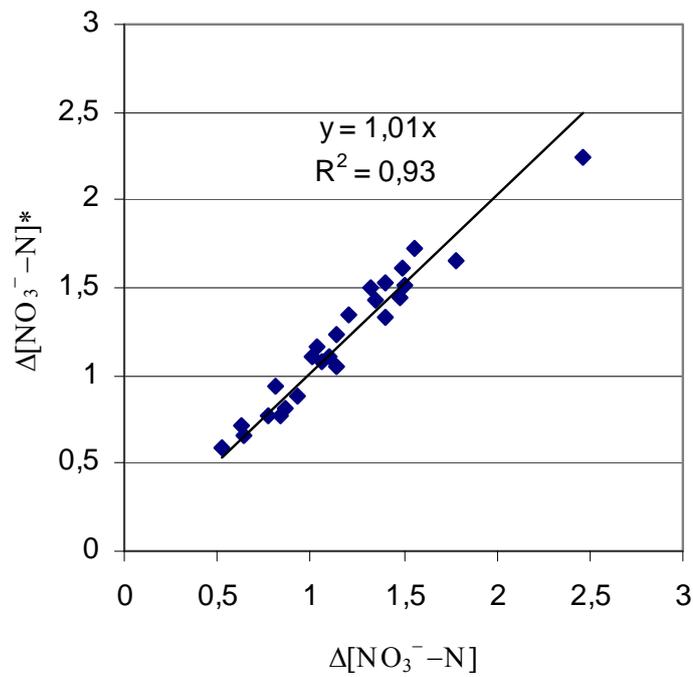


Figura 4.34: Densità batterica superficiale espressa in gCOD/m<sup>2</sup> in funzione del carico specifico di azoto nitrico applicato.

Tenendo conto dell'equazione 10, il bilancio di massa del substrato azotato applicato al terzo reattore anossico dell'impianto pilota del tipo MBBR a completa miscelazione, espresso dall'equazione 1, sarà dato da:

$$Q([NO_3^- - N]_{in} - [NO_3^- - N]_{out}) = \frac{1 - Y_H}{2,86Y_H} \mu_{\max} S_R k_N C_{NO_3^- - N} V \quad [11]$$

Dal confronto fra i valori di carico di azoto nitrico abbattuto calcolati con l'equazione 11 ( $[\Delta NO_3^- - N]^*$ ) e quelli ottenuti sperimentalmente sull'impianto pilota ( $\Delta NO_3^- - N$ ), si ottiene la relazione riportata in figura 4.35.



*Figura 4.35: Confronto tra i valori di carico di azoto nitrico rimossi calcolati con il modello matematico ottenuto e quelli rilevati sperimentalmente sull'impianto pilota.*

Come si può osservare, la retta interpolante è prossima alla bisettrice del primo quadrante, con un coefficiente angolare pari a 1,01 ed un coefficiente di correlazione pari a 0,93 e ciò, indicando la sostanziale coincidenza dei dati sperimentali con quelli calcolati, costituisce una validazione del modello matematico ottenuto.

# **Applicazione dei modelli numerici su un impianto del tipo MBBR a scala reale**

### **5.1 Premessa**

Al fine di verificare la validità anche su scala reale dei modelli di trasporto individuati in scala di laboratorio, lo studio sperimentale è stato esteso all'impianto di depurazione del tipo MBBR al servizio del Comune di Castelsilano (KR), e le efficienze di rimozione del carico organico e dell'azoto rilevate sperimentalmente sull'impianto, sono state confrontate con quelle calcolate con quel tipo di modelli.

Perché i modelli messi a punto potessero essere applicati è stato necessario, preventivamente, assimilare i reattori reali a reattori ideali a completa miscelazione, per cui le unità dell'impianto in scala reale di Castelsilano sono state sottoposte preliminarmente a caratterizzazione idrodinamica, mediante prove di tracciamento.

Successivamente, nel corso delle sperimentazioni l'impianto è stato sottoposto in tre fasi successive al controllo dell'efficienza di abbattimento del carico organico e dell'azoto ammoniacale, effettuando ogni volta i test cinetici necessari per determinare i parametri cinetici caratteristici dei modelli di trasporto, utilizzando quale biomassa attiva quella presente sugli elementini di riempimento prelevati dallo stesso impianto di Castelsilano

### **5.2 L'impianto di Castelsilano**

L'impianto di depurazione a servizio del comune di Castelsilano (KR), sito in località Canalicchio, è posto ad una quota di circa 800m slm ed è stato progettato originariamente per una potenzialità massima di 1500 abitanti equivalenti, secondo una schema a fanghi attivi semplificato. Esso presentava una grigliatura manuale, un bacino unico a pianta rettangolare con un

comparto di ossidazione del volume di 220 m<sup>3</sup> ed uno di sedimentazione di 56 m<sup>3</sup>, una vasca di disinfezione di 12 m<sup>3</sup>, un digestore aerobico di 48 m<sup>3</sup>, ed una serie di letti di essiccamento per la disidratazione naturale dei fanghi.

A causa della impossibilità tecnica di poter ampliare l'impianto esistente dotandolo di nuove unità, non avendo a disposizione superfici sufficienti per la realizzazione di nuovi manufatti, tenendo conto degli elevati costi che avrebbe comportato la costruzione di un nuovo impianto in altra località, si è proceduto al suo adeguamento ricorrendo agli elementini mobili di riempimento.

Esso è stato potenziato installando una staccatura fine e risistemando le unità già esistenti in modo da realizzare un comparto di pre-denitrificazione per l'abbattimento dell'azoto nitrico, da adeguare la fase di ossidazione fino ad assicurare la nitrificazione, da migliorare le efficienze della sedimentazione collocando nel suo comparto dei pacchi lamellari, da facilitare lo smaltimento dei fanghi procedendo all'installazione di un sistema per la disidratazione meccanica.

Per la pre-denitrificazione, un volume di 70 m<sup>3</sup> è stato sottratto alla fase ossidativa delimitandolo con setti in calcestruzzo e posizionando delle opportune griglie di contenimento sulle luci di comunicazione con la vasca di ossidazione. In tale comparto sono stati aggiunti gli elementini mobili di riempimento fino ad un grado di riempimento del 60%, assicurando il loro mescolamento mediante un ricircolo interno del liquame, attuato mediante una pompa sommersa collocata in un vano di separazione tra il comparto anossico e quello aerato.

All'interno della vasca di ossidazione, del volume residuo di circa 153 m<sup>3</sup>, al fine di migliorare l'efficienza del processo di nitrificazione, sono stati collocati due setti deflettori in calcestruzzo disposti in modo tale da modificarne le condizioni di flusso e da suddividerlo in tre comparti, di cui il primo a sezione trapezoidale, del volume di 71,5 m<sup>3</sup>, il secondo ed il terzo a sezione rettangolare rispettivamente del volume di 44,8 m<sup>3</sup> e 37,1 m<sup>3</sup>. Inoltre,

per garantire il contenimento dei supporti, sui setti in calcestruzzo, nelle zone di comunicazione tra i comparti, sono state poste delle griglie in acciaio zincato. Per migliorare l'aerazione, nella vasca è stato installato un sistema di fornitura d'aria ad insufflazione dotato di 3 compressori ad assi rotanti.

Quali materiali di riempimento sono stati utilizzati elementini rigidi a canale aperto in PEad del tipo BIOMASTER BCN commercializzati dalla Amitec srl. Per la fase di denitrificazione, è stata adottata la tipologia BCN H35, costituita da tronchetti cilindrici con parete laterale a struttura aperta, del diametro esterno di 35 mm, lunghezza 35 mm, superficie specifica totale di  $300 \text{ m}^2/\text{m}^3$  e superficie specifica protetta di circa  $160 \text{ m}^2/\text{m}^3$  (Figura 5.1).



*Figura 5.1: Elementini BIOMASTER BCN H35*

Per la fase ossidativa, è stato previsto l'utilizzo degli elementini BCN 09KL, che presentano sulla parete laterale numerose alettature longitudinali per garantire la formazione di colonie batteriche anche sulla loro superficie esterna. Tali elementini sono caratterizzati da un diametro esterno di 11 mm, una lunghezza di 7 mm, una superficie specifica totale di  $874 \text{ m}^2/\text{m}^3$  e una superficie specifica protetta di  $500 \text{ m}^2/\text{m}^3$  (Figura 5.2).



*Figura 5.2: Elementini BIOMASTER BCN 09KL*

Nel primo comparto di ossidazione gli elementini sono stati inseriti con un grado di riempimento del 35%, nel secondo e nel terzo del 45% e 55%, rispettivamente.

Per la fase di sedimentazione secondaria è stato utilizzato il comparto originariamente utilizzato per la digestione dei fanghi, nel quale, per migliorarne l'efficienza, sono stati collocati dei pacchi lamellari in PEad. L'effluente una volta chiarificato è inviato alla successiva fase di clorazione.

Per la vasca di digestione aerobica si è ricorso alle volumetrie originariamente utilizzate per la sedimentazione secondaria dotando la vasca di un sistema d'insufflazione d'aria alimentato da un compressore. Per la disidratazione dei fanghi è stato adottato un sistema a sacchi drenanti che prevede la raccolta dei fanghi secchi in sacchi di polietilene facilmente trasportabili e smaltibili.

All'impianto afferisce una portata media di circa 9 m<sup>3</sup>/h con una concentrazione media di COD di circa 680 mg/l e di azoto ammoniacale di 28 mg/l, non è previsto il ricircolo dei fanghi sedimentati, ma solo il ricircolo dell'effluente nitrificato in testa alla vasca di denitrificazione. In Figura 5.3 è rappresentato lo schema dell'impianto di Castelsilano dopo gli interventi di adeguamento.

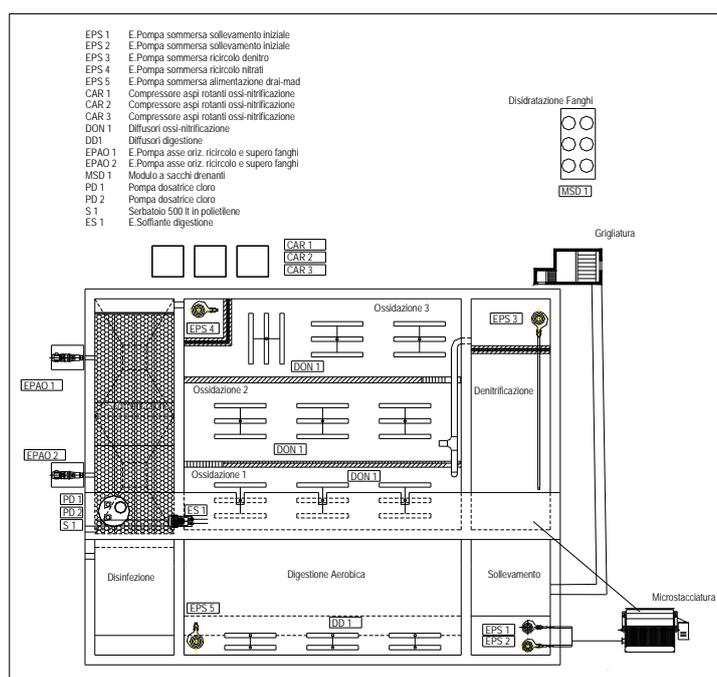


Figura 5.3: Schema dell'impianto di Castelsilano dopo gli interventi di adeguamento

## **5.3 Metodologie**

### ***5.3.1 Prove di tracciamento***

Preliminarmente, al fine di verificare il comportamento idrodinamico della fase ossidativa dell'impianto di Castelsilano, sono state condotte delle prove di tracciamento; in particolare essendo la vasca di ossidazione costituita da tre compartimenti, di cui il primo con una parte del fondo inclinato, e quindi con una geometria differente rispetto agli altri due, è stato necessario condurre due prove di tracciamento.

La prima è stata eseguita per valutare il numero di reattori ideali cui poter assimilare il primo compartimento; la seconda per valutare il comportamento idrodinamico dei due successivi. Entrambe le prove sono state condotte sollecitando il sistema con perturbazioni a scalino, usando come tracciante una soluzione di cloruro di sodio che è stata immessa, nel primo caso, in ingresso della prima vasca aerata e nel secondo in testa al secondo compartimento.

La prima prova è stato necessario prostrarla per un tempo complessivo di circa 3 h, in quanto il primo compartimento è risultato caratterizzato da un tempo di detenzione medio di circa 2,7h. Infatti essendo il volume di reazione ottenibile sottraendo al volume totale della vasca pari a 71,5 m<sup>3</sup> il volume occupato dagli elementi di circa 5,7 m<sup>3</sup>, può essere stimato di circa 65,8 m<sup>3</sup> e la portata influente complessiva, comprensiva sia del ricircolo dell'effluente nitrificato sia della soluzione di sale, di circa 24,7 m<sup>3</sup>/h,.

Per poter indurre, con l'immissione del sale, un incremento di conducibilità di circa 3 mS/cm, sull'ingresso della vasca di ossidazione è stata aggiunta, con una portata di 28,4 l/min, una soluzione di NaCl al 3,4% ottenuta solubilizzando circa 175 kg di NaCl in 5,1 m<sup>3</sup> di acqua.

Nel corso della prova, ogni 15 minuti è stata controllata la conducibilità del liquame in uscita dal primo compartimento, saltuariamente quella del liquame in ingresso che si è mantenuta mediamente intorno ai 0,4 mS/cm.

Durante la seconda prova, per ottenere un incremento di conducibilità di 4,4 mS/cm con una portata di 24,5 l/min, in ingresso al secondo comparto, è stata immessa una soluzione salina al 4,6%, ottenuta sciogliendo 213 Kg in 4,7 m<sup>3</sup>.

Essendo la portata complessiva afferente di 24 m<sup>3</sup>/h ed il volume utile complessivo del secondo e terzo comparto di circa 72,7 m<sup>3</sup>, in quanto presenti in entrambe le unità 20 m<sup>3</sup> di elementini, per un volume di pieni di 9,2 m<sup>3</sup> da sottrarre al volume totale di 81,9 m<sup>3</sup>, è stato necessario protrarre la prova per un tempo di circa 3,2 h, maggiore del tempo medio di ritenzione idraulica teorico di 3 h.

I controlli di conducibilità sono stati condotti, con una frequenza di 15 minuti, in uscita dalla vasca di ossidazione, e sul liquame in uscita dal primo comparto che è risultato caratterizzato, al termine della prova, da una conducibilità media di 0,52 mS/cm.

### ***5.3.2 Controlli sull'impianto***

Nel corso dei controlli sull'impianto la temperatura e l'ossigeno disciolto sono stati rilevati direttamente nelle vasche con strumentazione portatile. I campioni di liquame prelevati sono stati sottoposti alla determinazione del COD totale (COD<sub>TOT</sub>) del solubile (COD<sub>SOL</sub>), delle diverse forme di azoto (N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup>, N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>) e dei solidi sospesi totali, secondo quanto riportato negli standard methods (APHA-AWWA-WEF,1992). Il COD solubile è stato determinato previa flocculazione del campione, secondo quanto proposto da Mamais (Mamais et al. 1992).

La presenza di biomassa adesa sui supporti è stata determinata per via ponderale sottoponendo 20 elementini a pesata, prima e dopo lavaggio con una soluzione detergente fino al completo distacco della biomassa.

### ***5.3.3 Test cinetici***

I test cinetici di rimozione della sostanza organica sono stati eseguiti su 250 elementini mantenuti in agitazione in 400 ml di soluzioni a diversa

biodegradabilità, caratterizzate da concentrazioni di COD,  $\text{N-NH}_4^+$ , e  $\text{P-PO}_4^{-3}$  di circa 300, 30 e 3 mg/l, rispettivamente.

Quali substrati di riferimento sono stati utilizzati per la sostanza organica velocemente biodegradabile, velocemente idrolizzabile e lentamente biodegradabile, l'acetato di sodio, la glicerina e l'amido, rispettivamente.

I test AUR (Ammonia Utilization Rate) di abbattimento dell'azoto ammoniacale sono stati condotti su 250 elementini posti in 400 ml di soluzione di solfato di ammonio e fosfato di potassio caratterizzate di concentrazioni di  $\text{N-NH}_4^+$ , e  $\text{P-PO}_4^{-3}$  di circa 20 e 2 mg/l, rispettivamente.

Nel corso dei test, ad intervalli temporali prefissati, circa 10 ml di campione sono stati prelevati e sottoposti, previa filtrazione, alla determinazione del COD e dell'  $\text{N-NH}_4^+$  (Figura 5.4).



*Figura 5.4: Esecuzione dei test cinetici presso l'impianto di Castelsilano*

#### **5.4 Applicazione dei modelli matematici**

Al fine di valutare la capacità di rimozione della sostanza organica e quella di ossidazione dell'azoto ammoniacale dell'impianto di Castelsilano, sono stati utilizzati i modelli matematici prima descritti.

In particolare per quanto riguarda la sostanza organica è stata considerata la seguente relazione di bilancio di massa:

$$Q(C_0 - C_u) = [x_{RB}(r_V)_{RB} + x_{RH}(r_V)_{RH} + x_{SB}(r_V)_{SB}]V$$

nella quale compaiono la portata afferente all'impianto  $Q$ , le concentrazioni di sostanza organica in ingresso ed uscita  $C_0$  e  $C_u$ , il volume del reattore  $V$ , le velocità di abbattimento  $(r_V)_{RB}$ ,  $(r_V)_{RH}$  e  $(r_V)_{SB}$  dei substrati carboniosi velocemente biodegradabili, velocemente idrolizzabili e lentamente biodegradabili, rispettivamente, e le frazioni di sostanza organica  $x_{RB}$ ,  $x_{RH}$  e  $x_{SB}$  velocemente biodegradabile, velocemente idrolizzabile e lentamente biodegradabile, rispettivamente.

Per il substrato azotato, invece, è stato applicato il seguente bilancio di massa:

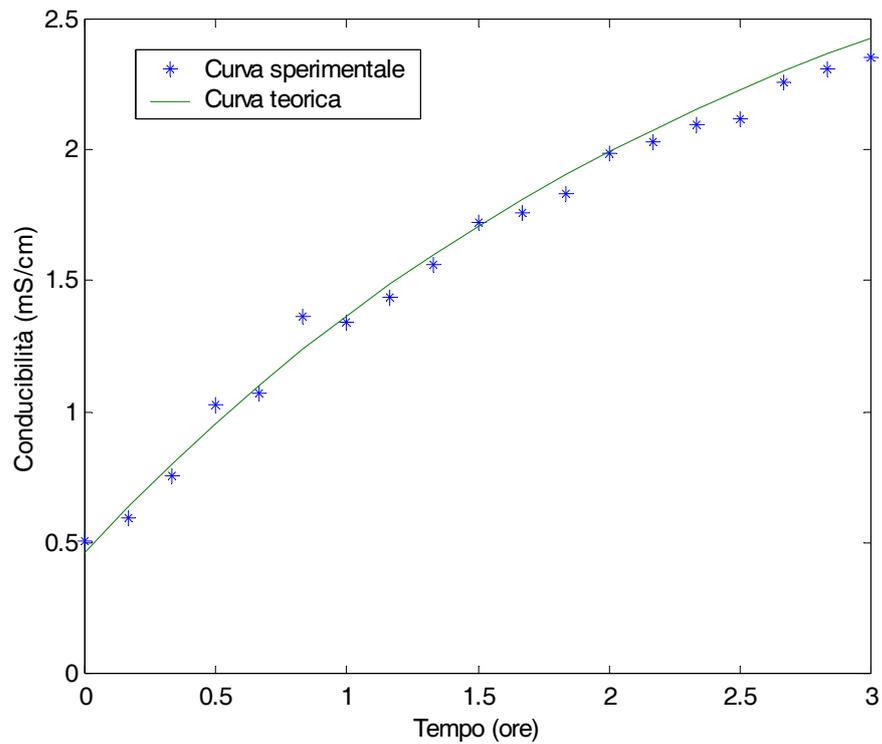
$$Q(N_0 - N_u) = (r_V)_N V$$

in cui  $N_0$  e  $N_u$  rappresentano le concentrazioni di azoto ammoniacale in ingresso ed uscita dal reattore e  $(r_V)_N$  la velocità di ossidazione dell' $N-NH_4^+$ .

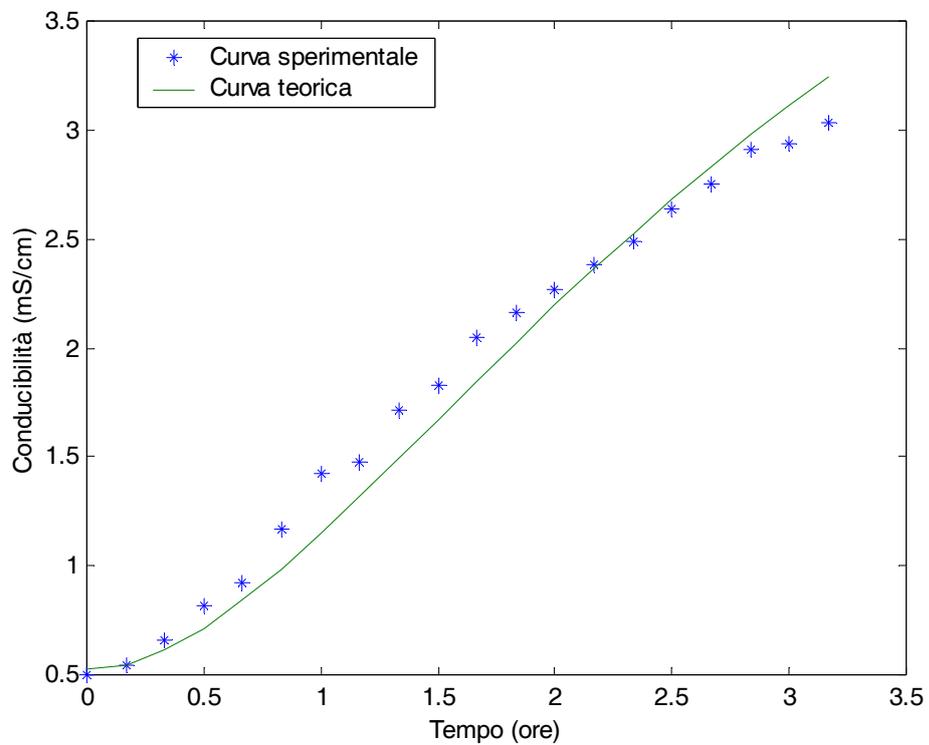
## 5.5 Risultati

### 5.5.1 Prove di tracciamento

Dal confronto dei risultati delle prove di tracciamento (Figure 5.5 e 5.6), con le curve teoriche proposte da Levenspiel (Levenspiel 1962), è stato possibile assimilare il primo comparto della vasca di ossidazione, ad un unico reattore a completa miscelazione in cui circa il 2% della portata è by-passata, e gli altri due comparti a due reattori a completa miscelazione, senza volumi morti né frazioni di portate by-passate.



*Figura 5.5: Risultati della prova di tracciamento condotta sul primo comparto della vasca di ossidazione*



*Figura 5.6: Risultati della prova di tracciamento condotta sul secondo e sul terzo comparto della vasca di ossidazione*

### 5.5.2 Controlli sull'impianto

I risultati dei controlli sull'impianto, effettuati contestualmente all'esecuzione dei test cinetici, hanno evidenziato come la maggior parte della sostanza organica solubile biodegradabile sia abbattuta nell'unità di denitrificazione essendosi registrate, in tutte le prove condotte, in tutti e tre i reattori di ossidazione, solo modesti abbattimenti del COD<sub>SOL</sub> (Figura 5.7).

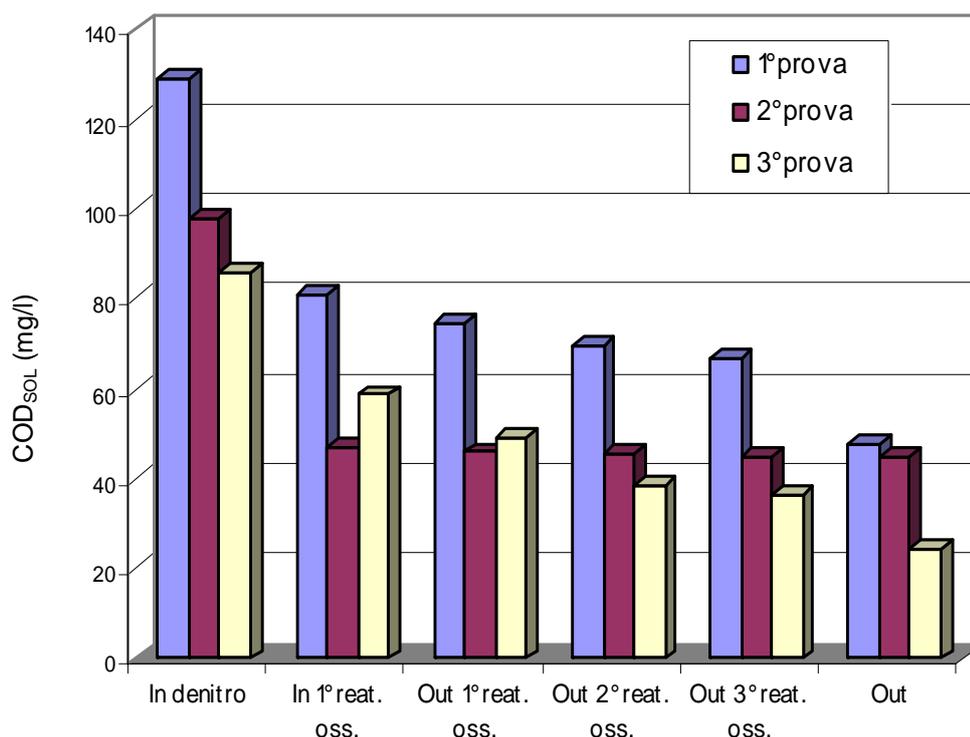


Figura 5.7: Andamenti del COD solubile riscontrati nelle diverse sezioni dell'impianto

Tali risultati lasciano presumere che la sostanza organica biodegradabile afferente alla fase ossidativa sia costituita prevalentemente dalla frazione lentamente biodegradabile, frazione che viene ossidata per la maggior parte nel primo reattore aerato e solo in misura trascurabile nel comparto successivo (Figura 5.8).

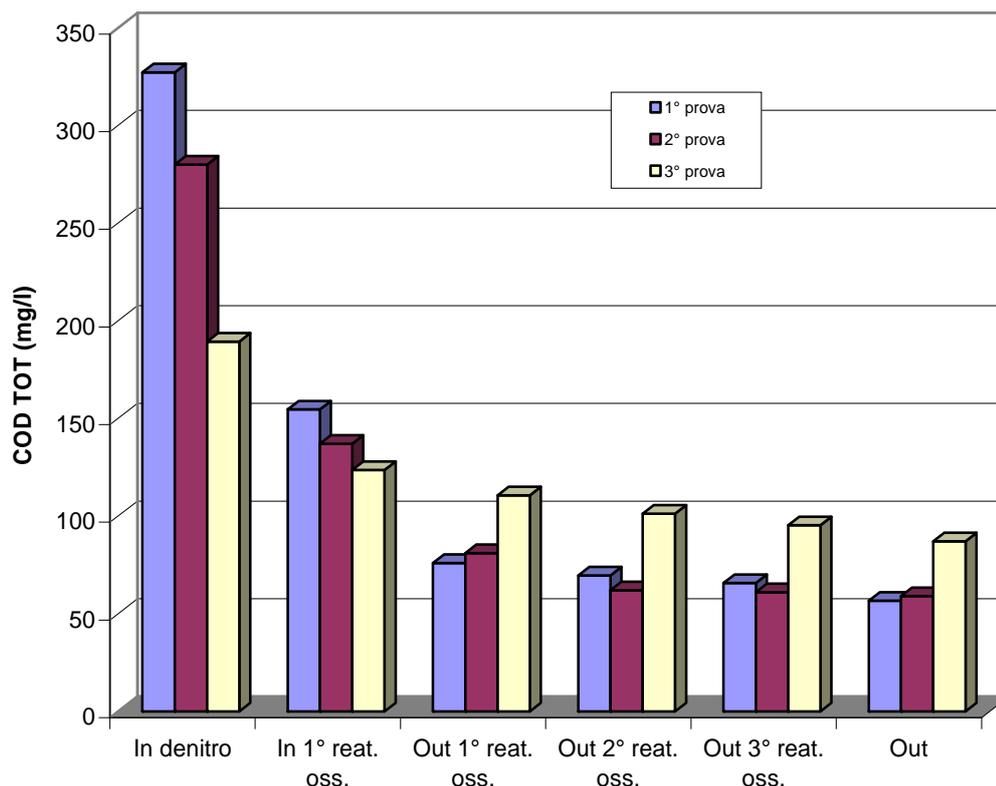


Figura 5.8: Andamenti del COD totale riscontrati nelle diverse sezioni dell'impianto

La limitata disponibilità di sostanza organica biodegradabile nel secondo e terzo reattore di ossidazione favorisce lo sviluppo di batteri autotrofi nitrificanti in grado di ossidare l'azoto ammoniacale presente nel refluo in uscita dal primo comparto areato. Infatti, negli ultimi due reattori individuati nella vasca di ossidazione, si è riscontrato un significativo abbattimento dell' $N-NH_4^+$ , mentre molto modesto era nel primo comparto areato, cui si sono accompagnate, nel primo comparto, crescite delle concentrazioni di azoto nitrico trascurabili e significative nel secondo e terzo reattore di ossidazione (Figure 5.9 e 5.10).

Si può inoltre evidenziare la ridotta efficienza di denitrificazione, che può indurre concentrazioni in uscita dell'azoto totale anche superiori ai 15 mg/l, limite imposto dalla normativa vigente per impianti ricadenti in aree sensibili.

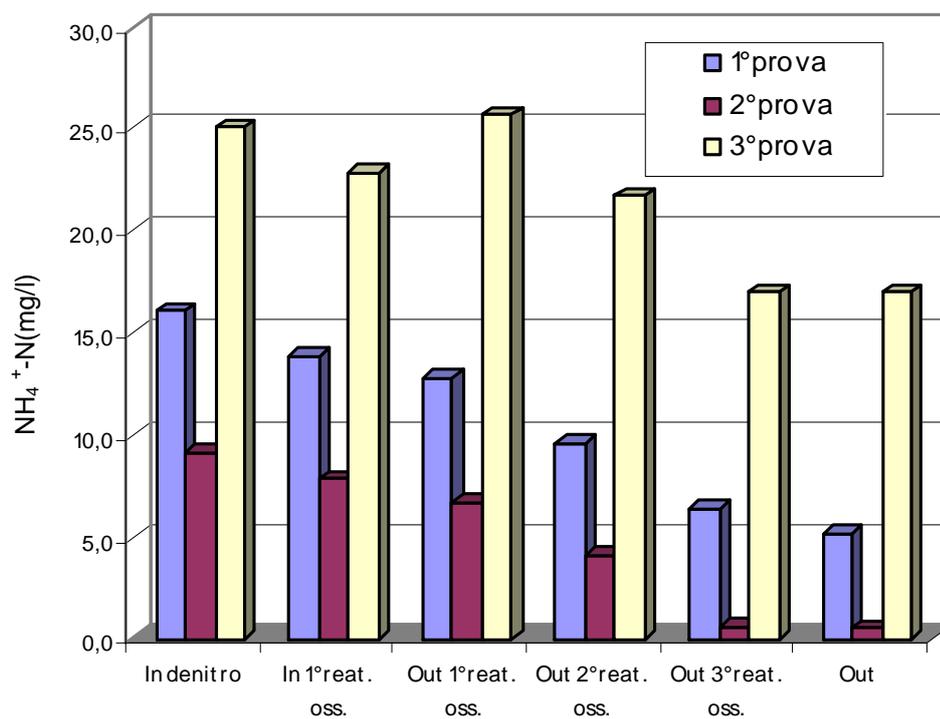


Figura 5.9: Andamenti dell'azoto ammoniacale riscontrati nelle diverse sezioni dell'impianto

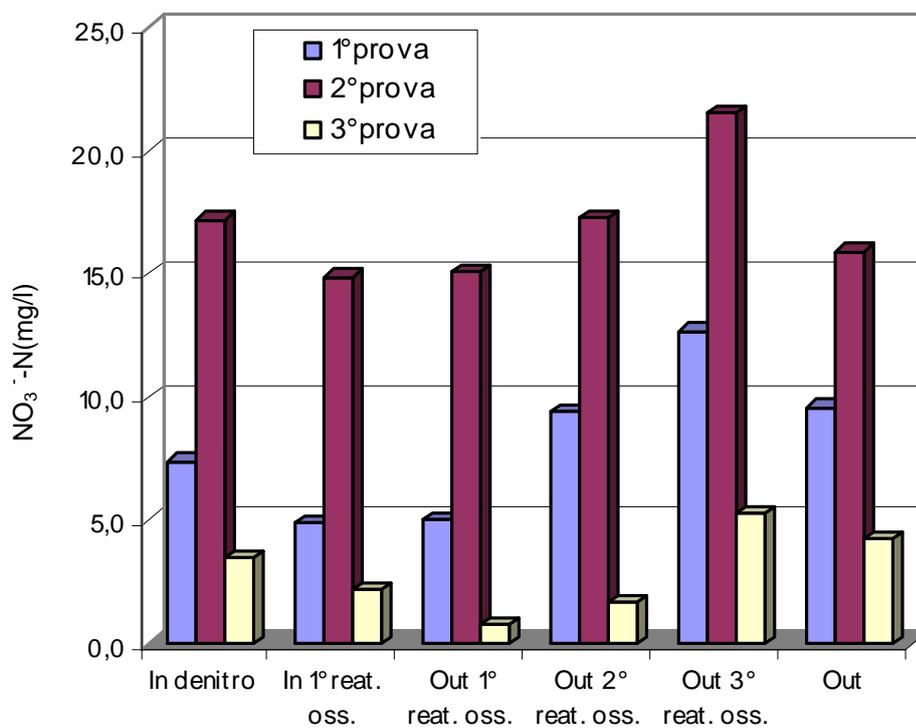


Figura 5.10: Andamenti dell'azoto nitrico riscontrati nelle diverse sezioni dell'impianto

La limitata capacità di rimozione dell'azoto nitrico rilevata nell'impianto può essere attribuito al ridotto rapporto di ricircolo dell'effluente nitrificato, pari a circa 1,5, valore inferiore rispetto a quello di 2, ritenuto necessario per ottenere una buona denitrificazione del refluo (Rusten et al. 1995).

L'aver riscontrato, in tutte le prove condotte, concentrazioni molto basse dei solidi sospesi in uscita dall'impianto inferiori a 10 mg/l, è indice che la presenza dei pacchi lamellari all'interno dell'unità di sedimentazione ne riesce a garantire un buon abbattimento.

### ***5.5.3 Test cinetici***

I risultati dei controlli dell'efficienza di abbattimento del carico organico e dell'azoto ammoniacale nella vasca di ossidazione, hanno permesso di rilevare una prevalente riduzione del COD nel primo comparto, e dell'azoto nei due successivi, per cui si è ritenuto opportuno effettuare i test cinetici di rimozione dei substrati carboniosi con elementini prelevati dal primo reattore, ed i test AUR con elementini prelevati dal secondo e terzo comparto.

Nelle figure 5.11, 5.12 e 5.13 sono riportati i risultati dei test cinetici di abbattimento della sostanza organica il cui andamento lineare, tipico di cinetiche di ordine zero è indice della limitata influenza dei fenomeni di trasporto sul processo di assimilazione della sostanza organica da parte dei batteri (Harremoës 1978).

L'aver riscontrato velocità di abbattimento dell'acetato di sodio e della glicerina, alla temperatura di 22°C, superiori a quelle caratterizzanti le prove condotte a temperature di circa 15 °C e 13,5°C, nonostante la maggiore quantità di biomassa adesa presente sui supporti, ha evidenziato la prevalente influenza della temperatura sulla cinetica di ossidazione della sostanza organica.

Le prove condotte con l'amido hanno mostrato velocità di rimozione paragonabili alle temperature di 15°C e 22°C ma sensibilmente inferiore alla temperatura di 13,5°C.

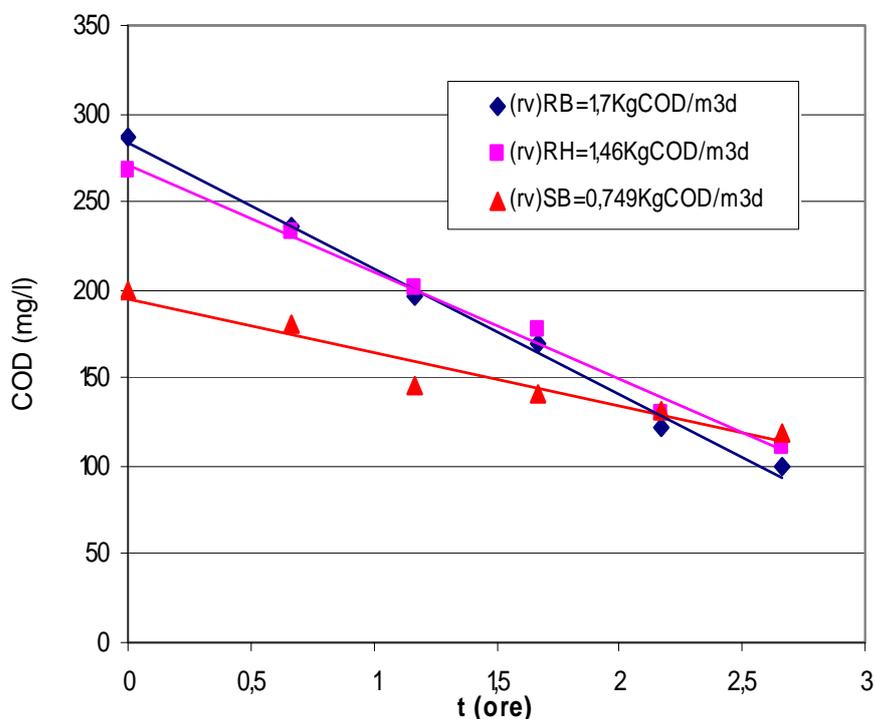


Figura 5.11: Risultati dei test cinetici di abbattimento della sostanza organica condotti durante la prima prova;  $T= 15^{\circ}\text{C}$  – densità batterica superficiale pari a  $9,36 \text{ gST/m}^2$

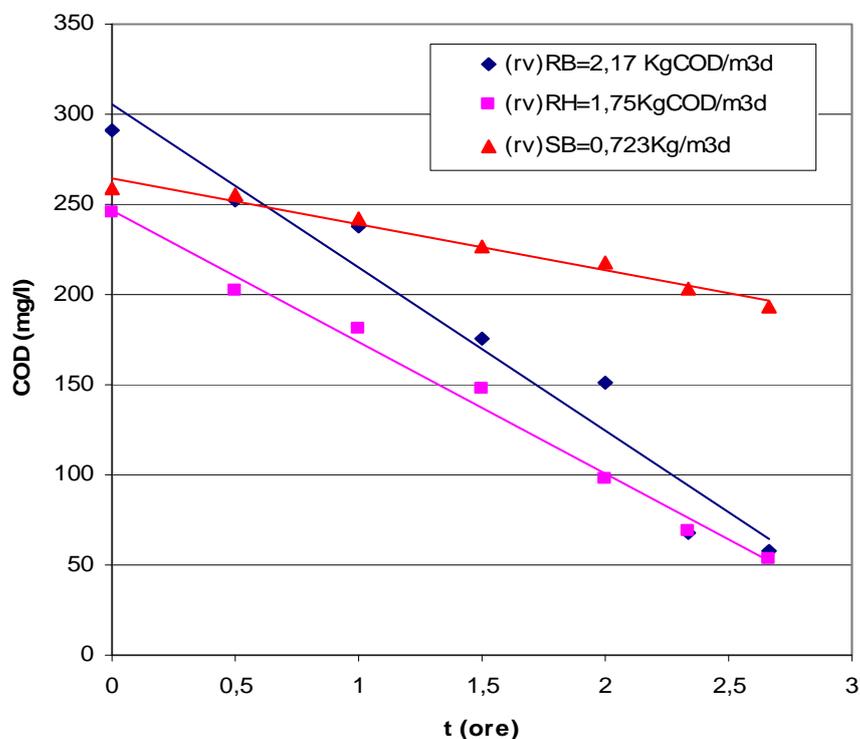


Figura 5.12: Risultati dei test cinetici di abbattimento della sostanza organica condotti durante la seconda prova;  $T= 22^{\circ}\text{C}$  – densità batterica superficiale pari a  $7,42 \text{ gST/m}^2$

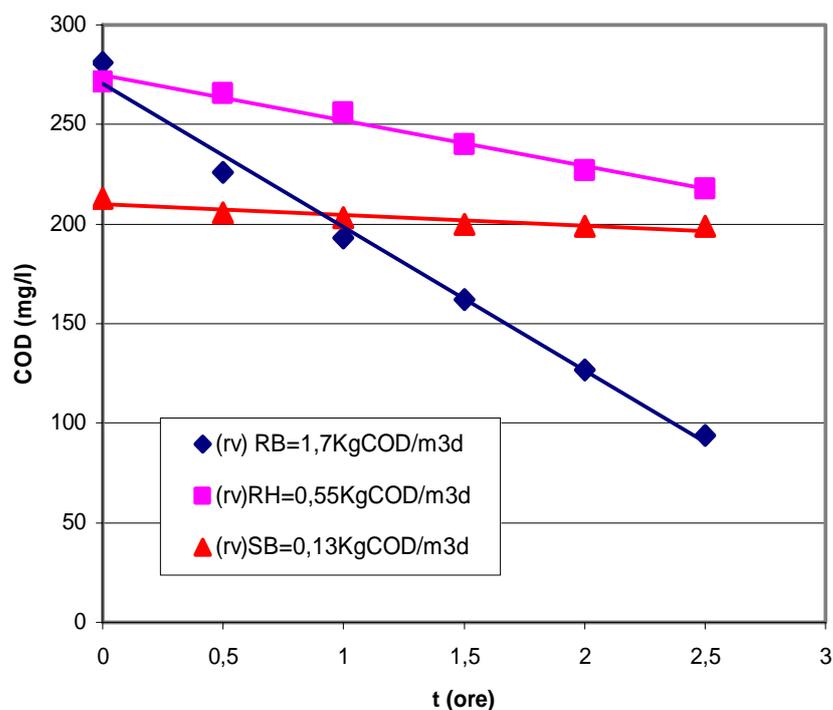


Figura 5.13: Risultati dei test cinetici di abbattimento della sostanza organica condotti durante la terza prova;  $T = 13,5^{\circ}\text{C}$  – densità batterica superficiale pari a  $11,56 \text{ gST/m}^2$

Nelle Figure 5.14, 5.15 e 5.16 sono riportati i risultati dei test di abbattimento dell'azoto ammoniacale (AUR), condotti alla temperature di  $18^{\circ}\text{C}$ ,  $22^{\circ}\text{C}$  e  $13,5^{\circ}\text{C}$  utilizzando elementini prelevati, rispettivamente, dal secondo e terzo comparto della vasca di ossidazione, con l'indicazione del grado di colonizzazione che li caratterizzava e delle velocità di nitrificazione calcolate in base alla pendenza delle rette, avendo mostrato, tutti i test AUR condotti, un andamento lineare, indice di cinetiche di ordine zero di biofilm sottili e totalmente penetrati (Harremoës 1978).

L'aver riscontrato valori di velocità di nitrificazione maggiori nei test condotti con i supporti prelevati dal terzo reattore, seppur caratterizzati da una presenza batterica inferiore rispetto agli elementini del secondo comparto, lascia supporre una maggiore presenza su questi ultimi di biomassa eterotrofa carboniosa, biomassa che risulta inattiva ai fine dell'ossidazione dell'azoto ammoniacale. Anche i risultati di questi test confermano la significativa l'influenza della temperatura sulla cinetica di ossidazione dell'azoto ammoniacale.

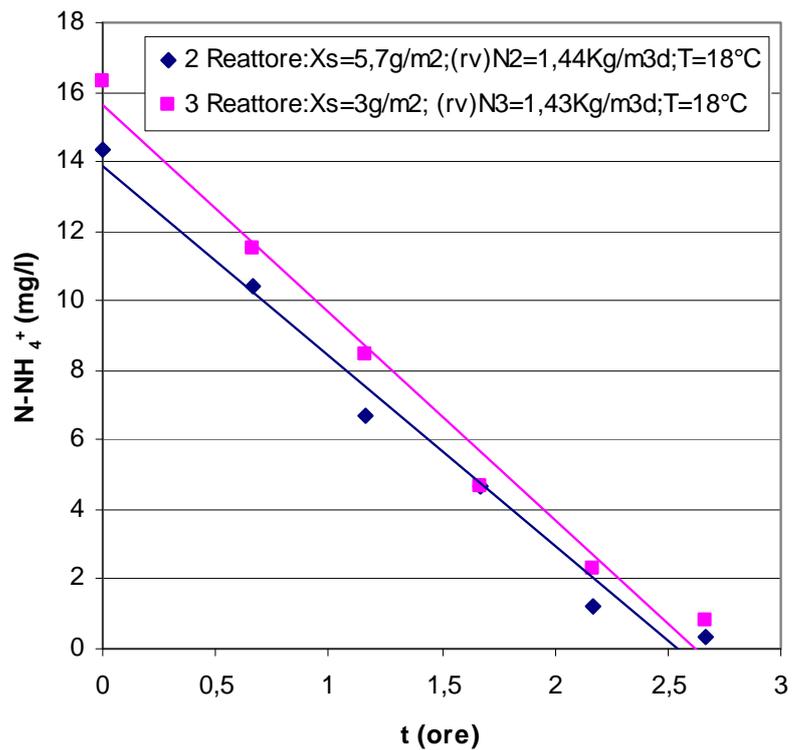


Figura 5.14: Risultati dei test cinetici di abbattimento dell'azoto ammoniacale condotti durante la prima prova.

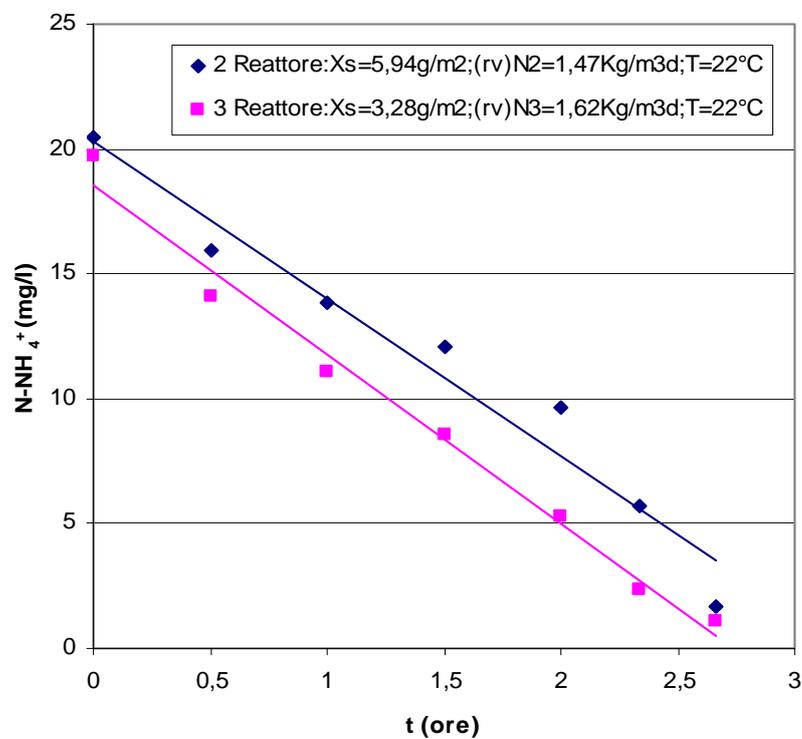


Figura 5.15: Risultati dei test cinetici di abbattimento dell'azoto ammoniacale condotti durante la seconda prova.

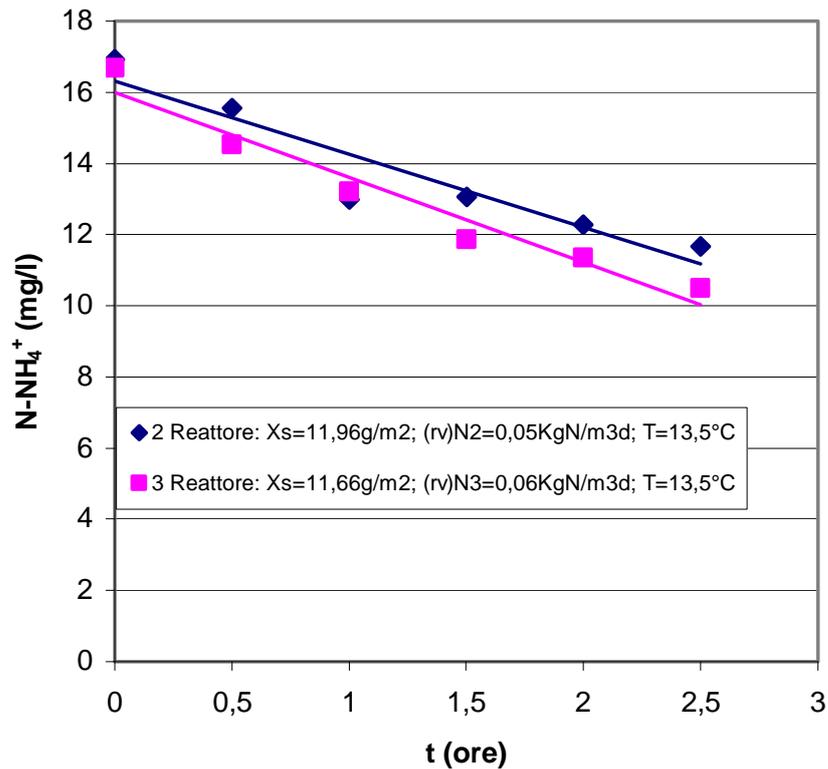


Figura 5.16: Risultati dei test cinetici di abbattimento dell'azoto ammoniacale condotti durante la terza prova.

## 5.6 Verifica dei modelli matematici

L'esecuzione dei test cinetici, sugli elementini prelevati dalla vasca di ossidazione–nitrificazione dell'impianto di Castelsilano, ha confermato l'ipotesi di cinetica intrinseca di ordine zero in biofilm sottile totalmente penetrato, per cui è possibile verificare la compatibilità del modello proposto per l'abbattimento del carico organico applicando il bilancio di massa, sulle diverse sezioni dei reattori ideali cui può essere assimilata la vasca di ossidazione, nella forma:

$$Q(C_0 - C_u) = [x_{RB}(r_V)_{RB} + x_{RH}(r_V)_{RH} + x_{SB}(r_V)_{SB}]V$$

in cui  $(r_V)_{RB}$ ,  $(r_V)_{RH}$  e  $(r_V)_{SB}$  rappresentano rispettivamente le velocità di abbattimento dei substrati carboniosi velocemente biodegradabili, velocemente idrolizzabili e lentamente biodegradabili.

Nell'ipotesi che la sostanza organica biodegradabile presente nel refluo in ingresso alla vasca di ossidazione sia costituita prevalentemente da composti

lentamente biodegradabili, l'equazione applicata al primo reattore ideale, di volume  $V_1$ , può essere così semplificata:

$$Q(C_0 - C_u) = (r_V)_{SB} V_1$$

Per tener conto dell'influenza che la temperatura ha sulle velocità di abbattimento, si è applicata la relazione di Arrhenius:

$$(r_V)_{SB}^{T_1} = (r_V)_{SB}^T \vartheta^{T_1 - T}$$

in cui il valore di  $\vartheta$  può considerarsi pari a 1,043 (Pastorelli et al. 1997a,b). Inoltre, essendo stati condotti i test cinetici di laboratorio con un grado di riempimento degli elementini mobili di riempimento pari al 46%, superiore a quello pari al 35% con cui gli elementini erano presenti nel primo reattore della vasca di ossidazione, il valore di  $(r_V)_{SB}$ , corretto per la temperatura, è stato moltiplicato per un fattore  $\alpha = 35/45$ . Dal confronto dei carichi rimossi rilevati sperimentalmente sull'impianto, con quelli calcolati con il modello, si rivela una loro sostanziale coincidenza (Figura 5.17).

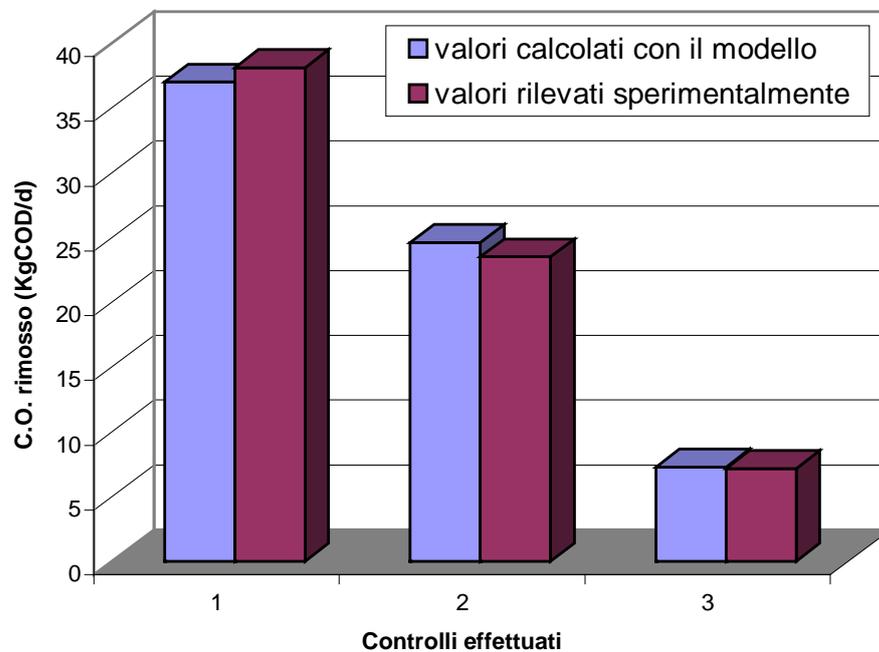


Figura 5.17: Confronto tra i carichi di COD rimossi nel primo reattore e quelli calcolati con il modello matematico.

Analogamente è possibile verificare la validità del modello proposto per il processo di nitrificazione applicando al secondo e terzo reattore ideali individuabili nella vasca di ossidazione, le seguenti equazioni di bilancio di massa:

$$Q(N_{in2} - N_{out2}) = (r_V)_{N2} V_2 \qquad Q(N_{out2} - N_{out3}) = (r_V)_{N3} V_3$$

in cui  $N_{in2}$ ,  $N_{out2}$  e  $N_{out3}$  rappresentano rispettivamente le concentrazioni in ingresso e in uscita dal secondo reattore ed in uscita dal terzo;  $(r_V)_{N2}$  e  $(r_V)_{N3}$  le velocità di nitrificazione caratteristiche degli elementini del secondo e terzo comparto,  $V_2$  e  $V_3$  i volumi dei due reattori.

In tal caso, per le due prime prove condotte, anche tenendo conto sia del differente grado di riempimento con cui sono stati condotti i test cinetici (46%) rispetto a quello presente nel secondo e terzo comparto della vasca di ossidazione, sia dell'influenza della temperatura sul processo di nitrificazione utilizzando l'equazione di Arrhenius con un valore di  $\theta$  pari a 1,124 (Pastorelli et al. 1997a,b), si evidenzia come sia nel secondo che nel terzo reattore, l'abbattimento riscontrato risulti nettamente inferiore rispetto a quello previsto dal modello (Figure 5.18 e 5.19).

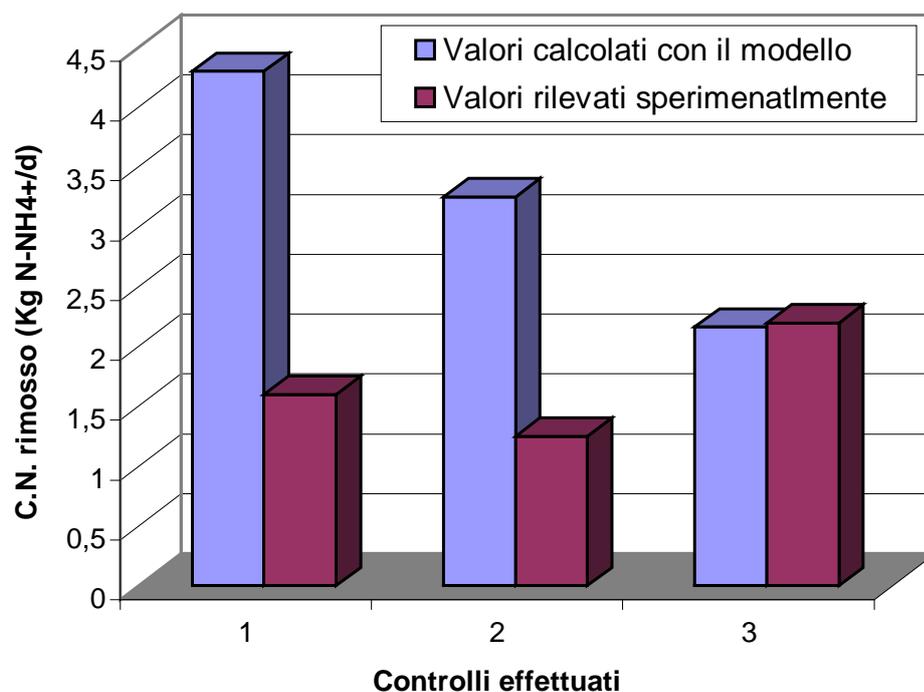
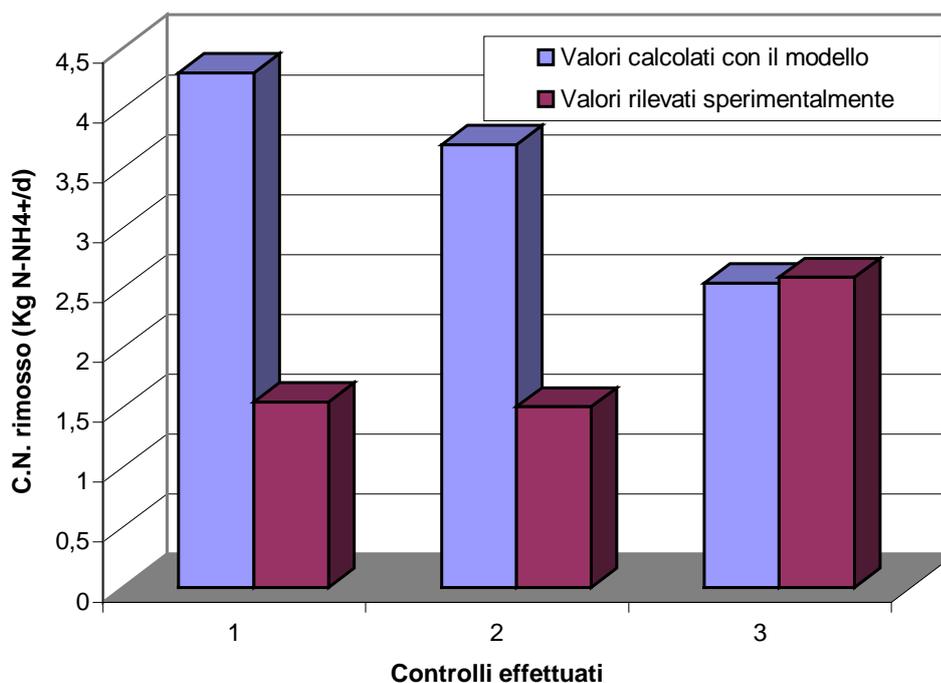


Figura 5.18: Confronto tra i carichi di azoto ammoniacale rimossi nel secondo comparto della vasca di ossidazione e quelli calcolati con il modello matematico



*Figura 5.19: Confronto tra i carichi di azoto ammoniacale rimossi nel terzo comparto della vasca di ossidazione e quelli calcolati con il modello matematico*

Tale discostamento può essere attribuito alle basse concentrazioni di ossigeno riscontrate nella vasca di ossidazione mantenutesi, nel corso delle sperimentazioni sempre al di sotto di 3,5 mg/l, concentrazione ritenuta non sufficiente per una completa nitrificazione (Andreottola et al. 2002). Tale ipotesi è confermata dai risultati relativi all'ultimo controllo effettuato quando nei comparti di nitrificazione sono state riscontrate concentrazioni di ossigeno disciolto superiori ai 4,5 mg/l, risultati che evidenziano una sostanziale coincidenza tra i valori calcolati con il modello proposto e quelli riscontrati sia nel secondo che nel terzo reattore di nitrificazione (Figure 5.18 e 5.19).

# Attività sperimentale sui reattori a biofiltri sommersi

### 6.1 Impianto pilota

L'impianto pilota del tipo a biofiltri sommersi utilizzato nella sperimentazione è costituito da tre reattori in serie (Figura 6.1), di forma cilindrica, ciascuno del volume di circa 2,5 l (diametro 105 mm e altezza 370mm). I primi due reattori sono stati areati con continuità mediante una piastra porosa in materiale ceramico disposta sul fondo, mentre il terzo è stato mantenuto in condizioni anossiche.



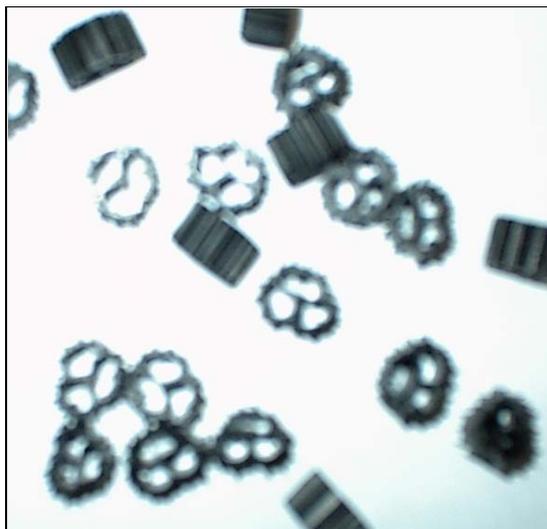
*Figura 6.1: Impianto pilota del tipo a biofiltri sommersi in scala di laboratorio*

Quale materiale di riempimento sono stati utilizzati degli elementini rigidi a canale aperto in PEad del tipo BIOMASTER 09KL, mantenuti impaccati mediante una soletta forata in PVC. Tali elementini di riempimento (Figura 6.2) di forma cilindrica, con un diametro di circa 10 mm, un'altezza di 5 mm

sono caratterizzati da una superficie specifica pari a  $874 \text{ m}^2/\text{m}^3$ .

Durante il corso delle sperimentazioni è stato necessario operare periodici controlavaggi in tutti e tre i reattori dell'impianto pilota, al fine di eliminare l'intasamento del letto filtrante. Le operazioni di lavaggio sono state effettuate mediante l'immissione dal basso verso l'alto di acqua ed aria per i primi due reattori e di sola acqua per il terzo.

In particolare le operazioni di lavaggio sono state effettuate con le seguenti modalità: una volta sospeso il flusso di liquame, è stata sollevata la soletta forata di contenimento per consentire la fluidizzazione degli elementini e, nei primi due reattori si è lasciata proseguire l'aerazione per circa 10 minuti, e successivamente è stata immessa dal basso una portata di acqua di lavaggio di circa 9 l/h per circa 20 minuti e le acque prodotte, attraverso uno stramazzo posto a ad un'altezza di circa 50cm dal fondo, sono state inviate in una vasca di accumulo in plexiglass del volume di circa 10 l, delle quali è stato determinato il contenuto di solidi. Del fango depositatosi sul fondo della vasca in plexiglass è stato determinato l'indice di sedimentabilità e la concentrazione di solidi totali e volatili, mentre del liquido chiarificato il COD e l'azoto ammoniacale.



*Figura 6.2: Supporti Biomaster 09KL*

L'impianto è stato alimentato, con una portata variabile tra 1 e 4 l/h, con liquame urbano tal quale arricchito con dosaggi di soluzioni di substrati organici e nutrienti, quali acetato di sodio, glicerina,  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$  e  $\text{KH}_2\text{PO}_4$ , al fine di mantenere il rapporto COD/N/P prossimo a 100/5/1. Il primo e terzo reattore sono stati alimentati con modalità down flow, mentre il secondo con modalità up-flow.

Il terzo reattore anossico, non areato, è stato alimentato anche con una soluzione di metanolo di portata pari a circa 0.4 l/h, per assicurare ai batteri eterotrofi il substrato organico facilmente biodegradabile necessario al processo di denitrificazione.

## **6.2 Metodologie**

### ***6.2.1 Controlli sull'impianto***

Nel corso delle sperimentazioni, nei circa sei mesi di esercizio dell'impianto, sono stati controllati, con cadenza quasi giornaliera, la temperatura, il pH e la concentrazione di ossigeno disciolto. I campioni di liquame in entrata e in uscita da ogni reattore sono stati sottoposti alla determinazione del COD totale [ $\text{COD}_{\text{TOT}}$ ], del COD solubile [ $\text{COD}_{\text{SOL}}$ ], dei solidi sospesi [SST] e delle diverse forme di azoto [ $\text{N-NH}_4^+$ ,  $\text{N-NO}_2^-$ ,  $\text{N-NO}_3^-$ ], secondo gli Standards Methods (Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, 1998). Per la determinazione del COD solubile i campioni analizzati sono stati sottoposti ad una preventiva flocculazione, secondo quanto proposto da Mamais (Mamais et al., 1992). La presenza di biomassa adesa sui supporti è stata determinata per via ponderale sottoponendo a pesata 10 elementini essiccati in stufa a  $105^\circ\text{C}$ , prima e dopo rimozione della biomassa mediante sfregamento e lavaggio con acqua in pressione.

### ***6.2.2 Test cinetici***

Per valutare la capacità della biomassa adesa sviluppatasi sugli elementini dell'impianto pilota di rimuovere substrati organici a differente biodegradabilità ed i substrati azotati, ogni reattore è stato sottoposto a diversi test cinetici, previa determinazione quantitativa della biomassa adesa presente sui supporti colonizzati. I test di rimozione del carico organico sono stati condotti facendo ricircolare nel reattore tre differenti soluzioni a concentrazione nota di acetato di sodio, glicerina ed amido, rappresentative rispettivamente della sostanza organica velocemente biodegradabile, velocemente idrolizzabile e lentamente biodegradabile.

Nel caso degli AUR tests sono state riciclate soluzioni a concentrazioni nota di solfato di ammonio.

I test cinetici di rimozione dell'azoto nitrico sono stati condotti facendo ricircolare nel terzo reattore soluzioni a concentrazioni note di nitrato di potassio e metanolo.

Al fine di valutare l'influenza dell'ossigeno disciolto sulle velocità di reazione dei substrati organici e ammoniacali, gli elementini del primo e secondo reattore sono stati sottoposti a test cinetici eseguiti in successione, mantenendo nel reattore, nel corso di ogni test, la concentrazione di O<sub>2</sub> disciolto ad un valore costante compreso tra 1.5 a 6.5 mg/l.

## **6.3 Risultati**

### **6.3.1 Controlli sul primo reattore**

Nel corso delle sperimentazioni la concentrazione di ossigeno disciolto all'interno del primo reattore dell'impianto pilota a biofiltri sommersi è risultata sempre superiore a 3.5 mg/l, il pH mediamente pari a 7.5 mentre la temperatura si è mantenuta compresa tra 16.5°C e 27.3°C.

Dopo una prima fase di colonizzazione degli elementini di circa tre giorni, la densità batterica superficiale è risultata crescere in funzione del carico applicato di sostanza organica [CO (gCOD<sub>TOT</sub>/m<sup>2</sup>d)] per poi tendere, per

carichi superiori a  $7.5 \text{ gCOD}_{\text{TOT}}/\text{m}^2\text{d}$ , ad un valore asintotico compreso tra  $7.5 \text{ gCOD}/\text{m}^2$  e  $9 \text{ gCOD}/\text{m}^2$  (Figura 6.3), rappresentativo presumibilmente della massima quantità di biomassa che può attecchire sui supporti di riempimento.

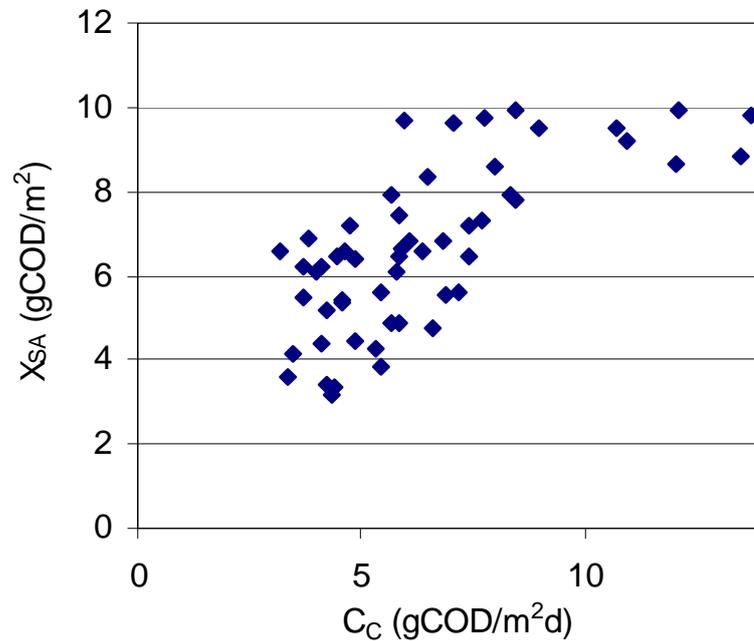


Figura 6.3: Densità batterica superficiale in funzione dei carichi di COD totale applicati

Per l'intero periodo di indagine i rendimenti di abbattimento si sono attestati intorno al 75% per il COD totale e l'84% per la frazione solubile indipendentemente dai carichi applicati (Figure 6.4 e 6.5), assicurando il mantenimento di concentrazioni in uscita dal reattore mediamente pari a 50 mg/l e 30 mg/l per il COD totale e il COD solubile rispettivamente.

L'abbattimento dell'azoto ammoniacale, risultato pari a circa il 30%, è attribuibile al consumo di azoto legato alla sintesi cellulare della biomassa eterotrofa come confermato dall'assenza di azoto nitroso e nitrico riscontrata in uscita dal reattore nel corso delle sperimentazioni.

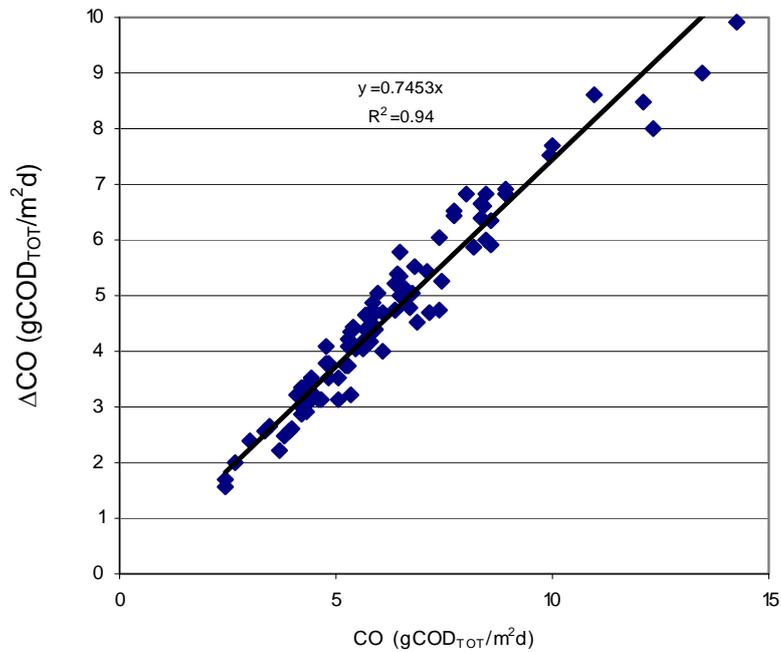


Figura 6.4: Carichi di COD totale rimossi in funzione dei carichi applicati

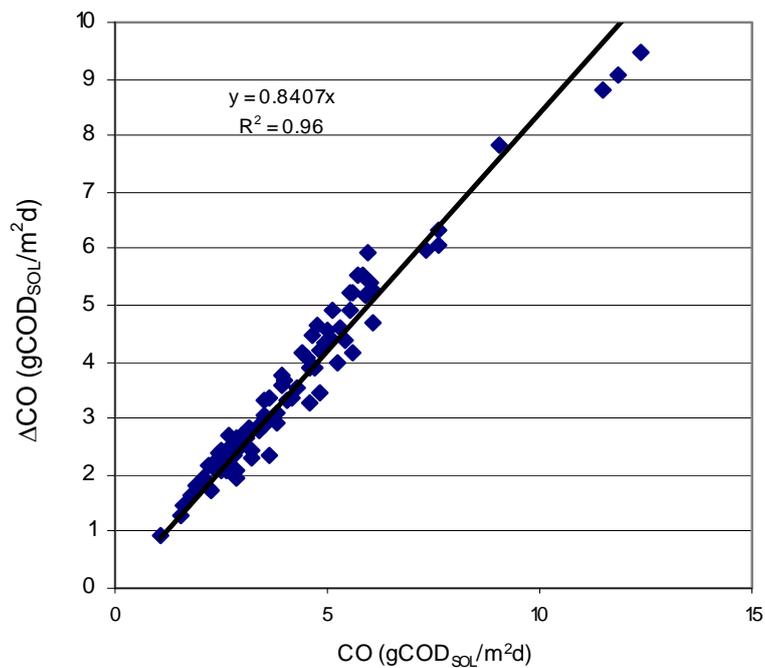


Figura 6.5: Carichi di COD solubile rimossi in funzione dei carichi applicati

### 6.3.2 Test cinetici condotti sul primo reattore

I risultati dei test cinetici condotti sul reattore a biofiltri sommersi, hanno mostrato una riduzione lineare della concentrazione del COD velocemente biodegradabile nel tempo, indice di una cinetica di ordine zero rispetto a tale concentrazione (Figure 6.6, 6.7, 6.8, 6.9 e 6.10).

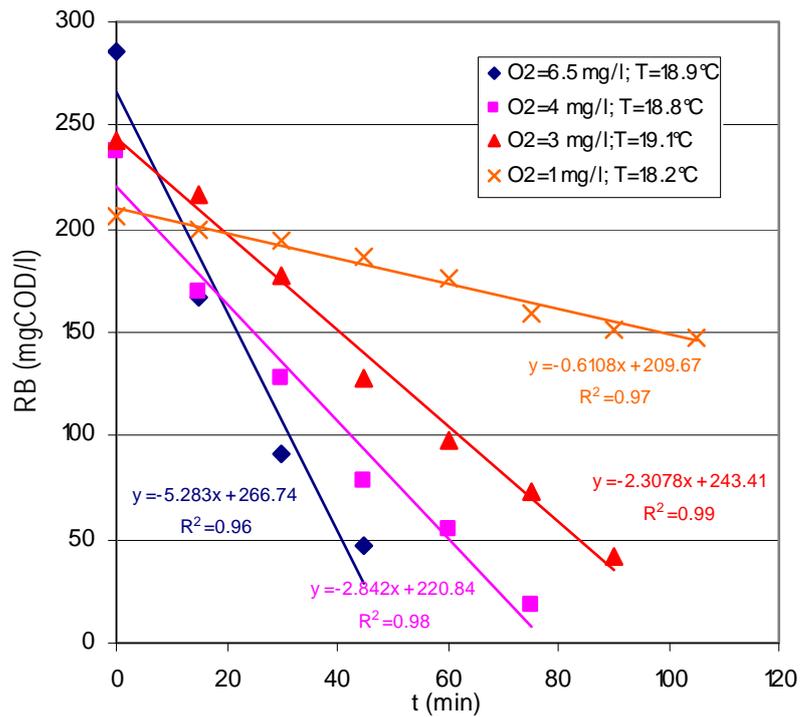


Figura 6.6: Risultati dei test cinetici di rimozione del substrato velocemente biodegradabile condotti con una densità batterica superficiale di 7,38 gCOD/m<sup>2</sup>.

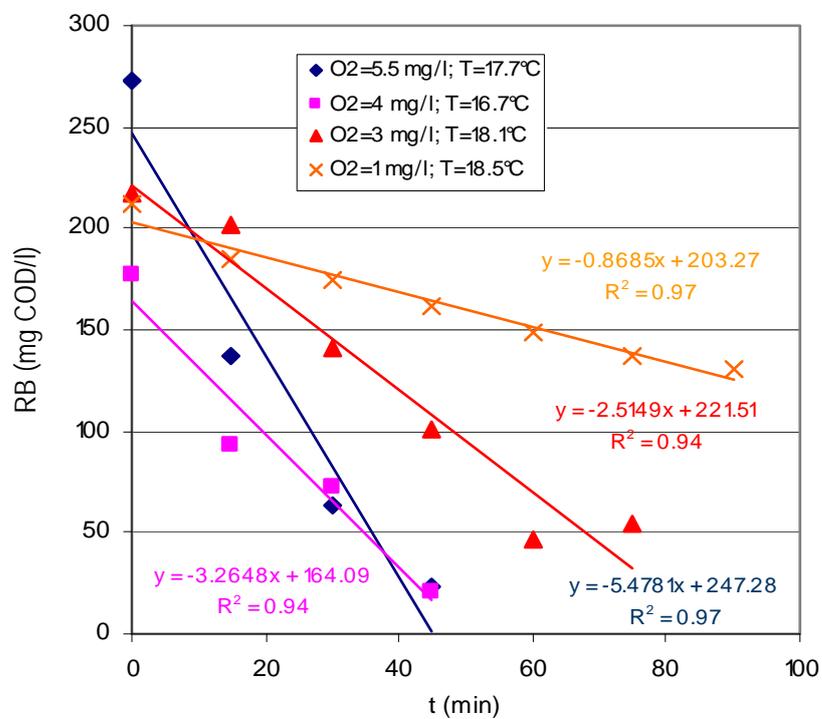


Figura 6.7: Risultati dei test cinetici di rimozione del substrato velocemente biodegradabile condotti con una densità batterica superficiale di 9,65 gCOD/m<sup>2</sup>.

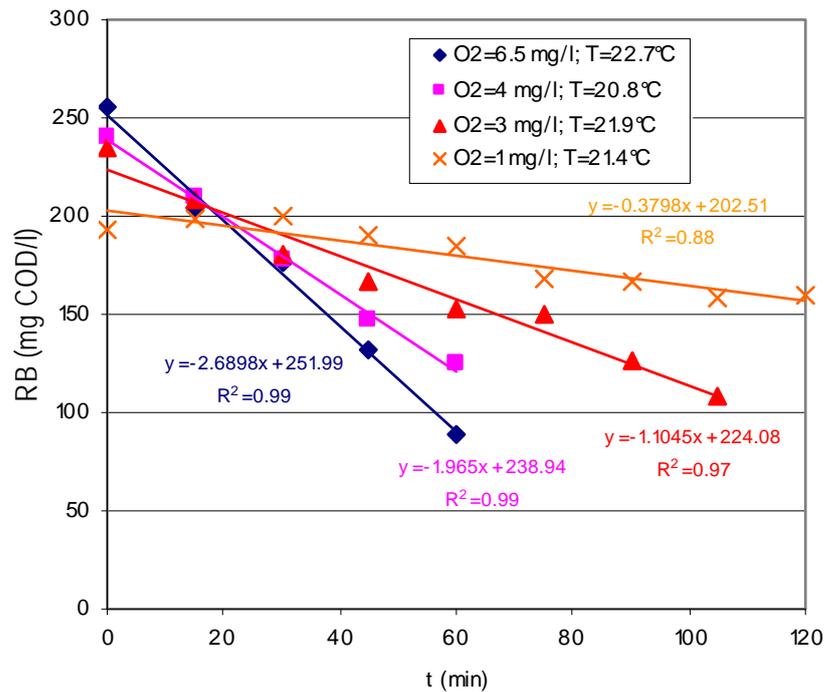


Figura 6.8: Risultati dei test cinetici di rimozione del substrato velocemente biodegradabile condotti con una densità batterica superficiale di 2,84 gCOD/m<sup>2</sup>.

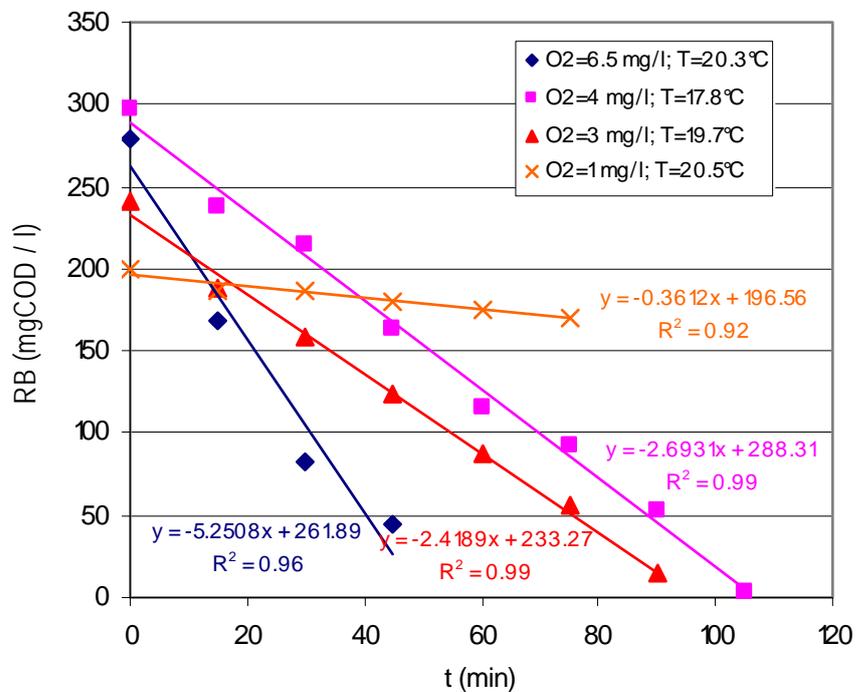


Figura 6.9: Risultati dei test cinetici di rimozione del substrato velocemente biodegradabile condotti con una densità batterica superficiale di 5,42 gCOD/m<sup>2</sup>.

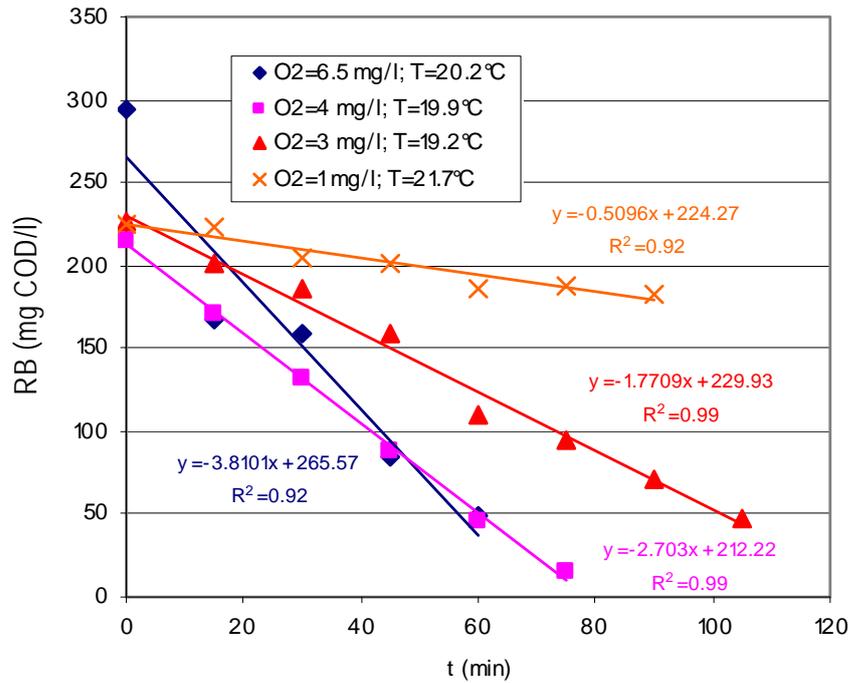


Figura 6.10: Risultati dei test cinetici di rimozione del substrato velocemente biodegradabile condotti con una densità batterica superficiale di 4,28 gCOD/m<sup>2</sup>.

La pendenza di tali rette riferita alla temperatura di 20°C mediante l'espressione di Arrhenius ( $\theta=1.05$ ), a parità di densità batterica superficiale, è risultata crescere proporzionalmente alla concentrazione di ossigeno disciolto presente nel reattore, manifestando una dipendenza da tale parametro del primo ordine (Figura 6.11). I risultati evidenziano quindi, come il biofilm possa essere considerato completamente penetrato sia da parte del substrato organico che dall'O<sub>2</sub> (Henze et al., 1995). Le velocità di rimozione del COD velocemente biodegradabile, sono risultate crescere all'aumentare della densità batterica superficiale presente sugli elementini, tendendo asintoticamente ad un valore massimo proporzionale al tenore di ossigeno disciolto presente nel reattore (Figura 6.12). Tale andamento è attribuibile all'incremento delle resistenze diffusive offerte al trasporto dell'O<sub>2</sub> all'interno della pellicola biologica all'aumentare della densità batterica sviluppatasi sugli elementini, resistenze che inducono una progressiva attenuazione della

crescita della velocità globale di ossidazione del substrato velocemente biodegradabile.

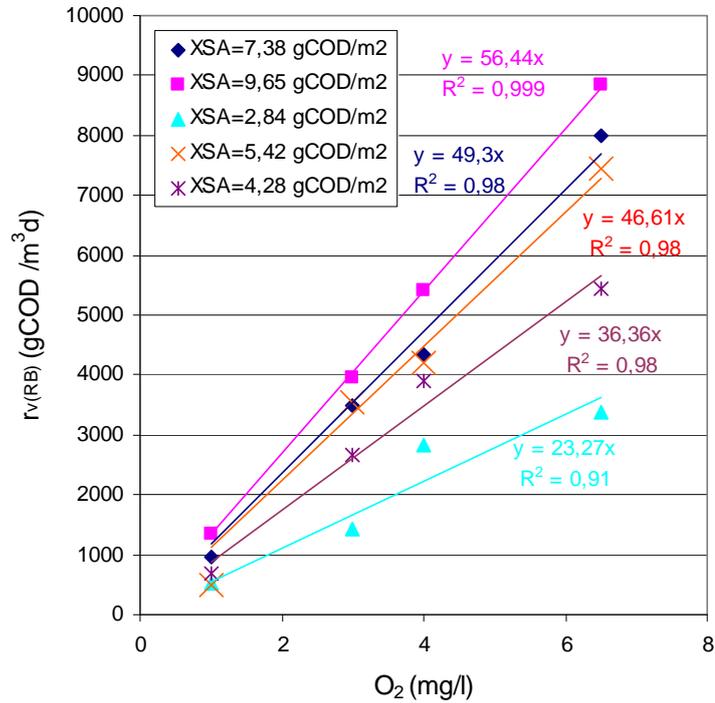


Figura 6.11: Velocità di rimozione del COD velocemente biodegradabile in funzione della concentrazione di ossigeno disciolto per differenti valori di densità batterica superficiale.

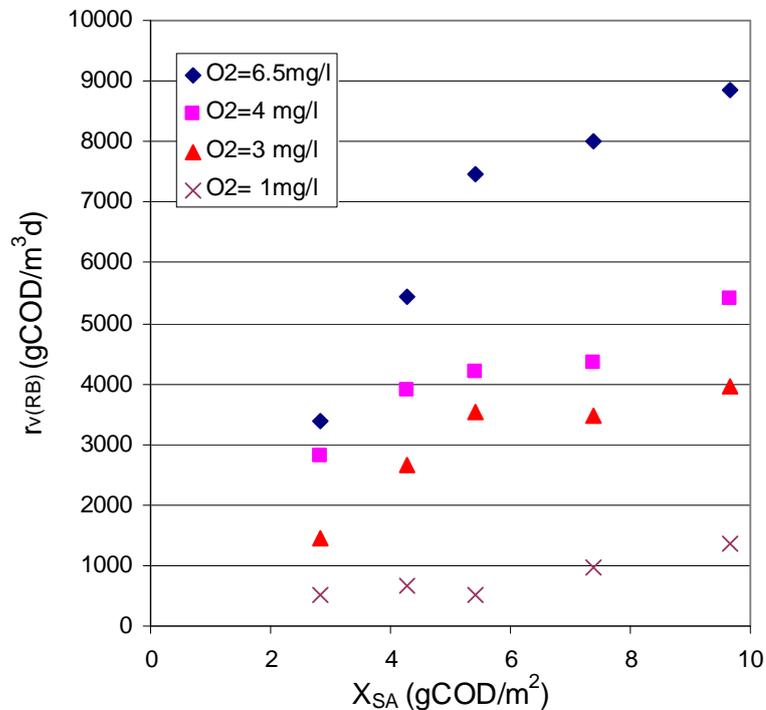


Figura 6.12: Velocità di rimozione del COD velocemente biodegradabile in funzione della densità batterica superficiale per differenti concentrazioni di ossigeno.

In maniera analoga l'abbattimento della sostanza organica velocemente idrolizzabile ha assunto sempre un andamento lineare nel tempo, tipico di cinetiche di ordine zero nei confronti della concentrazione dello stesso substrato (Figure 6.13, 6.14, 6.15, 6.16, 6.17 e 6.18).

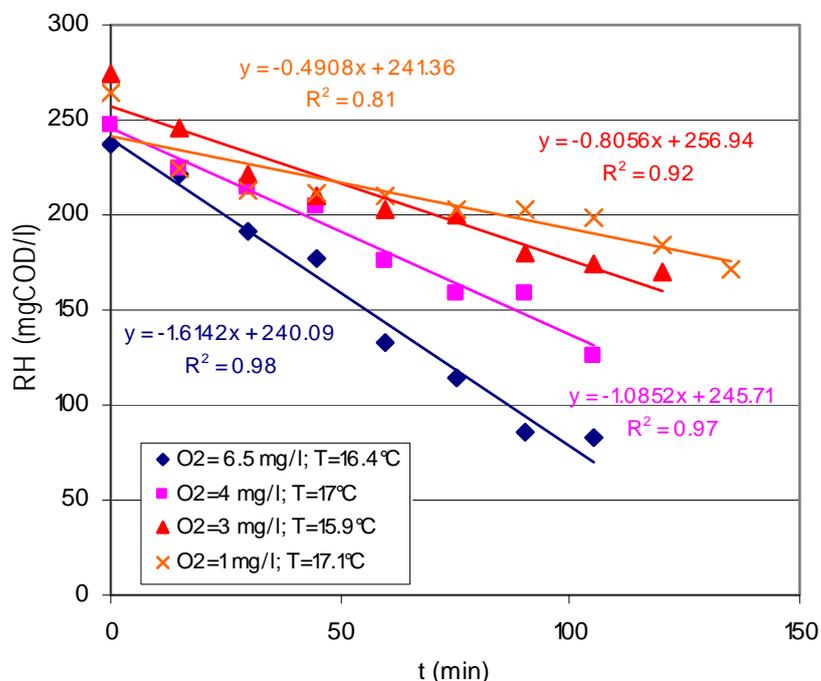


Figura 6.13: Risultati dei test cinetici di rimozione del substrato velocemente idrolizzabile condotti con una densità batterica superficiale di 7,35 gCOD/m<sup>2</sup>

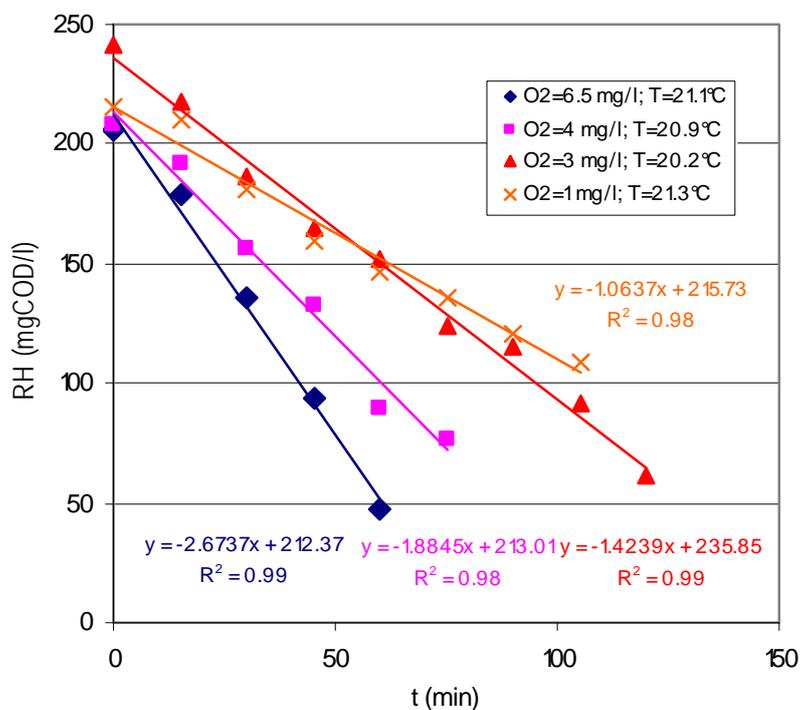


Figura 6.14: Risultati dei test cinetici di rimozione del substrato velocemente idrolizzabile condotti con una densità batterica superficiale di 8,1 gCOD/m<sup>2</sup>

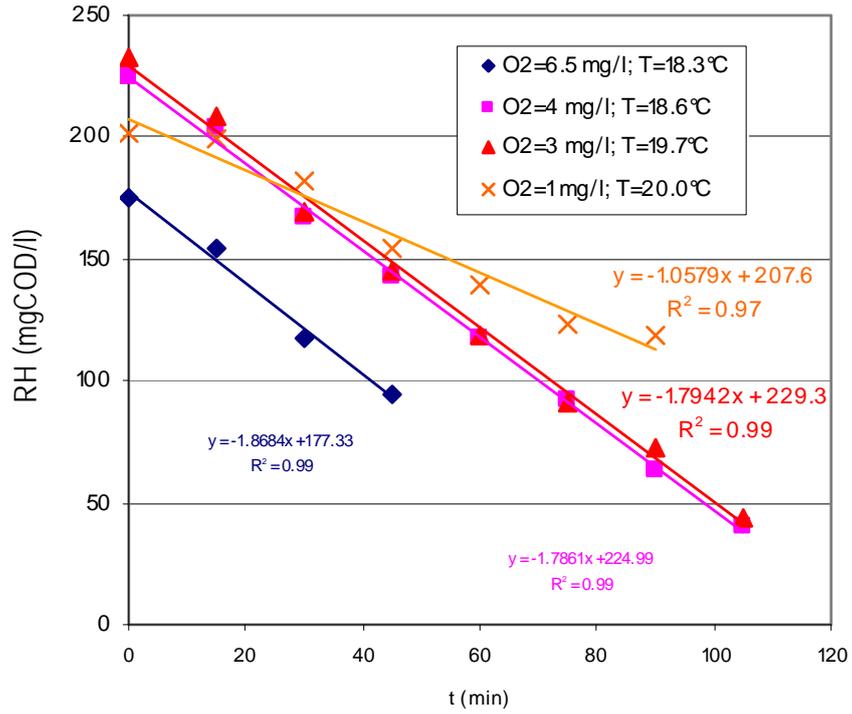


Figura 6.15: Risultati dei test cinetici di rimozione del substrato velocemente idrolizzabile condotti con una densità batterica superficiale di 3,8 gCOD/m<sup>2</sup>

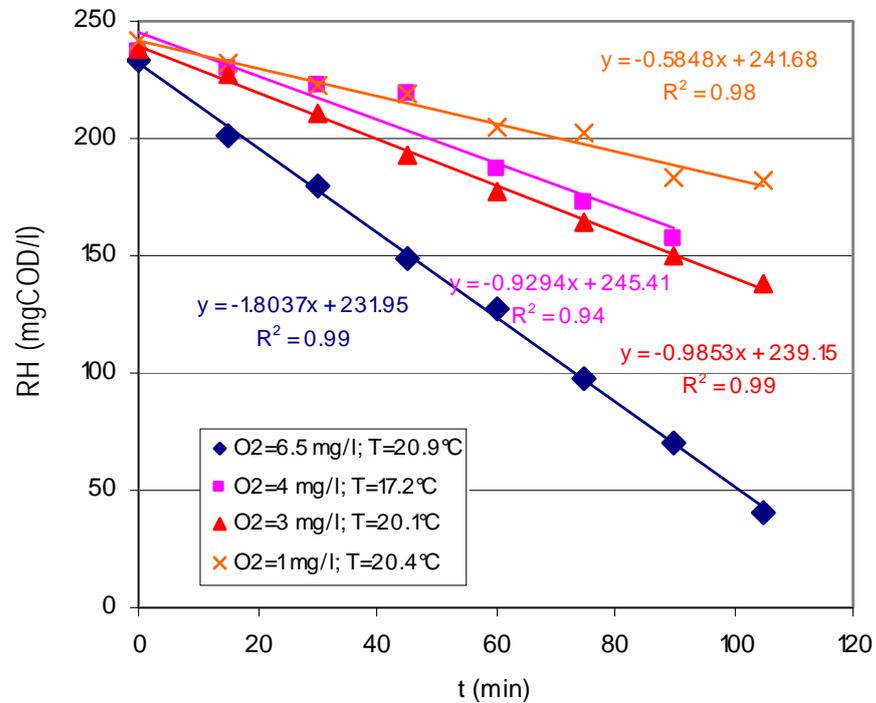


Figura 6.16: Risultati dei test cinetici di rimozione del substrato velocemente idrolizzabile condotti con una densità batterica superficiale di 4,7 gCOD/m<sup>2</sup>

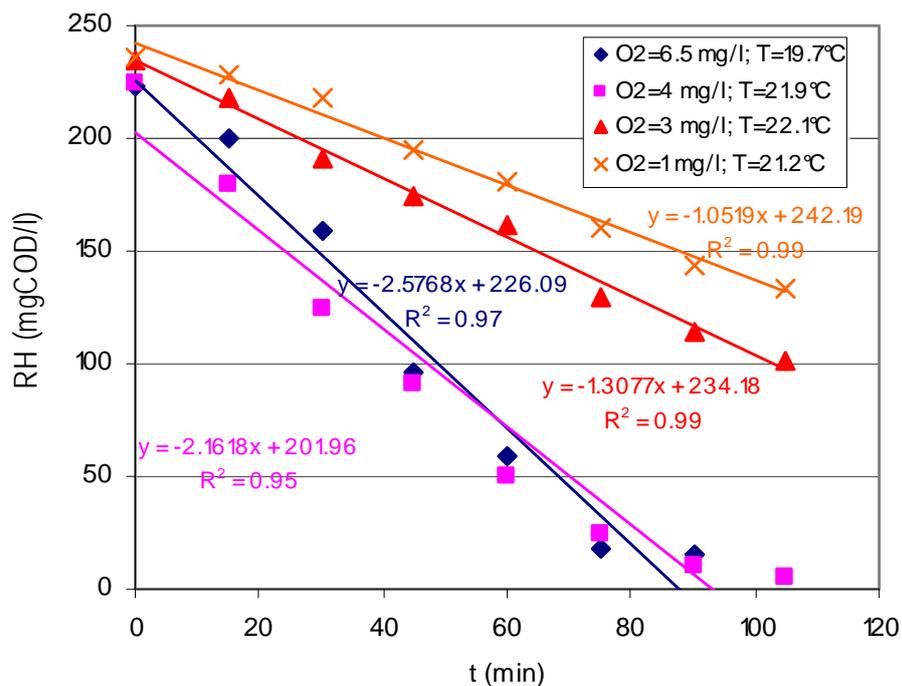


Figura 6.17: Risultati dei test cinetici di rimozione del substrato velocemente idrolizzabile condotti con una densità batterica superficiale di 5,2 gCOD/m<sup>2</sup>

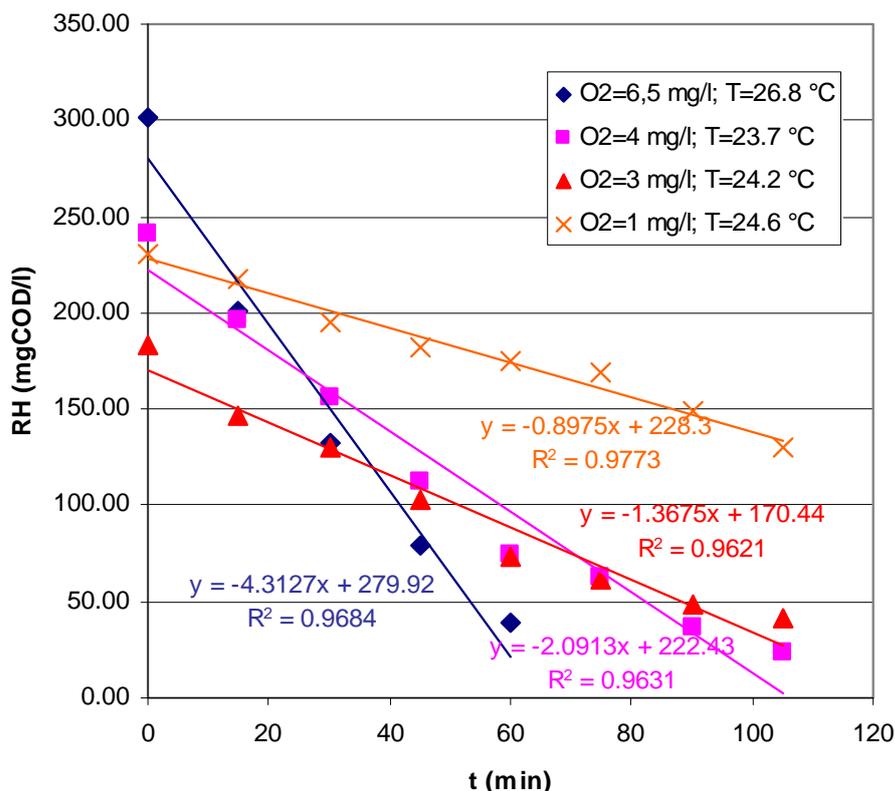


Figura 6.18: Risultati dei test cinetici di rimozione del substrato velocemente idrolizzabile condotti con una densità batterica superficiale di 6,6 gCOD/m<sup>2</sup>

Con il substrato velocemente idrolizzabile, tuttavia, le velocità di reazione riferite alla temperatura di 20°C, hanno evidenziato una dipendenza media di

ordine  $\frac{1}{2}$  nei confronti della concentrazione di ossigeno disciolto mentre non sono risultate influenzate dalla quantità di biomassa adesa sui supporti di colonizzazione (Figure 6,19 e 6,20), indicando solo una parziale penetrazione della pellicola biologica da parte dell'ossigeno disciolto (Henze et al., 1995).

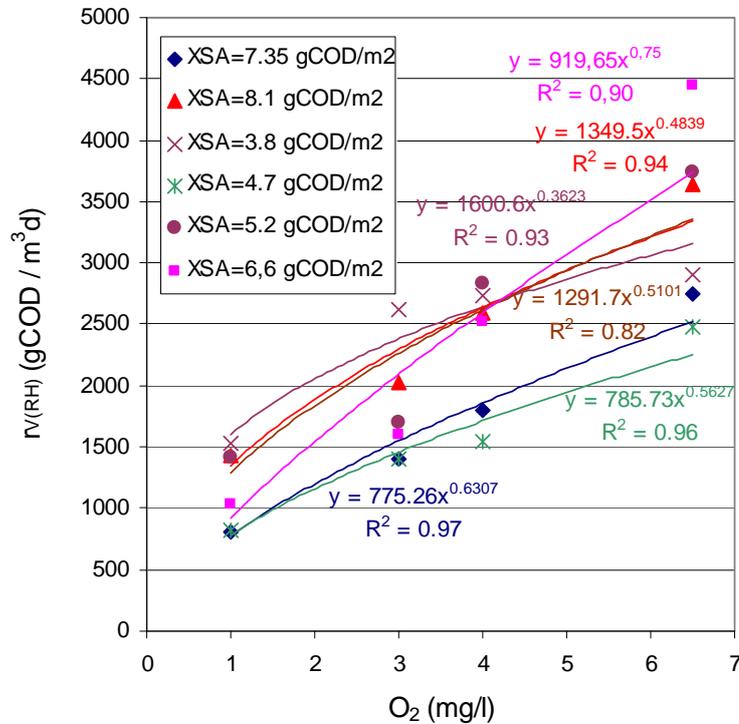


Figura 6.19: Velocità di rimozione del COD velocemente idrolizzabile in funzione della concentrazione di ossigeno disciolto per differenti valori di densità batterica superficiale.

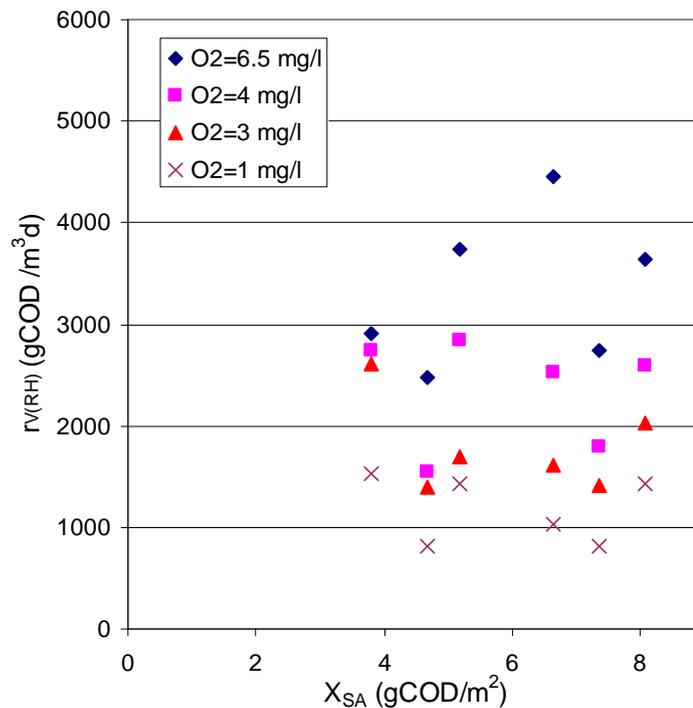


Figura 6.20: Velocità di rimozione del COD velocemente idrolizzabile in funzione della densità batterica superficiale per differenti concentrazioni di ossigeno.

Anche per i substrati lentamente biodegradabili la riduzione della concentrazione nel tempo ha assunto in tutti i test un andamento lineare (Figure 6.21, 6.22 e 6.23).

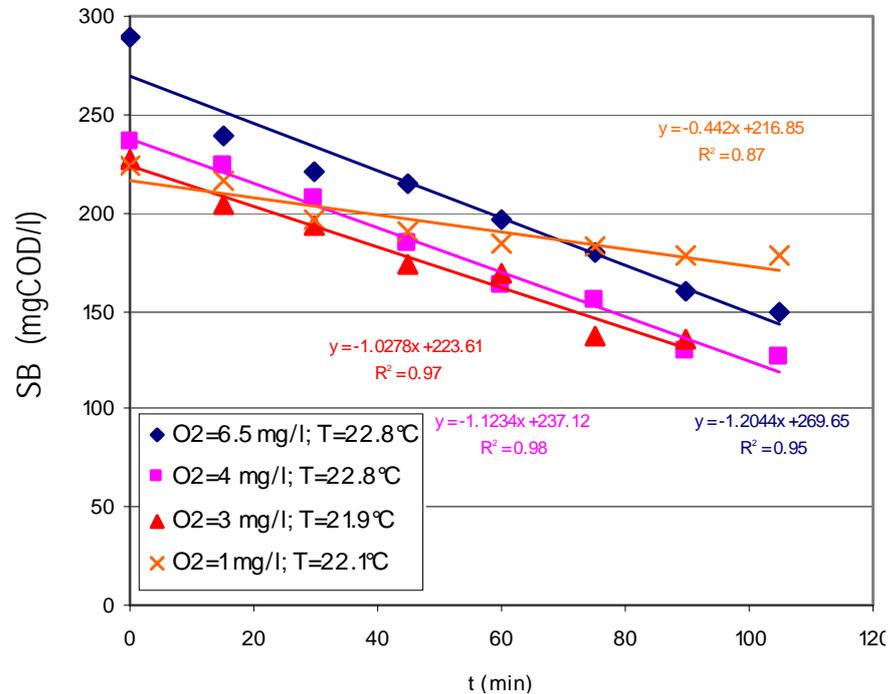


Figura 6.21: Risultati dei test cinetici di rimozione del substrato lentamente biodegradabile condotti con una densità batterica superficiale di 5,6 gCOD/m<sup>2</sup>

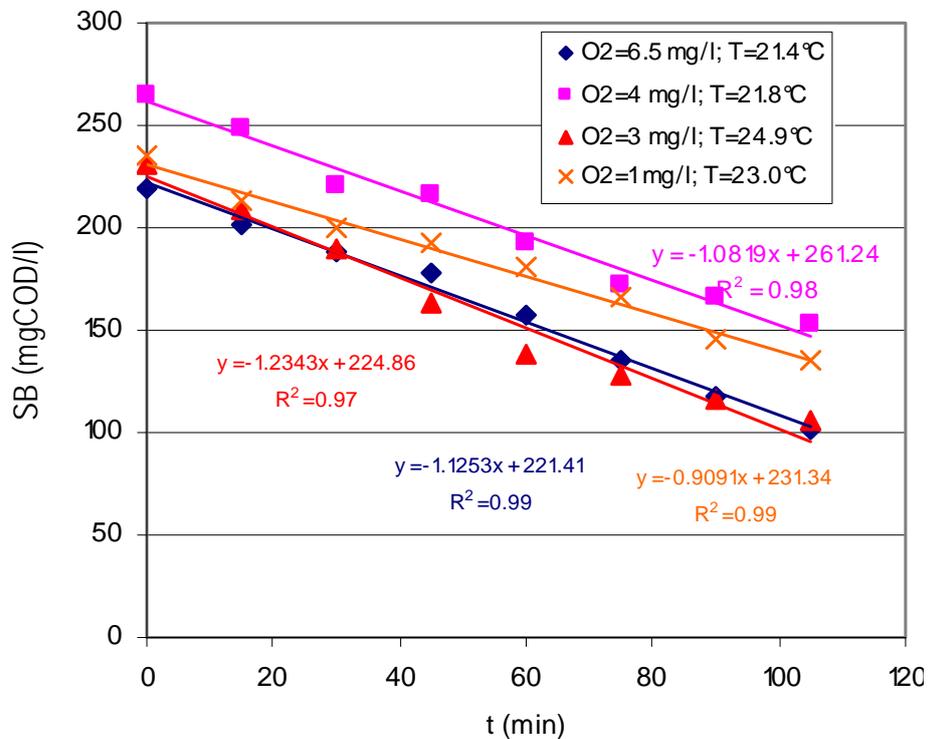


Figura 6.22: Risultati dei test cinetici di rimozione del substrato lentamente biodegradabile condotti con una densità batterica superficiale di 7,91 gCOD/m<sup>2</sup>

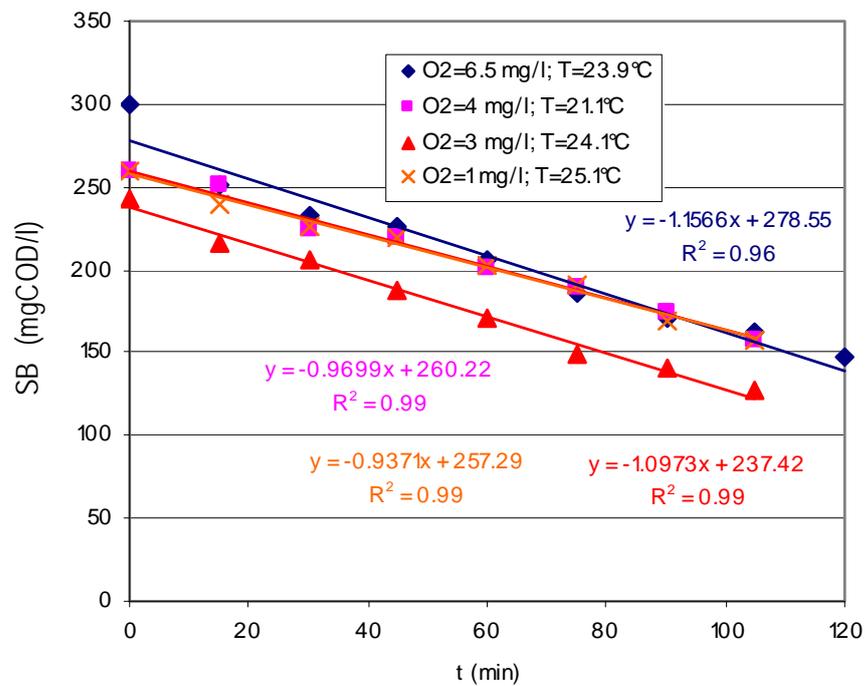


Figura 6.23: Risultati dei test cinetici di rimozione del substrato lentamente biodegradabile condotti con una densità batterica superficiale di 6,43 gCOD/m<sup>2</sup>

Le velocità di reazione, alla temperatura di 20°C, sono risultate variare in funzione della concentrazione di O<sub>2</sub> secondo un andamento crescente verso un valore asintotico indipendentemente dalla densità batterica superficiale presente sui supporti (Figure 6.24 e 6.25).

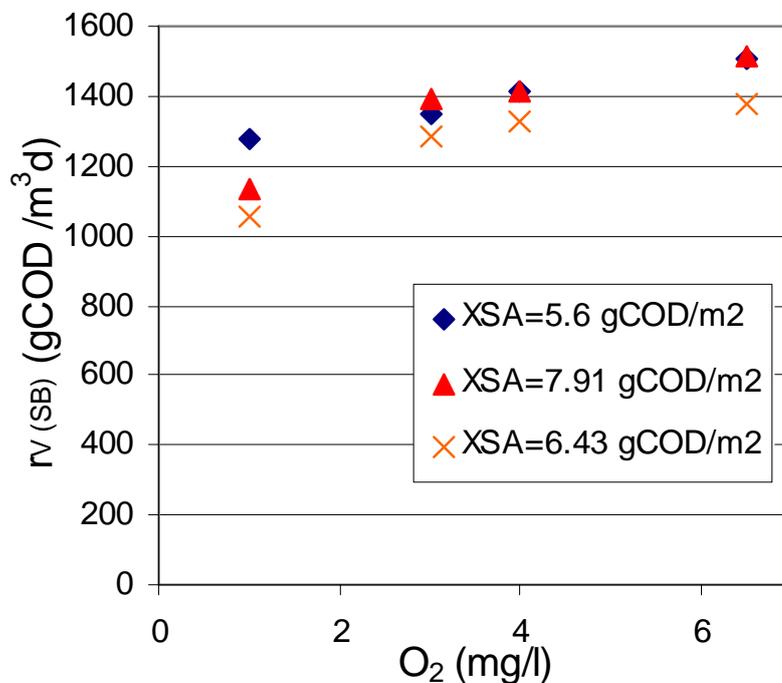


Figura 6.24: Velocità di rimozione del COD lentamente biodegradabile in funzione della concentrazione di ossigeno disciolto per differenti valori di densità batterica superficiale.

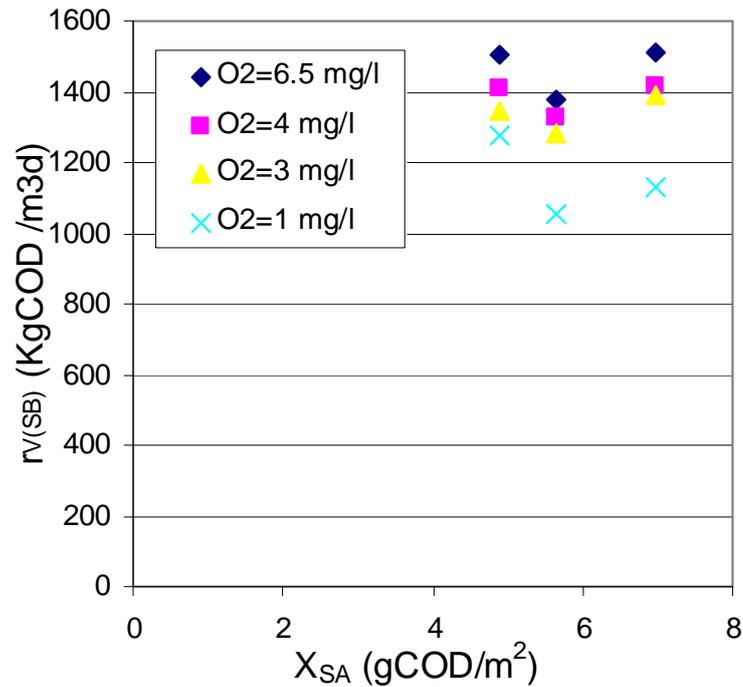


Figura 6.25: Velocità di rimozione del COD lentamente biodegradabile in funzione della densità batterica superficiale per differenti concentrazioni di ossigeno.

L'aver riscontrato velocità di rimozione dei substrati lentamente biodegradabili prossime ai valori massimi raggiungibili già per concentrazioni di ossigeno disciolto pari ad 1 mg/l, al di sotto del quale l'abbattimento si riduce molto rapidamente, lascia ipotizzare che tale valore sia rappresentativo del passaggio da una condizione limitante per il processo dovuta alla cinetica di assimilazione, ad una condizione limitante dovuta alla cinetica di idrolisi della sostanza organica particolata. Difatti, per valori di O<sub>2</sub> maggiori di 1 mg/l l'influenza dell'aumento della concentrazione di tale parametro risulta essere molto modesta, lasciando presumere che l'idrolisi del substrato in sostanza organica facilmente biodegradabile, che non risulta essere influenzata dalle concentrazioni di O<sub>2</sub>, avvenga con una velocità inferiore rispetto a quella con cui tali composti vengano successivamente assimilati e che quindi rappresenti la cinetica limitante dell'intero processo. Al contrario il rapido incremento della velocità globale di rimozione per concentrazioni di ossigeno inferiori ad 1mg/l, suggerisce che fino al raggiungimento di tale concentrazione la

cinetica di assimilazione, fortemente dipendente dai valori di  $O_2$ , risulti inferiore rispetto a quella di idrolisi.

Tali considerazioni trovano riscontro nel confronto delle velocità di rimozione dei substrati a differente biodegradabilità, valori che risultano paragonabili per concentrazioni di ossigeno disciolto pari ad 1 mg/l oltre le quali le velocità di abbattimento dei substrati lentamente biodegradabili assumono valori significativamente inferiori rispetto a quelle dei substrati velocemente idrolizzabili e biodegradabili, confermando come per basse concentrazioni di ossigeno il processo di abbattimento dell'SB possa essere valutato in maniera analoga a quello di assimilazione dell'RH e dell'RB e quindi non influenzato dalla cinetica di idrolisi.

### ***6.3.3 Modello matematico di abbattimento del carico organico***

Sulla base dei test cinetici di rimozione dell'acetato di sodio, substrato velocemente biodegradabile, è possibile esprimere le cinetiche intrinseche di rimozione del substrato e dell'ossigeno disciolto come:

$$(r_I)_{RB} = \frac{\mu_{\max}}{Y_H} \frac{O}{K_O} X_V \quad \text{e} \quad (r_I)_O = \frac{(1 - Y_H)\mu_{\max}}{Y_H} \frac{O}{K_O} X_V$$

in cui  $K_O$  rappresenta la costante di semisaturazione per l'ossigeno disciolto e  $X_V$  la densità batterica riferita al volume della pellicola biologica. Applicando il bilancio di massa su un volume infinitesimo di biofilm di spessore  $dx$ , nell'ipotesi in cui il trasporto dei substrati avvenga esclusivamente per diffusione, le equazioni di trasporto per il substrato organico e l'ossigeno disciolto possono essere esplicitate nella forma seguente (Henze et al., 1995):

$$D_{RB} \frac{d^2 RB}{dx^2} = (r_I)_{RB} \quad \text{e} \quad D_O \frac{d^2 O}{dx^2} = (r_I)_O$$

in cui  $RB$  e  $O$  rappresentano le concentrazioni di RBCOD e  $O_2$  nel biofilm,  $D_{RB}$  e  $D_O$  i rispettivi coefficienti di diffusione molecolare.

Attraverso la risoluzione del sistema di equazioni precedenti è possibile ricavare i profili di concentrazione all'interno della pellicola biologica dalla cui derivazione si individua il flusso all'interfaccia biofilm-bulk liquido, flusso coincidente con la velocità di reazione globale:

$$(r_V)_{RB} = \frac{1}{1-Y_H} \sqrt{K_1 D_O} \tanh \left\{ X_{SA} \sqrt{\frac{K_1}{X_V^2 D_O}} \right\} O_U S_R$$

dove,  $K_1$  è pari a  $(1-Y_H)\mu_{max}X_V/Y_H D_O$ ,  $O_U$  rappresenta la concentrazione di ossigeno nel bulk liquido, e le quantità  $\frac{\sqrt{K_1 D_O}}{1-Y_H}$  e  $\sqrt{\frac{K_1}{X_V^2 D_O}}$  ricavate dall'interpolazione dei dati sperimentali risultano pari a 1,647 m/d e 0,18 (gCOD/m<sup>2</sup>)<sup>-1</sup> rispettivamente (Figura 6.12)

Nel caso dei substrati idrolizzabili e lentamente biodegradabili, risultando molto più complesso risalire alle espressioni delle velocità di reazione sulla base di considerazioni teoriche, sono state individuate due relazioni empiriche in grado di ben rappresentare gli andamenti di  $(r_V)_{RH}$  e  $(r_V)_{SB}$  riscontrati nel corso delle indagini sperimentali:

$$(r_V)_{RH} = K_{RH} O_U^{0.5} \qquad (r_V)_{SB} = \frac{r_{SBmax} O_U}{K_{SB} + O_U}$$

In cui  $K_{RH}$ , risulta pari a 1200 (gO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>)<sup>0.5</sup>d<sup>-10</sup> (Figura 6.19), mentre  $r_{SBmax}$  e  $K_{SB}$  rispettivamente pari a 1500 gO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>d e 0,3 gO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup> (Figura 6.24)

Conseguentemente, tenendo in considerazione le frazioni di substrati a diversa biodegradabilità presenti nel refluo, la velocità di reazione complessiva può essere scritta come:

$$(r_V)_T = X_{RB} \frac{1}{1-Y} \sqrt{K_1 D_O} \tanh \left\{ X_{SA} \sqrt{\frac{K_1}{X_V^2 D_O}} \right\} O_U S_R + X_{RH} K_{RH} O_U^{0.5} + X_{SB} \frac{r_{Smax} O_U}{K_{SB} + O_U}$$

in cui il valore di  $X_{SA}$  può essere individuato facendo ricorso all'espressione che ne esprime la variazione in funzione del carico organico specifico

applicato, ricavata dall'interpolazione dei punti sperimentali rilevati nel corso dei controlli condotti sul primo reattore dell'impianto pilota (Figura 6.3):

$$X_{SA} = \frac{X_{SA0} e^{kC_c}}{1 - X_{SAmax}^{-1} X_{SA0} (1 - e^{kC_c})}$$

dove  $X_{SAmax}$ , risulta pari a  $9.5 \text{ gCOD/m}^2$ ,  $X_{SA0}$  risulta pari a  $0.1 \text{ gCOD/m}^2$  e  $k$  a  $0.9 \text{ (gCOD/m}^2\text{d)}^{-1}$ .

La sostanziale coincidenza dei carichi calcolati con il modello formulato ( $\Delta C_c^*$ ) e quelli rilevati sperimentalmente nel corso delle indagini ( $\Delta C_c$ ) confermano la validità del modello proposto (Figura 5.26).

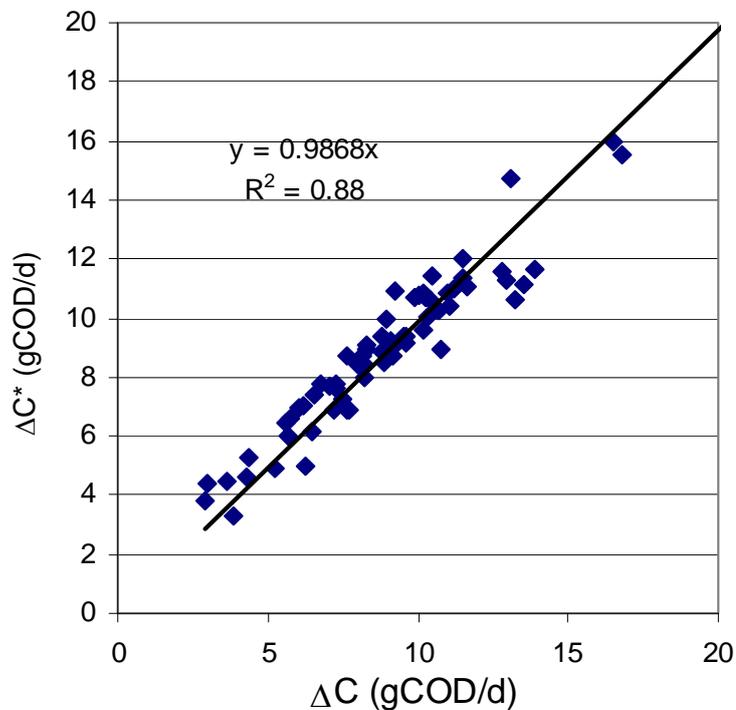


Figura 6.26: Carichi rimossi calcolati con il modello matematico ( $\Delta C_c^*$ ) in funzione dei carichi rimossi rilevati sperimentalmente ( $\Delta C_c$ ) sull'impianto pilota.

#### 6.3.4 Controlli sul secondo reattore

Durante le sperimentazioni, essendo stata ottenuta la rimozione di quasi tutto il carico organico nel primo reattore, il liquame influente al secondo reattore di nitrificazione è stato caratterizzato da un rapporto  $\text{COD}/\text{NH}_4^+\text{-N}$  sempre minore di  $4 \text{ gCOD/gNH}_4^+\text{-N}$ . In tale reattore sono stati riscontrati

valori di temperatura variabili in un intervallo tra 16°C e 29°C, di pH tra 7 e 8,2 e di ossigeno disciolti tra 3,2 g/m<sup>3</sup> e 8,9 g/m<sup>3</sup>.

È stata ottenuta una efficienza di nitrificazione mediamente pari all' 80%, con alcune fluttuazioni significative, dovute prevalentemente alle condizioni operative del reattore.

In figura 6.27 sono riportati i valori di densità batterica superficiale riscontrati sugli elementini di riempimento del secondo reattore in funzione della concentrazione di azoto ammoniacale del liquame in ingresso al reattore stesso.

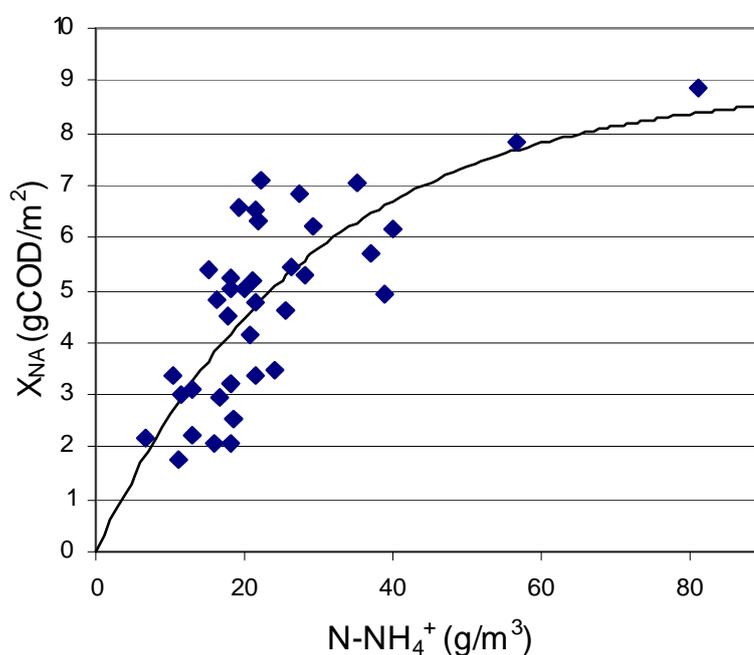


Figura 6.27: Densità batterica superficiale in funzione della concentrazione di azoto ammoniacale nel liquame influente al secondo reattore.

Come si può osservare, la densità batterica superficiale, dopo una fase iniziale di adesione del biofilm sui supporti, ha assunto un andamento crescente in funzione del carico di azoto ammoniacale in ingresso, fino ad un valore asintotico pari a circa 9 gCOD/m<sup>2</sup>, che probabilmente indica la massima quantità di biomassa che può svilupparsi sugli elementini di riempimento del reattore.

### 6.3.5 Test cinetici condotti sul secondo reattore

I risultati dei test cinetici condotti sul secondo reattore dell'impianto pilota, mostrano una velocità di rimozione dell'azoto ammoniacale nel tempo costante, a diversi valori della densità batterica superficiale e dell'ossigeno disciolto, indice di una cinetica di ordine zero rispetto alla concentrazione dell'azoto ammoniacale (Figure 6.28, 6.29, 6.30, 6.31 e 6.32).

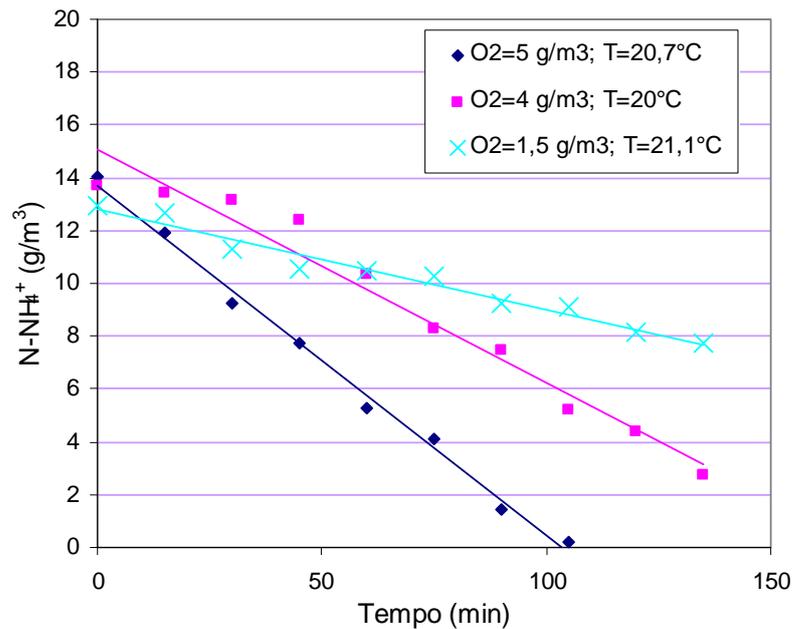


Figura 6.28 : Risultati dei test cinetici condotti sul secondo reattore con gli elementini caratterizzati da un valore di densità batterica superficiale di  $1,2 \text{ gCOD/m}^2$

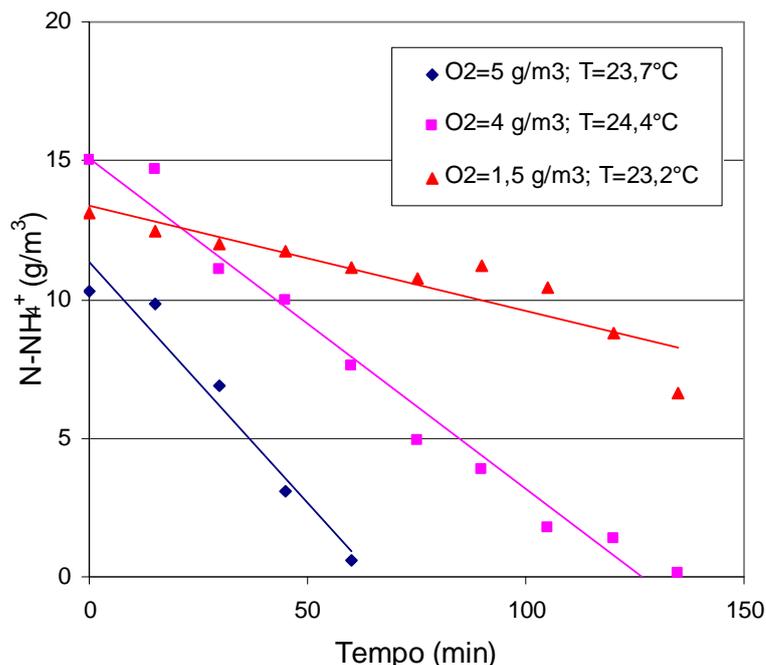


Figura 6.29 : Risultati dei test cinetici condotti sul secondo reattore con gli elementini caratterizzati da un valore di densità batterica superficiale di  $1,96 \text{ gCOD/m}^2$

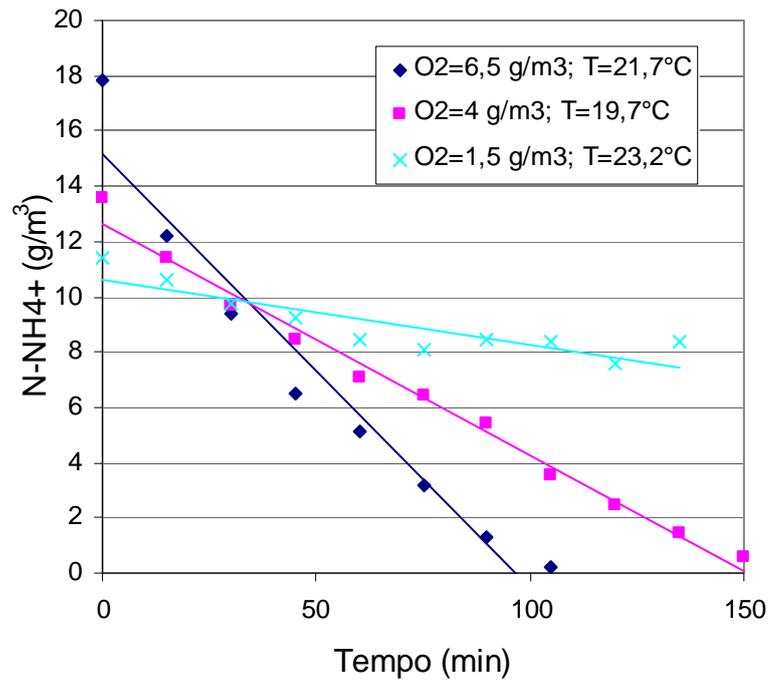


Figura 6.30 : Risultati dei test cinetici condotti sul secondo reattore con gli elementini caratterizzati da un valore di densità batterica superficiale di 2,2 gCOD/m<sup>2</sup>

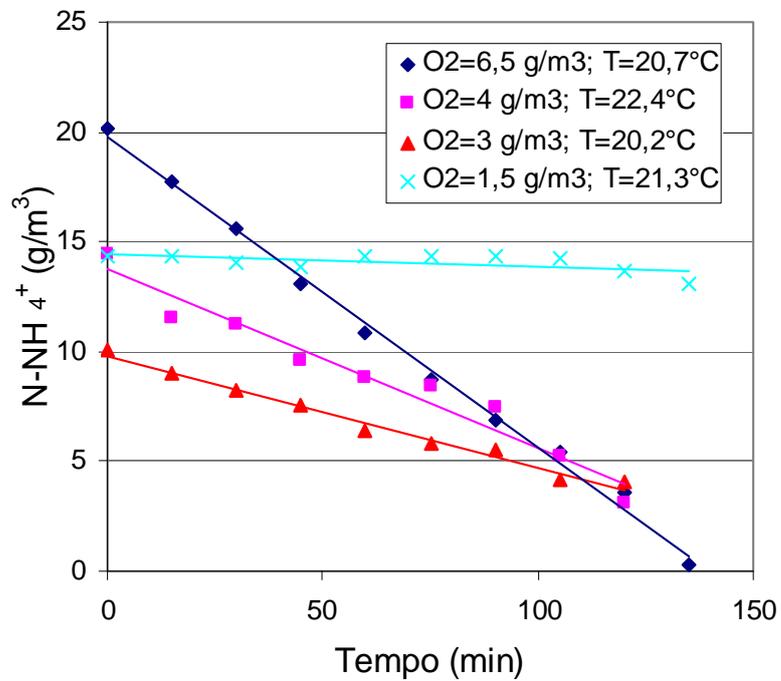


Figura 6.31 : Risultati dei test cinetici condotti sul secondo reattore con gli elementini caratterizzati da un valore di densità batterica superficiale di 7,2 gCOD/m<sup>2</sup>

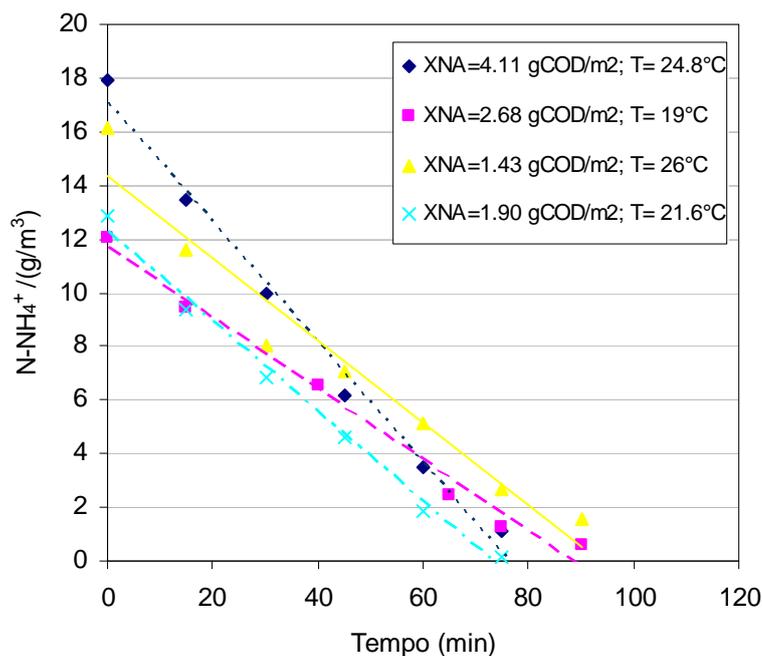


Figura 6.32 : Risultati dei test cinetici condotti sul secondo reattore con una concentrazione di ossigeno disciolto pari a  $6,5 \text{ g/m}^3$ , per differenti valori di densità batterica superficiale.

La pendenza delle rette rappresentanti la velocità di rimozione dell'azoto ammoniacale per diversi valori di temperatura, cresce linearmente con la concentrazione di ossigeno disciolto e ciò indica una cinetica di ordine uno rispetto alla concentrazione di ossigeno disciolto.

Inoltre, le rette rappresentative della velocità di rimozione del substrato azotato, in funzione della concentrazione di ossigeno disciolto, intercettano l'asse delle ascisse ad un valore di concentrazione di ossigeno disciolto (Figura 6.33), che rappresenta il valore minimo, proporzionale alla densità batterica superficiale presente sui supporti (Figura 6.34), necessario per l'avvio del processo di nitrificazione.

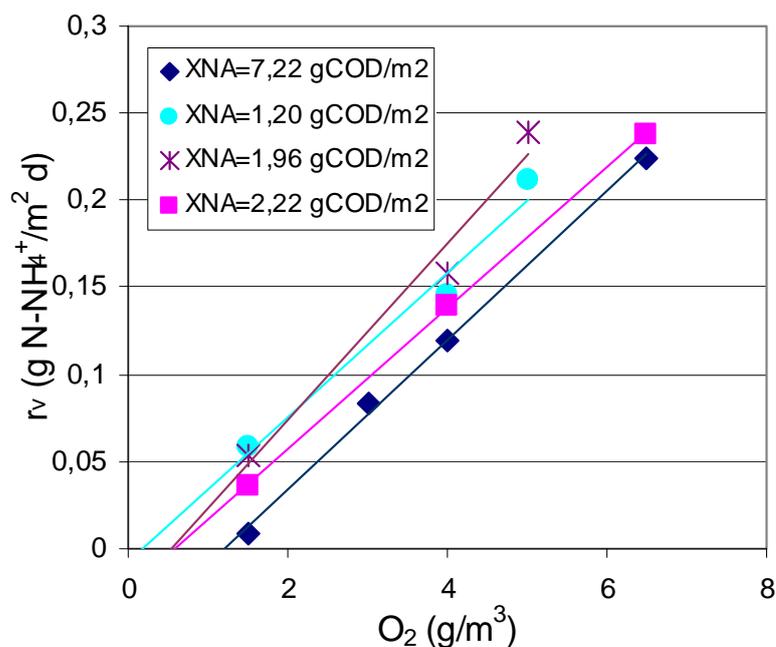


Figura 6.33 : Velocità di rimozione dell'azoto ammoniacale in funzione della concentrazione di ossigeno disciolto, a 20 °C per differenti valori di densità batterica superficiale.

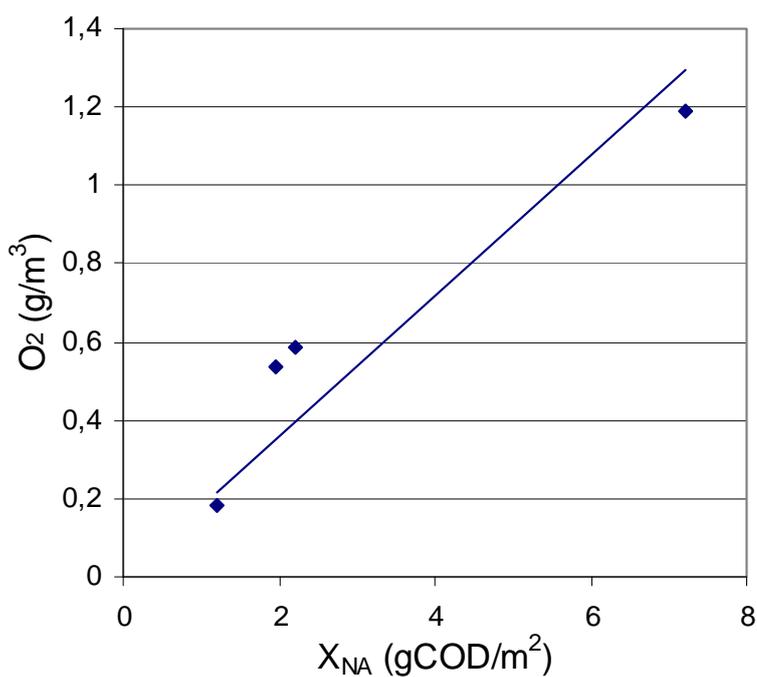


Figura 6.34 : Valore minimo di concentrazione di ossigeno disciolto in funzione della densità batterica superficiale

Le velocità di nitrificazione, a parità di concentrazione di ossigeno disciolto, sono risultate aumentare al crescere della densità batterica superficiale presente sugli elementini, fino ad un valore massimo oltre il quale si è assistito ad una riduzione della velocità di reazione. (Figura 6.35).

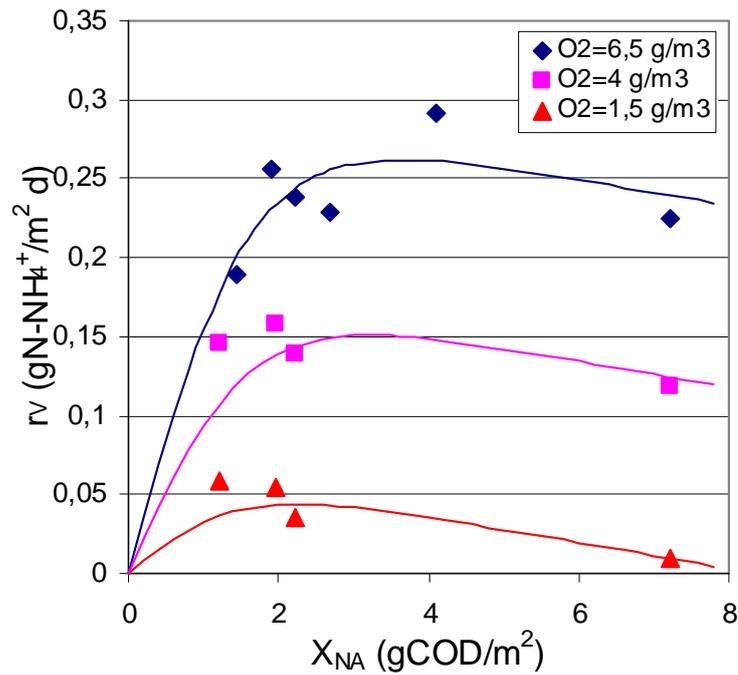


Figura 6.35 : Velocità di rimozione dell'azoto ammoniacale, a 20 °C, in funzione della densità batterica superficiale, per differenti concentrazioni di ossigeno disciolto.

Tale andamento è attribuibile alla domanda di ossigeno disciolto necessario al processo di nitrificazione ed alle resistenze diffusive offerte al suo trasporto all'interno del biofilm, entrambe crescenti all'aumentare della densità batterica superficiale sugli elementini.

### 6.3.6 Modello matematico di ossidazione dell'azoto ammoniacale

Dai risultati dei test cinetici di rimozione dell'azoto ammoniacale condotti sul secondo reattore dell'impianto pilota è emersa una cinetica di ordine zero rispetto alla concentrazione di azoto ammoniacale e di ordine uno rispetto alla concentrazione di ossigeno disciolto. Le velocità intrinseche di rimozione dell'azoto ammoniacale e dell'ossigeno disciolto possono essere quindi espresse come:

$$(r_I)_N = \frac{\mu_{\max}}{Y} \frac{O}{K_O} X_v; \quad [1]$$

$$(r_I)_O = \frac{(4,57 - Y) \mu_{\max}}{Y} \frac{O}{K_O} X_v \quad [2]$$

in cui  $Y$  è il fattore di rilascio della biomassa,  $\mu_{\max}$  il massimo tasso di crescita della biomassa autotrofa,  $K_o$  la costante di semisaturazione riferita all'ossigeno disciolto e  $4,57$  ( $\text{gO}_2/\text{gNH}_4^+\text{-N}$ ) la quantità stechiometrica di ossigeno necessaria per ossidare un grammo di azoto ammoniacale.

Nell'ipotesi che il trasporto dei substrati avvenga esclusivamente per diffusione, applicando il bilancio di massa ad un volume infinitesimo di biofilm di spessore  $dx$ , le equazioni di trasporto per il substrato azotato e per l'ossigeno disciolto possono assumere la seguente forma:

$$D_N \frac{d^2 N}{dx^2} = (r_I)_N \quad [3]$$

$$D_O \frac{d^2 O}{dx^2} = (r_I)_O \quad [4]$$

dove  $N$  ed  $O$  rappresentano rispettivamente la concentrazione di azoto ammoniacale e di ossigeno disciolto nel biofilm, mentre  $D_N$  e  $D_O$  i corrispondenti coefficienti di diffusione.

Tale sistema di equazioni, con le condizioni al contorno tipiche del biofilm completamente penetrato (Henze et al., 1995; Harremoës P., 1978), può essere facilmente risolto, ottenendo le seguenti espressioni per i profili di concentrazione di azoto ammoniacale e di ossigeno disciolto all'interno del biofilm:

$$\frac{O}{O_u - O_{\min}} = \frac{\cosh(\alpha(1-x/L))}{\cosh \alpha} \quad [5]$$

$$\frac{N}{N_u} = \frac{\beta^2}{\alpha^2} \frac{\cosh(\alpha(1-x/L))}{\cosh \alpha} (O_u - O_{\min}) + 1 - \frac{\beta^2}{\alpha^2} (O_u - O_{\min}) \quad [6]$$

In cui  $L$  è lo spessore del biofilm,  $N_u$  e  $O_u$  sono le concentrazioni di azoto ammoniacale ed ossigeno disciolto nel bulk liquid, con  $\alpha$  e  $\beta$  date rispettivamente:

$$\alpha = \sqrt{\frac{K_1 L^2}{D_0}} \quad [7]$$

$$\beta = \sqrt{\frac{K_2 L^2}{D_N N_u}} \quad [8]$$

in cui le costanti K1 e K2 sono:

$$K_1 = \frac{(4,57 - Y) \mu_{\max}}{Y K_o} X_v \quad [9]$$

$$K_2 = \frac{1}{Y} \frac{\mu_{\max}}{K_o} X_v \quad [10]$$

L'equazione 6 perde significato fisico quando la concentrazione di azoto diventa minore o uguale a zero nell'intervallo  $0 \leq x \leq L$ . È quindi necessario che sia verificata la seguente condizione:

$$\frac{1}{\cosh \alpha} + \frac{\alpha^2}{\beta^2} (O_u - O_{\min})^{-1} > 1 \quad [11]$$

che può essere scritta nella seguente forma:

$$\frac{1}{\cosh \left( \sqrt{\frac{K_1}{X_v^2 D_o}} X_s \right)} + \frac{(4,57 - Y) N_u D_N}{D_o} (O_u - O_{\min})^{-1} > 1 \quad [12]$$

Dai profili di concentrazione dell'azoto ammoniacale e dell'ossigeno disciolto all'interno del biofilm è possibile determinare le quantità di azoto ammoniacale e di ossigeno disciolto che attraversano l'interfaccia liquido-biofilm, che, , coincidono con la quantità complessive della reazione in condizioni stazionarie.

L'espressione della velocità di rimozione dell'azoto ammoniacale, tenendo conto del valore minimo di concentrazione di ossigeno per l'avvio del processo di nitrificazione, del tasso di crescita della biomassa e della dipendenza dalla temperatura, mediante un'equazione tipo quella di Arrhenius, con  $\theta = 1,05$ , può essere scritta come:

$$r_{SN} = \frac{1}{4,57 - Y} \sqrt{K_1 D_o} \tanh[X_{NA\max} (1 - e^{-k N_u})] \sqrt{\frac{K_1}{X_v^2 D_o}} [O_u - K X_{NA\max} (1 - e^{-k N_u})] \theta^{T-20} \quad [13]$$

dove la costante K, pari a 0,18 l/m, è stata ottenuta dall'interpolazione dei dati sperimentali relativi al valore minimo di concentrazione di ossigeno in funzione della densità batterica superficiale (Figura 6.34),  $X_{NA\max}$  e k, pari rispettivamente a 8,9 gCOD/m<sup>2</sup> e 0,035 (gN-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>/m<sup>3</sup>)<sup>-1</sup>, sono stati ottenuti

per interpolazione della curva relativa alla crescita della biomassa (Figura 6.27), mentre le quantità  $\frac{\sqrt{K_1 D_o}}{4,57 - Y}$  e  $\sqrt{\frac{K_1}{X_v^2 D_o}}$ , pari rispettivamente a 0,046gNm/gO<sub>2</sub>d e 0,594m<sup>2</sup>/gCOD, sono state ottenute mediante interpolazione dalle curve rappresentative della velocità di nitrificazione in funzione della densità batterica superficiale, per diversi valori di concentrazione di ossigeno disciolto (Figura 6.35).

Sulla base dei valori calcolati di K e  $\sqrt{\frac{K_1}{X_v^2 D_o}}$ , assumendo  $D_N=1.7 \times 10^{-4}$  m<sup>2</sup>/d,  $D_O=2.1 \times 10^{-4}$  m<sup>2</sup>/d ed  $Y=0.24$  gCOD/gN-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> (Henze et al., 1995), è stato possibile verificare che la condizione espressa dall'equazione 12 è stata soddisfatta per tutti i valori delle concentrazioni di N<sub>u</sub>, O<sub>u</sub> e X<sub>S</sub> misurati durante le sperimentazioni sull'impianto pilota, confermando quindi l'ipotesi di biofilm completamente penetrato.

La sostanziale coincidenza dei carichi calcolati con il modello formulato ( $\Delta N^*$ ) e quelli rilevati sperimentalmente nel corso delle indagini sull'impianto pilota ( $\Delta N$ ) confermano la validità del modello proposto (Figura 6.36).

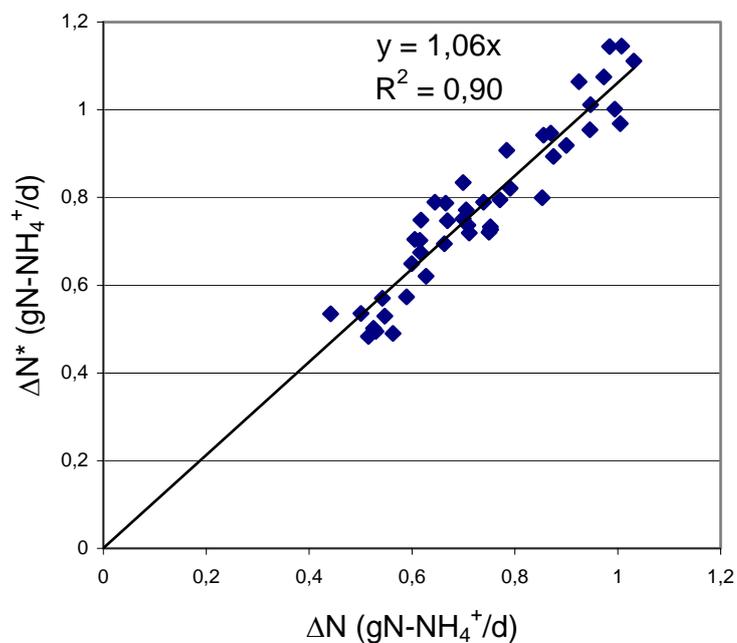


Figura 6.36: Carichi rimossi calcolati con il modello matematico ( $\Delta N^*$ ) in funzione dei carichi rimossi rilevati sperimentalmente ( $\Delta N$ ) sull'impianto pilota.

### 6.3.7 Controlli sul terzo reattore

Nel terzo reattore le concentrazioni di ossigeno disciolto sono risultate sempre inferiori ad 1 mg/l ed i valori di pH compresi tra 7 e 8,5. I rendimenti di rimozione del COD solubile sono risultati sempre elevati e quelli di rimozione dell'azoto nitrico hanno assunto un andamento crescente fino ad attestarsi, dopo circa 20 giorni dall'avvio dell'impianto, a valori compresi tra il 70% ed il 98% (Figura 6.37).

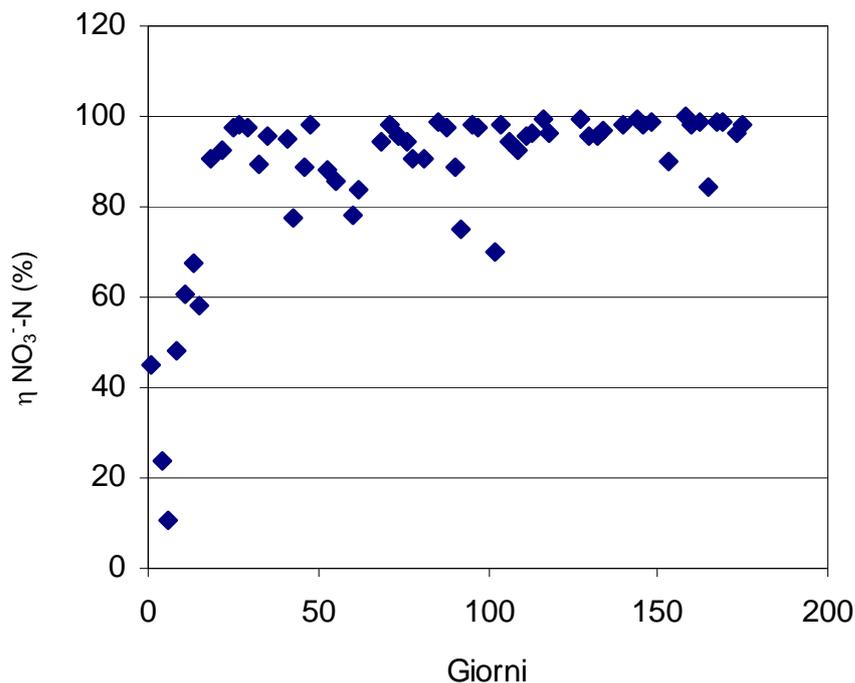


Figura 6.37: Rendimento di rimozione dell'azoto nitrico nel tempo nel terzo reattore

L'andamento del carico specifico di azoto nitrico rimosso, in funzione del carico specifico applicato (Figura 6.38) ha evidenziato che l'efficienza di denitrificazione durante le sperimentazioni è risultata pari a circa il 94% indipendentemente del carico di azoto nitrico applicato.

Inoltre, la densità batterica superficiale della biomassa adesa sugli elementini ha assunto un andamento crescente in funzione del carico specifico di azoto nitrico applicato (Figura 6.39). In particolare si può osservare che la curva interpolante i punti, intercetta l'asse delle ordinate ad un valore pari a 2,8 gST/m<sup>2</sup>, indicante la frazione non attiva di biomassa, che sottratto al valore totale di biomassa rilevato sugli elementini, consente di determinare la

quantità di biomassa attiva  $X_{SA}$ , esprimibile in  $\text{gCOD}/\text{m}^2$  tramite un coefficiente di conversione pari a 1,42 (Henze et al, 1995).

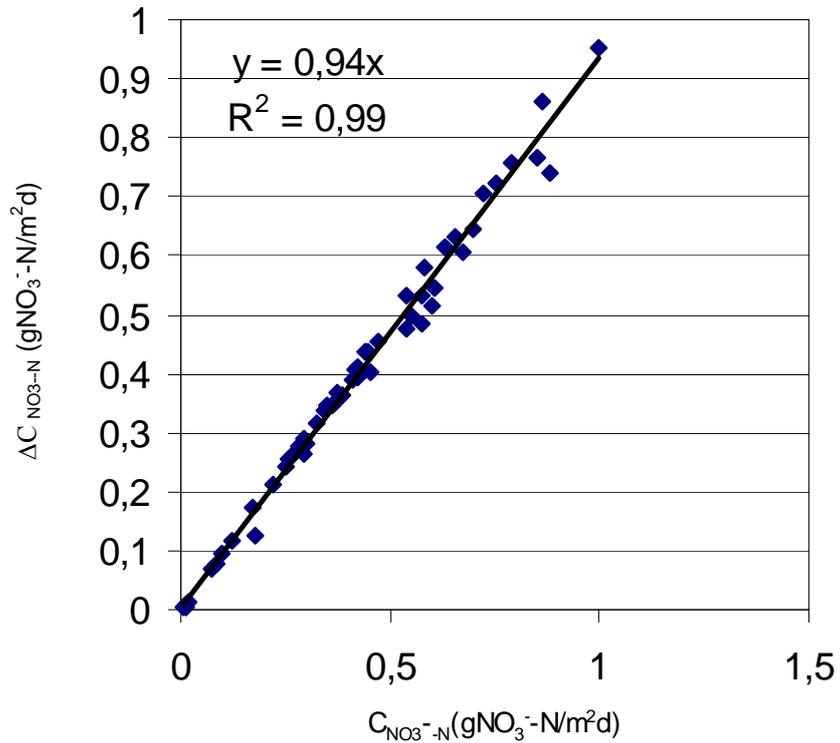


Figura 6.38: Carico specifico di azoto nitrico rimosso in funzione del carico specifico applicato nel terzo reattore

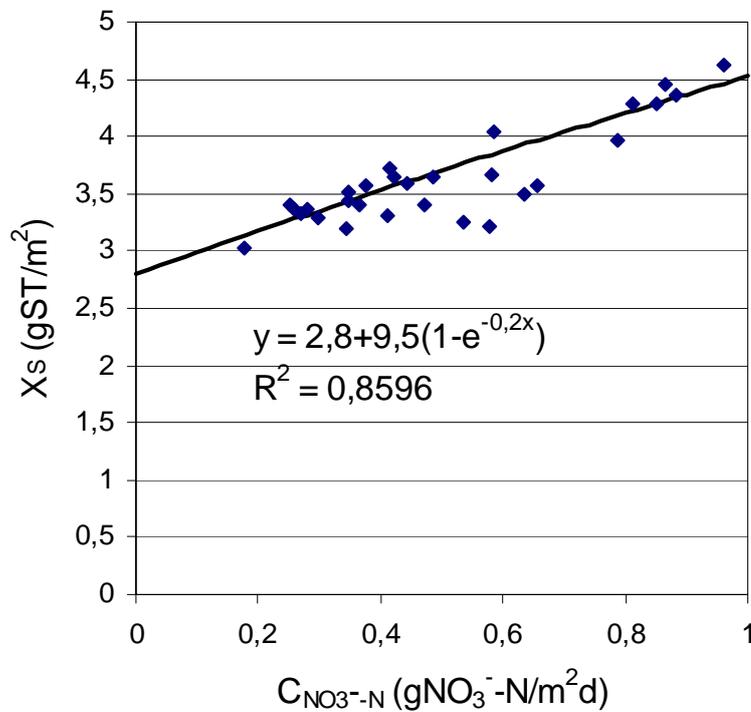


Figura 6.39: Densità batterica superficiale in funzione del carico specifico di azoto nitrico applicato nel terzo reattore

### 6.3.8 Test cinetici condotti sul terzo reattore

I test cinetici di rimozione dell'azoto nitrico sono stati condotti con valori di biomassa adesa sugli elementini compresi tra 3,6 e 5 gST/m<sup>2</sup>. In tutti la velocità di rimozione sia dell'azoto nitrico che del COD velocemente biodegradabile ha assunto un andamento lineare (Figura 6.40 e 6.41), indice di una cinetica di ordine zero rispetto ad entrambi i substrati.

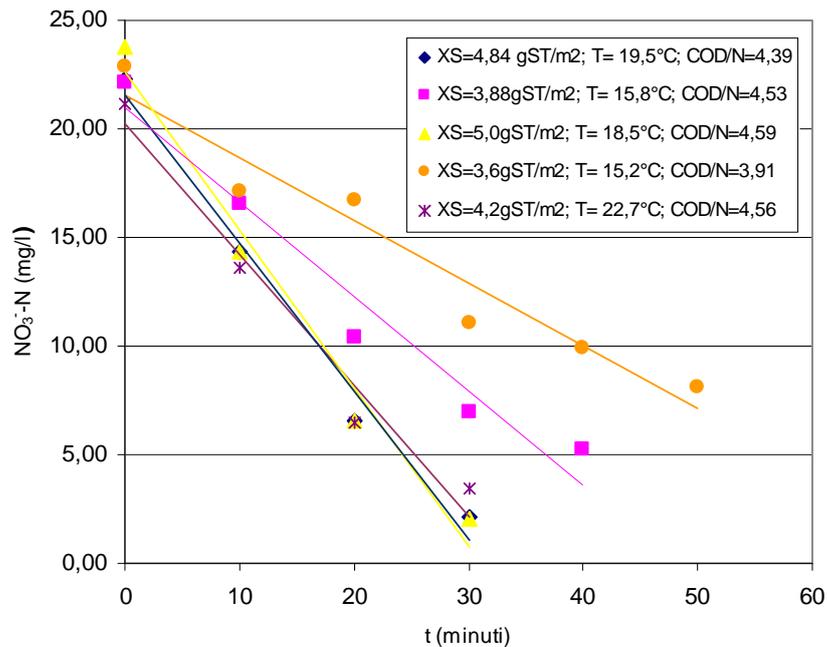


Figura 6.40: Concentrazione di azoto nitrico nel tempo

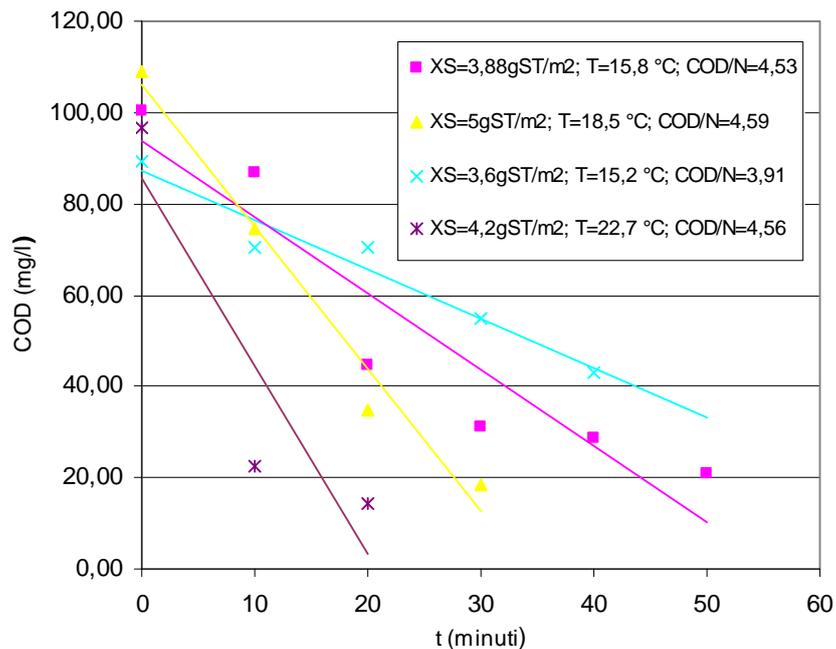


Figura 6.41: Concentrazione di COD nel tempo

La dipendenza lineare tra la velocità di abbattimento sia dell'azoto nitrico che del COD solubile, in funzione della densità batterica superficiale (Figura 6.42 e Figura 6.43), consente di classificare il biofilm come sottile e completamente penetrato.

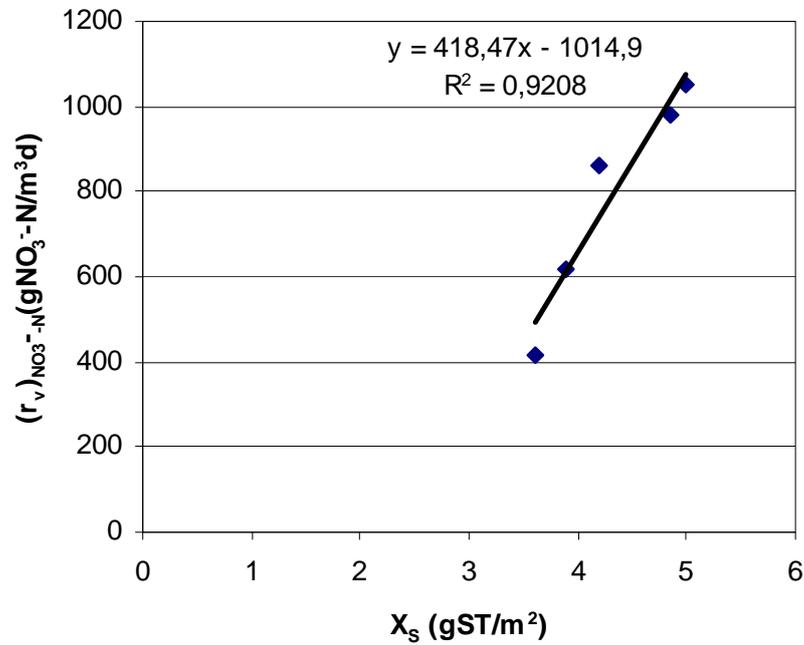


Figura 6.42: Velocità di rimozione dell'azoto nitrico in funzione della densità batterica superficiale

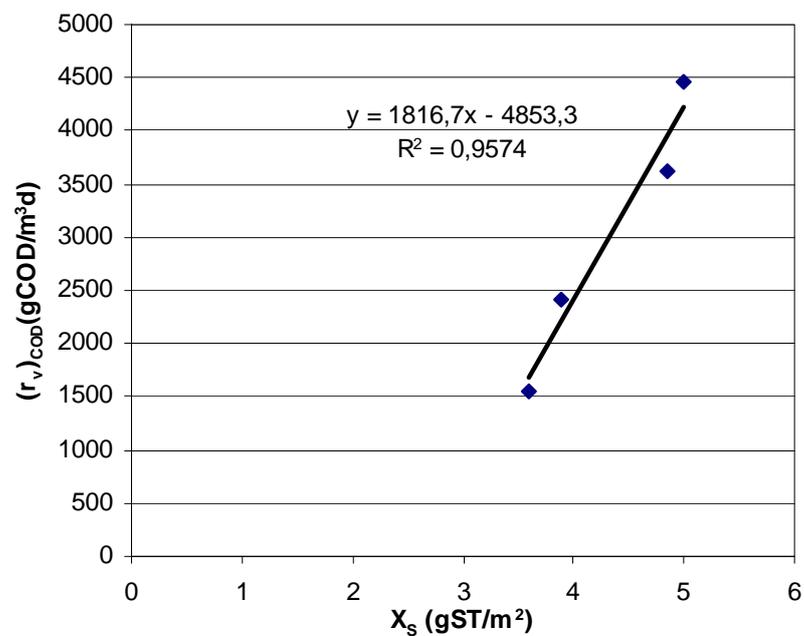


Figura 6.43: Velocità di rimozione del COD in funzione della densità batterica superficiale

In tali figure, inoltre le rette interpolanti i punti sperimentali intercettano entrambe, l'asse delle ascisse ad un valore prossimo a quello riscontrato in figura 6.39, confermando la presenza di una quantità di biomassa non attiva.

### 6.3.9 Modello matematico di rimozione dell'azoto nitrico

Per un reattore a completa miscelazione bilancio di massa del substrato azotato può essere espresso come:

$$Q([N_{in}] - [N_{out}]) - r_S S = 0 \quad [1]$$

in cui Q è la portata,  $N_{in}$  ed  $N_{out}$  sono le concentrazioni di substrato azotato in ingresso ed in uscita, r è la velocità di rimozione specifica riferita alla superficie degli elementini ed S è la superficie di colonizzazione nel reattore, che può essere espressa come:

$$S = S_R V \quad [2]$$

in cui V è il volume del reattore ed  $S_R$  rappresenta la superficie specifica

Nell'ipotesi di cinetica intrinseca di ordine zero e di biofilm sottile e completamente penetrato (Harremoës, 1982), la velocità di rimozione del substrato carbonioso può essere espressa come:

$$(r_v)_C = \frac{\mu_{max}}{Y_H} S_R X_{SA} \quad [3]$$

in cui  $X_A$  è la densità batterica superficiale della biomassa attiva espressa come gCOD/m<sup>2</sup> ed i termini  $\mu_{max}$  e  $Y_H$  rappresentano rispettivamente la massima velocità di crescita ed il fattore di resa cellulare dei batteri eterotrofi.

Tenendo conto che la quantità di ossigeno disponibile in 1 g di  $NO_3^- - N$  per l'attività dei batteri eterotrofi può essere assunta pari a 2,86 (Henze et al., 1995), il rapporto tra il consumo di ossigeno e la velocità di rimozione dell'azoto nitrico (sarà dato dalla seguente espressione:

$$\frac{(r_v)_{O_2}}{(r_v)_{NO_3^- - N}} = 2,86 \quad [4]$$

da cui

$$(r_v)_{NO_3^- - N} = \frac{(r_v)_{O_2}}{2,86} \quad [5]$$

Il consumo di ossigeno necessario l'ossidazione della sostanza organica è pari a:

$$(r_v)_{O_2} = (1 - Y_H)(r_v)_C \quad [6]$$

Sostituendo l'equazione 3 nell'equazione 6 si ha:

$$(r_v)_{O_2} = (1 - Y_H) \frac{\mu_{\max}}{Y_H} S_R X_{SA} \quad [7]$$

Infine, sostituendo l'equazione 7 nell'equazione 5, la velocità di rimozione dell'azoto nitrico assumerà la seguente espressione:

$$(r_v)_{NO_3^- - N} = \frac{1 - Y_H}{2,86 Y_H} \mu_{\max} S_R X_{SA} \quad [8]$$

Nelle figure 6.44 e 6.45 è riportata la dipendenza della velocità di rimozione dell'azoto nitrico e quella del COD, in funzione della densità batterica superficiale espressa in gCOD/m<sup>2</sup>, individuata sperimentalmente mediante i test NUR.

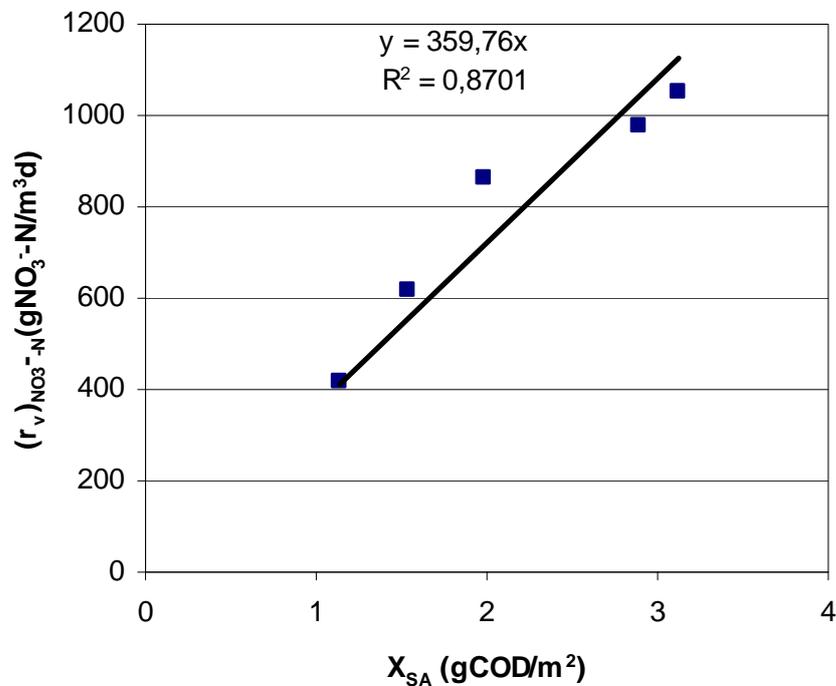


Figura 6.44: Velocità di rimozione dell'azoto nitrico in funzione della densità batterica superficiale espressa come gCOD/m<sup>2</sup>

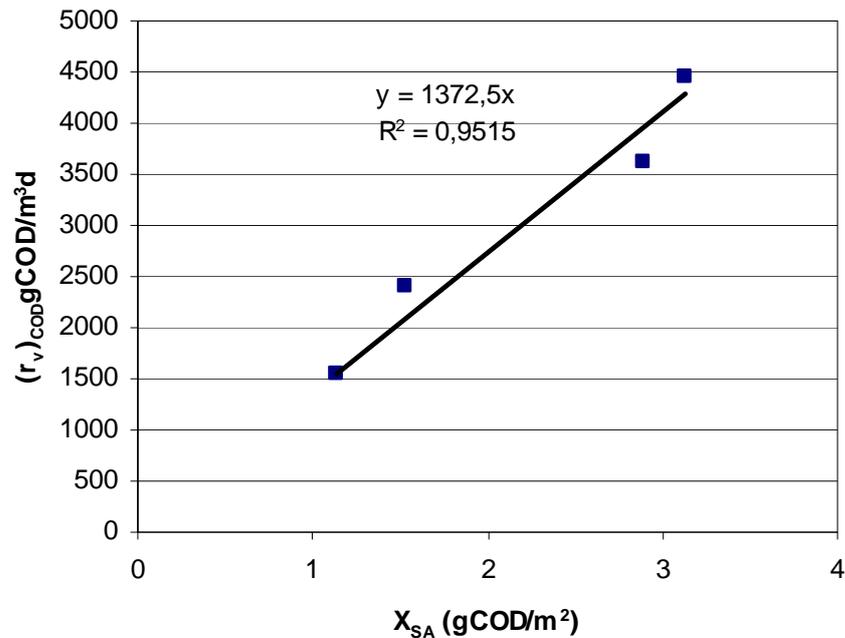


Figura 6.45: Velocità di rimozione del COD in funzione della densità batterica superficiale espressa come gCOD/m<sup>2</sup>

Dai valori dei coefficienti angolari delle due rette sperimentali, considerando la superficie specifica  $S_R$  pari a 874 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>, è stato possibile calcolare i parametri  $\mu_{max}$  e  $Y_H$ , pari rispettivamente a 0,39 d<sup>-1</sup> e 0,25 gCOD<sub>X</sub>/gCOD<sub>C</sub>.

Inoltre il rapporto tra la velocità di rimozione del COD velocemente biodegradabile e quella dell'azoto nitrico, ovvero tra i coefficienti angolari  $K_C$  e  $K_{NO_3^- - N}$ , consente di calcolare il reale consumo di substrato carbonioso ( $\Delta COD$ ) per grammo di azoto nitrico rimosso ( $\Delta NO_3^- - N$ )

$$\frac{\Delta COD}{\Delta NO_3^- - N} = \frac{(r_v)_C}{(r_v)_{NO_3^- - N}} = \frac{K_C X_{SA}}{K_{NO_3^- - N} X_{SA}} \quad [9]$$

Nel caso specifico tale valore è risultato pari a 3,8, in accordo con quanto riportato in letteratura (Aspegren et al. 1998).

Nel corso delle sperimentazioni la densità batterica della biomassa attiva adesa sugli elementini del terzo reattore è risultata variare con il carico specifico di azoto nitrico applicato  $C_{NO_3^- - N}$ , con un andamento crescente (Figura 6.46) esprimibile con la seguente relazione:

$$X_{SA} = X_{SA\max} (1 - e^{-kC_{NO_3^- - N}}) \quad [10]$$

In cui la massima densità batterica che può svilupparsi sugli elementini ( $X_{SA\max}$ ) e la costante di crescita  $k$  risultano pari rispettivamente a 9.1 gCOD/m<sup>2</sup> e 0.27 m<sup>2</sup>d/gNO<sub>3</sub><sup>-</sup>N.

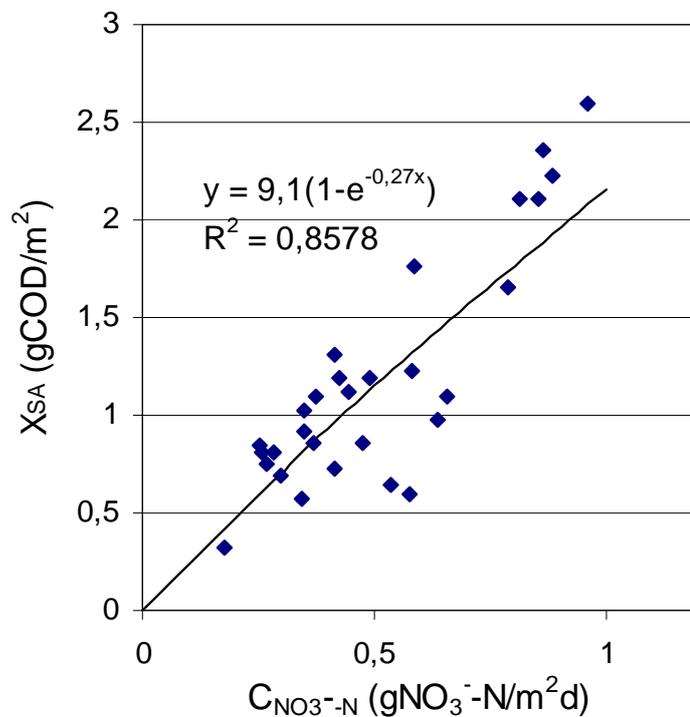


Figura 6.46: Densità batterica superficiale espressa in gCOD/m<sup>2</sup> in funzione del carico di azoto nitrico applicato

Sostituendo l'equazione 10 nell'equazione 8, la velocità di rimozione dell'azoto nitrico sarà data dalla seguente espressione:

$$(r_v)_{NO_3^- - N} = \frac{1 - Y_H}{2,86Y_H} \mu_{\max} S_R X_{SA\max} (1 - e^{-kC_{NO_3^- - N}}) \quad [11]$$

Tenendo conto di tale relazione, il bilancio di massa del substrato azotato, espresso dall'equazione 1, sarà dato da:

$$Q([NO_3^- - N]_{in} - [NO_3^- - N]_{out}) = \frac{1 - Y_H}{2,86Y_H} \mu_{\max} S_R X_{SA\max} (1 - e^{-kC_{NO_3^- - N}}) V \quad [12]$$

La sostanziale coincidenza tra i valori di carico di azoto nitrico abbattuto calcolati con l'equazione 11 ( $[\Delta NO_3^- - N]^*$ ) e quelli ottenuti sperimentalmente sull'impianto pilota ( $\Delta NO_3^- - N$ ), (Figura 6.47), conferma la validità del modello proposto.

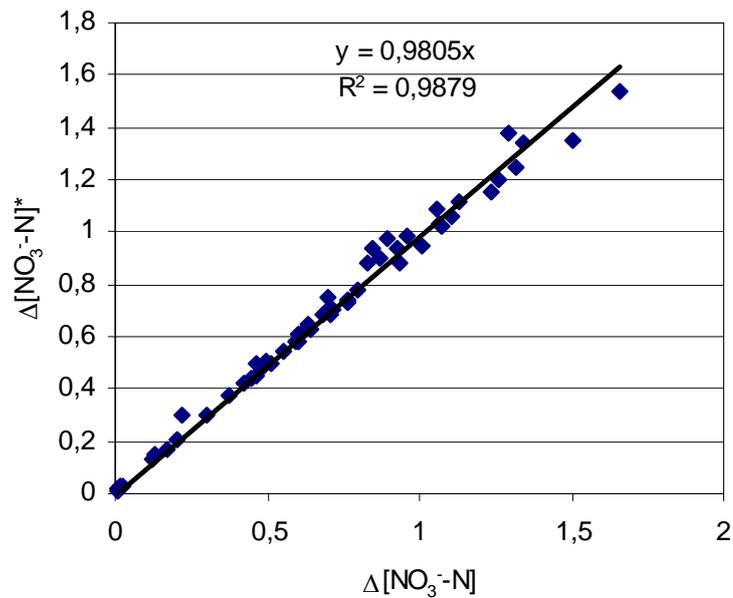


Figura 6.47: Confronto tra i valori di azoto nitrico rimosso calcolati e quelli rilevati sperimentalmente sull'impianto pilota

#### 6.4 Produzione di fango nell'impianto pilota

Il contenuto di solidi sospesi del liquame trattato in uscita dal primo reattore per tutto il periodo di indagine è risultato elevato (Figura 6.48), con valori particolarmente alti quando il reattore è stato alimentato con carichi di sostanza organica maggiori.

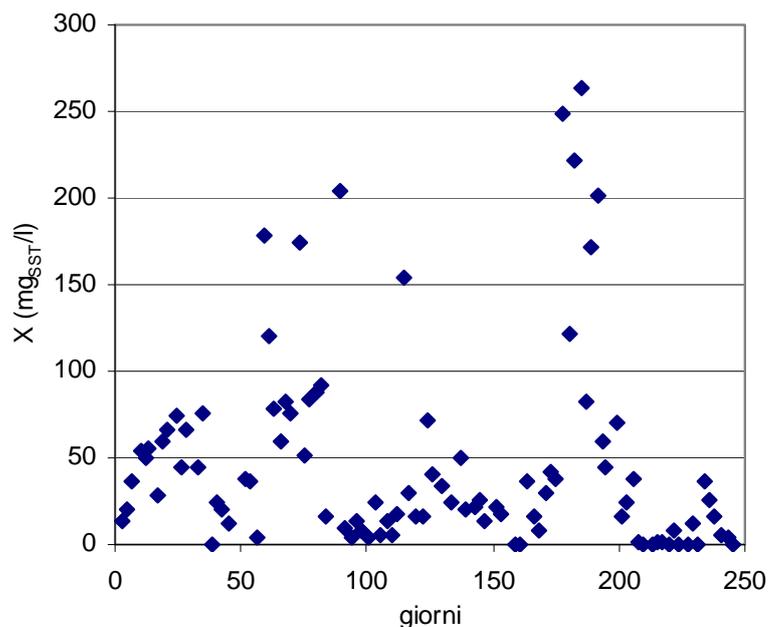


Figura 6.48: Concentrazioni di SST in uscita dal primo reattore

Al contrario, a valle del secondo reattore, a seguito dei circa 30 giorni che sono risultati necessari allo sviluppo della biomassa autotrofa sul materiale di riempimento, i valori dei solidi sospesi si sono mantenuti sempre al di sotto del limite normativo di 35 mg<sub>SST</sub>/l (D.Lgs n.152, 2006) (Figura 6.49), analogamente a quanto riscontrato nel terzo reattore, a seguito dei circa 45 giorni necessari allo sviluppo della biomassa eterotrofa sui supporti (Figura 6.50).

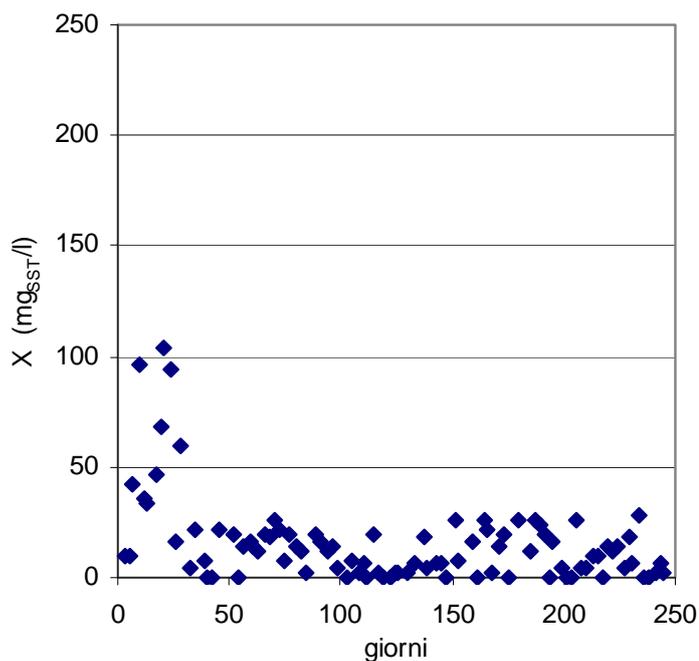


Figura 6.49: Concentrazioni di SST in uscita dal secondo reattore

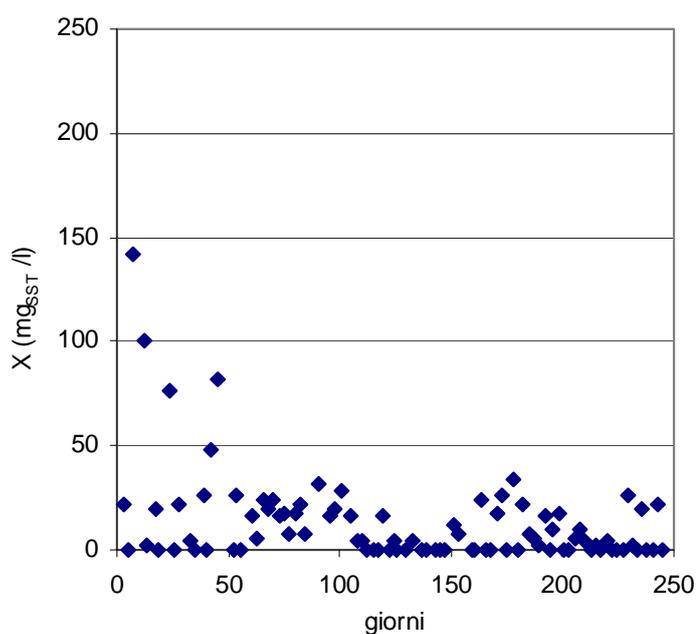


Fig. 6.50: Concentrazioni di SST in uscita dal terzo reattore

Dall'esame delle variazioni dei quantitativi di fango estratti dai tre reattori al variare dei carichi da essi rimossi, sono stati individuati gli indici medi di produzione dei fanghi nelle tre unità, pari a circa  $0.2 \text{ g}_{\text{SST}}/\text{g}_{\text{COD,ABB}}$  nel primo reattore, a  $0.09 \text{ g}_{\text{SST}}/\text{g}_{\text{NH}_4^{+-}\text{N,ABB}}$  nel secondo e a  $0.75 \text{ g}_{\text{SST}}/\text{g}_{\text{NO}_3^{-}\text{-N,ABB}}$  nel terzo reattore.

I valori dello Sludge Volume Index dei fanghi estratti dal primo e dal terzo reattore sono risultati compresi tra 50 e 200 ml/g<sub>SST</sub>, mentre si sono mantenuti sempre inferiori a 90 ml/g<sub>SST</sub> per i fanghi prodotti nel secondo reattore, evidenziando le migliori caratteristiche di sedimentabilità della biomassa autotrofa rispetto a quella eterotrofa.

# **Proposta progettuale di un impianto a biofiltri sommersi a servizio di una comunità di 300AE**

### **7.1 Premessa**

Le sperimentazioni condotte sull'impianto pilota a biofiltri sommersi in scala di laboratorio hanno evidenziato l'efficacia di tale tecnologia impiantistica. Infatti i risultati dei controlli effettuati sul primo reattore hanno evidenziato come la presenza del materiale di riempimento permetta l'adozione di carichi specifici di sostanza organica superiori a  $10 \text{ Kg}_{\text{COD}}/\text{m}^3\text{d}$ , valori sensibilmente maggiori rispetto a quelli applicabili nei tradizionali impianti a fanghi attivi.

Inoltre è stata verificata la possibilità di ottenere un effluente chiarificato senza dover sottoporre il refluo trattato a sedimentazione secondaria, di poter limitare il consumo di acqua di lavaggio a meno del 10% dell'acqua trattata, e di produrre una ridotta quantità di fango con buone caratteristiche di sedimentabilità. Tutti questi elementi contribuiscono a ridurre significativamente le dimensioni di un impianto di trattamento ed a limitare gli oneri di smaltimento dei fanghi.

Alla luce di tali considerazioni è stata formulata una proposta progettuale per l'adozione di tale tipologia impiantistica per la realizzazione di un impianto di depurazione a servizio di un quartiere di 300 abitanti del centro residenziale dell'Università della Calabria, per il quale era stata proposta l'adozione di un impianto di tipo convenzionale a fanghi attivi, prevedendo il riutilizzo dei reflui trattati per l'irrigazione delle aree a verde del centro residenziale.

## 7.2 Impianto di tipo convenzionale

La prima proposta prevede la realizzazione di un impianto di tipo convenzionale a fanghi attivi, a bacino unico, ad aerazione prolungata, dotato di trattamenti preliminari e trattamenti terziari di filtrazione, seguiti da disinfezione (Figura 7.1).

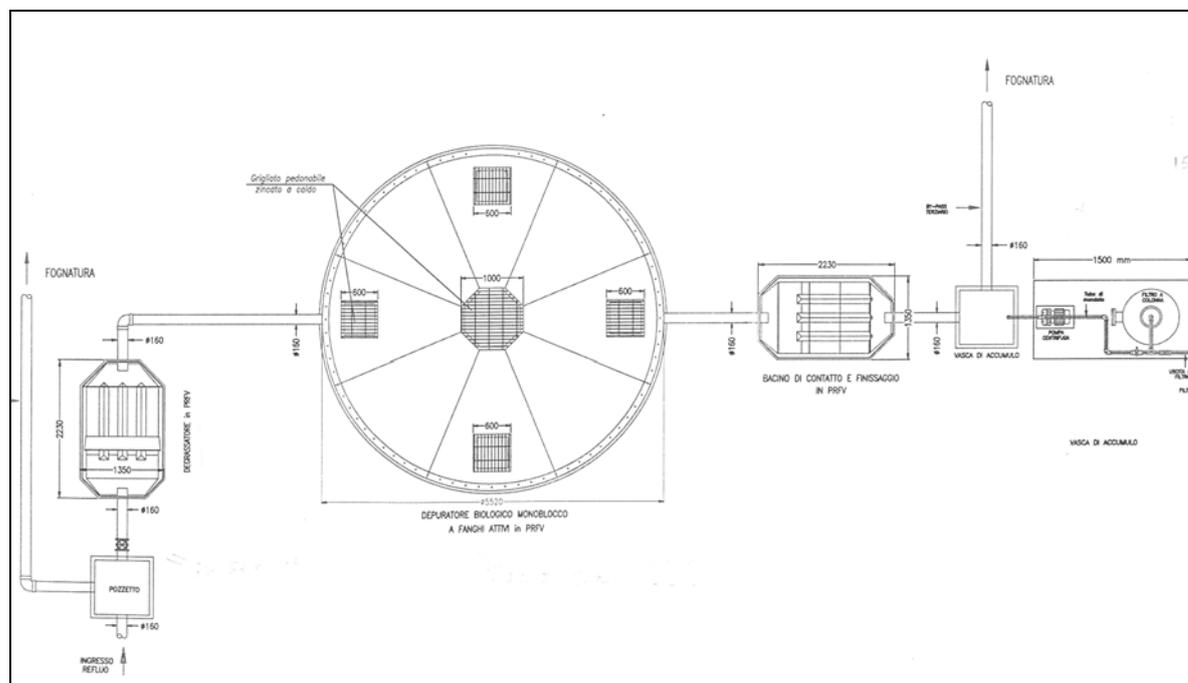


Figura 7.1: Impianto di tipo convenzionale

Per i trattamenti preliminari è stato previsto un sistema di grigliatura grossolana da realizzare con una griglia a cestello posto a monte di un degrassatore statico gravitativo.

Quale unità di ossidazione è stato proposto un bacino unico di ossidazione-nitrificazione e sedimentazione, del diametro di 5.5 m, un'altezza di circa 4 m ed un volume utile complessivo di circa 51 m<sup>3</sup>. Tale bacino è suddiviso in due comparti concentrici in comunicazione tra loro: il più interno, del volume utile di 36 m<sup>3</sup>, ossidato mediante una turbina superficiale, il più esterno, del volume utile di circa 16 m<sup>3</sup>, con funzioni di sedimentazione.

Nell'ipotesi che si intenda procedere all'allontanamento dei fanghi dal bacino quando la concentrazione della miscela areata nel primo comparto

abbia raggiunto la concentrazione di  $10 \text{ Kg}_{\text{SST}}/\text{m}^3$ , lasciandone un quantitativo tale da consentire il riavvio dell'impianto con una concentrazione dei fanghi di  $3 \text{ Kg}_{\text{SST}}/\text{m}^3$ , la quantità di fango che si accumulerà in vasca tra due smaltimenti successivi può essere stimata pari a

$$\Delta X = V \cdot (X_f - X_i) = 36 \text{ m}^3 \times (10 - 3) \frac{\text{Kg}_{\text{SST}}}{\text{m}^3} = 252 \text{ Kg}_{\text{SST}}$$

per cui è prevedibile che in occasione di ogni smaltimento si debba emungere dal bacino un volume di fanghi pari a

$$V = \frac{\Delta X}{X_f} = 252 \text{ Kg}_{\text{SST}} \times \frac{\text{m}^3}{10 \text{ Kg}_{\text{SS}}} = 25.2 \text{ m}^3$$

Per valutare approssimativamente l'intervallo temporale prevedibile tra due smaltimenti successivi, nell'ipotesi già formulata che nel comparto di ossidazione si intenda raggiungere una concentrazione massima di  $10 \text{ Kg}_{\text{SST}}/\text{m}^3$ , si può assumere che la concentrazione media della miscela areata nel comparto sia pari a  $6.5 \text{ Kg}_{\text{SST}}/\text{m}^3$ , per cui il carico del fango medio può essere stimato pari a

$$C_F = \frac{C_{org}}{V X_{ML}} = 300 AE \times 60 \frac{\text{g}_{\text{BOD}_3}}{AE d} \frac{1 \text{ Kg}_{\text{BOD}_3}}{1000 \text{ g}_{\text{BOD}_3}} \times \frac{1}{36 \text{ m}^3} \times \frac{\text{m}^3}{6.5 \text{ Kg}_{\text{SST}}} = 0.08 \frac{\text{Kg}_{\text{BOD}_3}}{\text{Kg}_{\text{SST}} d}$$

per il quale l'indice di produzione del fango risulta (Masotti, 1987)

$$I_F = 0.65 \frac{\text{Kg}_{\text{SST}}}{\text{Kg}_{\text{BOD}_5, \text{ABB}}}$$

Supposto che il tempo di permanenza del fango in vasca di ossidazione sia comunque tale da consentire un abbattimento dei solidi sospesi di circa il 40%, la quantità giornaliera di fango prodotto può essere stimata pari a:

$$dX = I_F \times \eta \times C_{org} \times (1 - \eta_{rim})$$

$$dX = 0.65 \frac{\text{Kg}_{\text{SST}}}{\text{Kg}_{\text{BOD}_5, \text{ABB}}} \times 0.92 \times 300 AE \frac{60 \text{ g}_{\text{BOD}_5}}{AE d} \frac{1 \text{ Kg}_{\text{BOD}_5}}{1000 \text{ g}_{\text{BOD}_5}} (1 - 0.4) = 6.5 \frac{\text{Kg}_{\text{SST}}}{d}$$

per cui l'intervallo temporale sarà:

$$\Delta t = \frac{\Delta X}{dX} = 252 \text{Kg}_{SST} \times \frac{d}{6.5 \text{Kg}_{SST}} = 38.8d$$

È quindi da prevedersi che dall'impianto così realizzato sia necessario provvedere circa ogni 40 giorni allo smaltimento di circa 25 m<sup>3</sup> di fango.

Il comparto di sedimentazione, essendo caratterizzato da un volume utile di circa 15 m<sup>3</sup> e superficie di circa 15.9 m<sup>2</sup>, nell'ipotesi di una dotazione idrica (D<sub>I</sub>) di 250 l/AEd ed un coefficiente di restituzione in fogna (Ψ) di 0.8, la portata afferente (Q) può essere stimata pari a:

$$Q = Pop \times D_I \times \Psi = 300 AE \times 250 \frac{l}{AE d} \times 0.8 \times \frac{1}{1000} \frac{m^3}{l} = 60 \frac{m^3}{d}$$

per cui il carico idraulico superficiale ed il tempo di detenzione cui è soggetto il comparto possono ritenersi pari a:

$$C_{is} = \frac{Q}{S} = \frac{2.5m^3}{h} \times \frac{1}{15.9m^2} = 0.16 \frac{m^3}{m^2 h},$$

$$t_d = \frac{V}{Q} = 15m^3 \times \frac{h}{2.5m^3} = 6h$$

valori ampiamente cautelativi.

Per assicurare che il refluo trattato non presenti contenuti di solidi sospesi superiori a 10 mg/l, limite massimo accettabile per l'uso a scopo irriguo dei reflui trattati e carica batterica compatibile con la normativa vigente (D.lgs n.185, 2003), è stato previsto che questo afferisca prima in un bacino di contatto e finissaggio e successivamente in una vasca di accumulo da cui, tramite una pompa centrifuga, il liquame trattato potrà essere prelevato ed inviato nell'unità di filtrazione. Questa è stato proposto sia costituita da un filtro a colonna del diametro di 83 cm ed altezza di 225 cm, riempito con quarzite e carbonio attivo per un'altezza di 150 cm. Da questa il liquame, una volta filtrato deve essere convogliato ad una fase di disinfezione a raggi UV e successivamente ad una vasca di accumulo del diametro di 180 cm ed

un'altezza di 330 cm, dotata di un sistema di sollevamento per l'alimentazione della rete di irrigazione.

Nulla è previsto per l'abbattimento dell'azoto nitrico per cui con questo tipo d'impianto difficilmente potrà essere rispettato il limite massimo di azoto totale previsto dalla normativa vigente per il riuso di liquami trattati a scopo irriguo.

### **7.3 Impianto a biofiltri sommersi**

L'impianto a biofiltri sommersi proposto prevede la realizzazione di tre reattori disposti in serie, dei quali due areati per favorire l'ossidazione della sostanza organica e la nitrificazione, ed uno non areato per la denitrificazione. Quest'ultimo può essere collocato a valle dei primi due (post-denitrificazione) ed in tal caso sarà necessario alimentarlo con una soluzione di metanolo dosata in quantità tale da mantenere un rapporto  $COD/NO_3-N \approx 4$ , per poter attuare un'efficace denitrificazione. In alternativa il reattore anossico potrà essere disposto a monte degli altri due (pre-denitrificazione) ed in tal caso sarà necessario provvedere al ricircolo di una portata dell'effluente nitrificato proporzionale al rendimento di denitrificazione voluto.

#### ***7.3.1 Impianto a biofiltri sommersi con post-denitrificazione***

Nel primo caso il primo ed il terzo reattore saranno alimentati con modalità down flow, ed il secondo con modalità up-flow, tutti e tre con un letto filtrante costituito da elementini in PEad a canale aperto dello stesso tipo di quelli utilizzati per l'impiantino pilota, impaccati mediante una soletta di contenimento. A monte di tali reattori, per evitare che i solidi sospesi più grossolani e le sabbie presenti nei liquami possano raggiungere i biofiltri, si è previsto di collocare a valle della grigliatura grossolana, una staccatura a tamburo e un dissabbiatore a vortice.

I dati di progetto sono riportati nella seguente tabella:

Abitanti	300 AE
Portata	60 m <sup>3</sup> /d
Carico organico specifico	90 gCOD/(AE d)
Carico di azoto ammoniacale specifico	5 gNH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N/(AE d)
Carico organico in ingresso	27 KgCOD/d
Carico di azoto ammoniacale in ingresso	1,5 KgNH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N/d
Concentrazione di sostanza organica in ingresso	450 gCOD/m <sup>3</sup>
Concentrazione di azoto ammoniacale in ingresso	25 gNH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N/m <sup>3</sup>
Concentrazione di sostanza organica in uscita	80 gCOD/m <sup>3</sup>
Concentrazione di azoto ammoniacale in uscita	5 gNH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N/m <sup>3</sup>
Concentrazione di azoto nitrico in uscita	5 gNO <sub>3</sub> <sup>-</sup> -N/m <sup>3</sup>

Tabella 7.1: Dati di progetto dell'impianto a biofiltri sommersi

### Primo reattore di ossidazione

Per il dimensionamento del primo reattore si è fatto riferimento al modello matematico di rimozione della sostanza organica formulato in laboratorio, nel quale l'espressione della velocità di rimozione del carico organico, considerando sia la frazione velocemente biodegradabile che quelle rapidamente idrolizzabile e lentamente biodegradabile., assume la seguente espressione:

$$(r_V)_T = x_{RB} \frac{1}{1-Y} \sqrt{K_1 D_O} \tanh \left\{ X_{SA} \sqrt{\frac{K_1}{X_V^2 D_O}} \right\} O_U S_R + x_{RH} K_{RH} O_U^{0.5} + x_{SB} \frac{r_{Smax} O_U}{K_{SB} + O_U}$$

Essendo il liquame afferente di origine civile, si può assumere che la sostanza organica sia caratterizzata dal 35% di sostanza organica velocemente biodegradabile, dal 30% di sostanza organica rapidamente idrolizzabile, dal 30% di sostanza organica lentamente biodegradabile e dal 5% di sostanza inerte (Andreottola et Al., 2002)

Utilizzando quale materiale di riempimento gli stessi elementini impiegati nel corso delle sperimentazioni sull'impianto pilota, caratterizzati da una superficie specifica  $S_R$  pari a  $874\text{m}^2/\text{m}^3$ , è possibile assegnare ai diversi parametri i valori determinati sperimentalmente in laboratorio:

$$\frac{\sqrt{K_1 D_o}}{1 - Y_H} = 1,647 \text{ m/d}$$

$$\sqrt{\frac{K_1}{X_V^2 D_o}} = 0,18 \text{ (gCOD/m}^2\text{)}^{-1}$$

$$K_{RH} = 1200 \text{ (gO}_2\text{/m}^3\text{)}^{0,5} \text{ d}^{-10}$$

$$r_{SB\max} = 1500 \text{ gO}_2\text{/m}^3\text{d}$$

$$K_{SB} = 0,3 \text{ gO}_2\text{/m}^3$$

La densità batterica superficiale  $X_{SA}$  assume la seguente espressione:

$$X_{SA} = \frac{X_{SA0} e^{k C_C}}{1 - X_{SA\max}^{-1} X_{SA0} (1 - e^{k C_C})}$$

in cui, il termine  $C_C$  rappresenta il carico specifico superficiale, dato da:

$$C_C = C_O / (S_R V)$$

Inoltre, sempre in riferimento alle sperimentazioni condotte in laboratorio, si ha:

$$X_{SA0} = 0,1 \text{ gCOD/m}^2$$

$$X_{SA\max} = 9,5 \text{ gCOD/m}^2$$

$$k = 0,9 \text{ (gCOD/m}^2\text{d)}^{-1}$$

Quale concentrazione di ossigeno da mantenere nel reattore ( $O_U$ ) si assume un valore pari a  $6,5 \text{ g/m}^3$ .

La quantità di carico organico da rimuovere, per ottenere un effluente con una concentrazione di sostanza organica di  $80 \text{ gCOD/m}^3$ , è pari a:

$$C_{Oin} - C_{Oout} = Q (C_{in} - C_{out}) = 60 (450 - 80) = 22200 \text{ gCOD/d}$$

Esprimendo la quantità di carico organico abbattuto mediante l'espressione della velocità di rimozione si ha:

$$(r_v)_T * V = 22200 \text{ gCOD/d}$$

in cui, essendo il termine rappresentativo della velocità di rimozione della sostanza organica  $(r_v)_T$  funzione solo del volume V, tale volume può essere determinato per via iterativa e risulta pari a circa  $6,5 \text{ m}^3$ .

### Secondo reattore di nitrificazione

Per quanto riguarda il dimensionamento del reattore di nitrificazione, si opera in maniera analoga a quanto fatto per il primo reattore di ossidazione. L'espressione della velocità di rimozione dell'azoto ammoniacale per unità di superficie può essere espressa come:

$$r_{SN} = \frac{1}{4,57 - Y} \sqrt{K_1 D_0} \tanh[X_{NA\max} (1 - e^{-k N_u}) \sqrt{\frac{K_1}{X_v^2 D_0}}] [O_u - K X_{NA\max} (1 - e^{-k N_u})] \theta^{T-20}$$

nella quale:

$$\frac{\sqrt{K_1 D_0}}{4,57 - Y} = 0,046 \text{ gN m/gO}_2\text{d}$$

$$\sqrt{\frac{K_1}{X_v^2 D_0}} = 0,594 \text{ m}^2/\text{gCOD}$$

$$X_{NA\max} = 8,9 \text{ gCOD/m}^2$$

$$k = 0,035 \text{ (g N-NH}_4^+/\text{m}^3)^{-1}$$

$$K = 0,18 \text{ l/m}$$

Inoltre, assumendo la concentrazione di azoto ammoniacale  $N_u$  pari a  $25 \text{ gNH}_4^+\text{-N/m}^3$ , la concentrazione di ossigeno da mantenere nel reattore  $O_u$  pari a  $6,5 \text{ g/m}^3$ , e considerando la temperatura T pari a  $20 \text{ }^\circ\text{C}$ , è possibile determinare facilmente la velocità di rimozione dell'azoto ammoniacale  $r_{SN}$ .

Il carico di azoto ammoniacale da rimuovere, per ottenere un effluente con una concentrazione di azoto ammoniacale di  $5 \text{ gNH}_4^+\text{-N/m}^3$ , è pari a:

$$C_{\text{Nin}} - C_{\text{Nout}} = Q (C_{\text{in}} - C_{\text{ou}}) = 60 (25-5) = 1200 \text{ gNH}_4^+\text{-N/d}$$

Esprimendo tale quantità mediante l'espressione della velocità di rimozione si ha:

$$r_{\text{SN}} * S_R V = 1200 \text{ gNH}_4^+\text{-N/d}$$

in cui, essendo il termine rappresentativo della velocità di rimozione dell'azoto ammoniacale  $r_{\text{SN}}$  pari a  $0,255 \text{ gNH}_4^+\text{-N/m}^2\text{d}$ , e la superficie specifica  $S_R$  pari a  $874 \text{ m}^2/\text{m}^3$  il volume  $V$  sarà pari circa  $5,4 \text{ m}^3$ .

#### Reattore di post-denitrificazione

Per il dimensionamento del reattore anossico di post-denitrificazione, si può far riferimento al modello formulato in laboratorio, nel quale l'equazione di bilancio di massa dell'azoto nitrico è:

$$Q([NO_3^- - N]_{\text{in}} - [NO_3^- - N]_{\text{out}}) = \frac{1 - Y_H}{2,86 Y_H} \mu_{\text{max}} S_R X_{\text{SAmax}} (1 - e^{-k C_{NO_3^- - N}}) V$$

nella quale:

$$\mu_{\text{max}} = 0,39 \text{ d}^{-1}$$

$$Y_H = 0,25 \text{ gCOD}_X/\text{gCOD}_C.$$

$$X_{\text{SAmax}} = 9.1 \text{ gCOD/m}^2$$

$$k = 0.27 \text{ m}^2\text{d/gNO}_3^-\text{N}.$$

inoltre, essendo la superficie specifica pari a  $874 \text{ m}^2/\text{m}^3$  ed il carico di azoto nitrico applicato al terzo reattore pari al carico di azoto ammoniacale rimosso nel reattore di nitrificazione,  $1200 \text{ gNO}_3^-\text{-N/d}$ , il carico specifico di azoto nitrico  $C_{NO_3^-\text{-N}}$  può essere espresso come:

$$C_{NO_3^-\text{-N}} = \frac{1200}{874 \cdot V}$$

Il carico di azoto nitrico da rimuovere, per ottenere un effluente con una concentrazione di azoto nitrico di  $5 \text{ gNO}_3^- \text{-N/m}^3$ , è pari a:

$$Q([NO_3^- - N]_{in} - [NO_3^- - N]_{out}) = 60 (20-5) = 900 \text{ gNO}_3^- \text{-N/d}$$

In definitiva l'equazione di bilancio di massa dell' azoto nitrico contiene come unica incognita il volume  $V$ , che può essere determinato mediante iterazioni successive e risulta pari a  $0,6 \text{ m}^3$ ; nel caso specifico il reattore di post denitrificazione potrà essere realizzato di volume pari a  $1 \text{ m}^3$ .

Determinati i volumi necessari per lo strato filtrante dei tre reattori, tenendo conto che tali reattori devono avere un funzionamento a completa miscelazione, le dimensioni di altezza, larghezza e lunghezza dovranno essere paragonabili.

Il primo reattore di ossidazione, quindi, potrà essere realizzato con un'altezza del letto filtrante pari a 2 m ed una base quadrata di lato pari a 1,8m; il reattore di nitrificazione, potrà presentare un'altezza del letto filtrante pari a 1,7 m ed una base quadrata di lato pari a 1,8m; il reattore di postdenitrificazione, infine, potrà essere realizzato di forma cubica, con il lato pari ad 1m.

Con tali dimensioni, nei tre reattori si avranno velocità di filtrazione analoghe a quelle riscontrate in laboratorio sull'impianto pilota.

Tali reattori dovranno, però, essere realizzati con un'altezza effettiva di almeno 1 m superiore a quella dello strato filtrante, al fine di consentire l'agevole fluidizzazione del materiale di riempimento durante le operazioni di lavaggio.

Per assicurare che il refluo trattato presenti un contenuto di solidi sospesi residui e carica batterica patogena compatibili con quanto previsto dalla legislazione vigente per il riutilizzo delle acque reflue, può prevedersi di sottoporlo a filtrazione e disinfezione in unità del tutto simili a quelle proposte a completamento dell'impianto di tipo convenzionale.

Le acque di lavaggio, non potendo essere smaltite nell'ambiente tal quali, è da prevedersi che siano inviate in una fossa settica con funzione di accumulo,

digestione e ispessimento, da cui il surnatante possa essere prelevato per essere ricircolato in testa all'impianto.

Assumendo indici di produzione del fango nei tre reattori analoghi a quelli riscontrati nell'impianto pilota di laboratorio durante le sperimentazioni, risultati pari a  $I_C=0.2 \text{ g}_{\text{SST}}/\text{g}_{\text{COD,ABB}}$  per il primo, e  $I_{\text{NA}}=0.09 \text{ g}_{\text{SST}}/\text{g}_{\text{NH}_4^+-\text{N,ABB}}$  per il secondo, e  $I_{\text{NO}}=0.8 \text{ g}_{\text{SST}}/\text{g}_{\text{NO ABB}}$  nel terzo, il quantitativo di solidi sospesi prodotti giornalmente può essere stimato pari a:

$$\Delta X_T = \Delta X_I + \Delta X_{II} + \Delta X_{III} = CO \times \eta_c \times I_C + CNA \times \eta_{\text{NA}} \times I_{\text{NA}} + CNO \times \eta_{\text{NO}} \times I_{\text{NO}}$$

$$\Delta X_T = 27 \frac{\text{Kg}_{\text{COD}}}{d} \times 0.85 \times 0.2 \frac{\text{Kg}_{\text{SST}}}{\text{Kg}_{\text{COD}}} + 1.4 \frac{\text{Kg}_{\text{NH}_4^+-\text{N}}}{d} \times 0.85 \times 0.09 \frac{\text{Kg}_{\text{SST}}}{\text{Kg}_{\text{NH}_4^+-\text{N}}} + 1.4 \frac{\text{Kg}_{\text{NO}_3^--\text{N}}}{d} \times 0.85 \times 0.8 \frac{\text{Kg}_{\text{SST}}}{\text{Kg}_{\text{NO}_3^--\text{N}}} = 5.6 \frac{\text{Kg}_{\text{SST}}}{d}$$

Il volume da assegnare al comparto di digestione della fossa settica, nell'ipotesi che si voglia procedere allo smaltimento dei fanghi una volta all'anno, tempo certamente sufficiente per la loro stabilizzazione, può essere stimato tenendo conto che la frazione organica del fango prodotto può considerarsi pari a circa il 70% del totale e che durante la digestione tale frazione si riduce di circa la metà, per cui la quantità di fango residuo può essere calcolata come:

$$\Delta X_{\text{dig}} = \Delta X_T \times 365d \times (0.3 + 0.5 \times 0.7) = 5.6 \frac{\text{Kg}_{\text{SST}}}{d} \times 365d \cdot 0.65 = 1329 \text{Kg}_{\text{SST}}$$

Supponendo che nella fossa il fango si ispessisca sul fondo fino a raggiungere una concentrazione  $X_F$  di circa  $80 \text{ Kg}_{\text{SST}}/\text{m}^3$ , si può stimare che il suo volume diventi in un anno pari a:

$$V = \frac{\Delta X_{\text{dig}}}{X_F} = 1329 \text{Kg}_{\text{SST}} \times \frac{\text{m}^3}{80 \text{Kg}_{\text{SST}}} = 16.60 \text{m}^3$$

Tenendo conto della presenza del surnatante nella fossa e della necessità di poterne accumulare tanto da poterlo ricircolare in testa all'impianto anche nei periodi di assenza di popolazione residente, per poter mantenere la biomassa presente nei reattori, sempre attiva, alla fossa può essere assegnato un volume

di circa  $30 \text{ m}^3$ , realizzandola con un'altezza di 3m, una larghezza di 2m e una lunghezza di 5m.

### ***7.3.2 Impianto a biofiltri sommersi con pre-denitrificazione***

Volendo disporre il reattore anossico a monte dei due reattori areati per attuare un processo di predenitrificazione, è necessario ricircolare in tale reattore una portata di effluente nitrificato.

Imponendo un bilancio di massa sul reattore di nitrificazione si può scrivere:

$$(Q + Q_R)NN = QNA_0\eta_{NA}$$

In cui  $\eta_{NA}$  rappresenta il rendimento di ossidazione dell'azoto ammoniacale.

Ponendo  $\eta_{NA}$  pari a 0.8 e la concentrazione di nitrati in uscita NN a  $5 \text{ gNO}_3^- - \text{N/m}^3$ , il rapporto di ricircolo risulta:

$$R = \frac{Q_R}{Q} = \frac{NA_0}{NN} \eta_{A0} - 1 = \frac{25 \text{ NH}_4^+ - \text{N}}{5 \text{ NO}_3^- - \text{N}} 0.8 \frac{\text{NO}_3^- - \text{N}}{\text{NH}_4^+ - \text{N}} - 1 = 3$$

a cui la portata di ricircolo:

$$Q_R = R \cdot Q = 180 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

### **Reattore di pre-denitrificazione**

Nel reattore di predenitrificazione, il bilancio di massa per l'azoto nitrico risulta:

$$(QNN_0 + Q_R NN) = r_{NN} V_{DN} S_S$$

In cui  $r_{NN}$  rappresenta la velocità di rimozione dell' $\text{NO}_3^- - \text{N}$ ,  $V_{DN}$  il volume del reattore di predenitrificazione e  $S_S$  la superficie specifica del materiale di riempimento.

In particolare la velocità di rimozione dell'azoto nitrico nella configurazione con postdenitrificazione è risultata paria circa  $1,7 \text{ NO}_3^- - \text{N}/(\text{m}^2 \text{ d})$ , valore non applicabile in configurazioni con predenitrificazione a causa delle condizioni operative completamente diverse del processo di denitrificazione, legate

principalmente alla presenza di ossigeno nel liquame ricircolato ed alla maggiore portata afferente nell'unità di denitrificazione. Infatti da dati di letteratura (Andreottola et al., 2002), in configurazioni di predenitrificazione le velocità di rimozione dell'azoto nitrico risultano inferiori a  $g\ 0,4\ NO_3^- - N/(m^2\ d)$ .

Assumendo una concentrazione di nitrati nell'influente  $NN_0$  nulla, e ponendo  $r_{NN}=0.3gNO_3^- - N/(m^2\ d)$ , , essendo  $S_S=874m^2/m^3$ , otteniamo:

$$V_{DN} = f_S \frac{Q_R NN}{r_{NN} S_S} = \frac{180 \frac{m^3}{d} \cdot 5g \frac{NO_3^- - N}{m^3}}{0.2g \frac{NO_3^- - N}{m^2\ d} \cdot 874 \frac{m^2}{m^3}} \cong 5.2 m^3$$

### Primo reattore di ossidazione

Per il dimensionamento del primo reattore areato, considerando che per effetto dell'abbattimento di  $1\ gNO_3^- - N$  nel reattore di denitrificazione si ossida una quantità di sostanza organica pari a  $6\ gCOD$  il carico organico rimosso in tale unità risulta pari a:

$$\Delta C_{DN} = 6\Delta NN_{DN} = 6Q_R NN = 6 \frac{gCOD}{gNO_3^- - N} \cdot 180 \frac{m^3}{d} \cdot 5 \frac{gNO_3^- - N}{m^3} = 5400 \frac{gCOD}{m^3} = 5.4 \frac{KgCOD}{d}$$

Il carico organico afferente al primo reattore di ossidazione sarà quindi pari a  $21,6\ KgCOD/d$  e, considerando che la sostanza organica rimossa nella fase di predenitrificazione sia tutta velocemente biodegradabile, sarà caratterizzato dal 19% di sostanza organica velocemente biodegradabile, dal 37,5% di sostanza organica rapidamente idrolizzabile, dal 37,5% di sostanza organica lentamente biodegradabile e dal 6% di sostanza inerte.

La quantità di carico organico da rimuovere, per ottenere un effluente con una concentrazione di sostanza organica di  $80\ gCOD/m^3$ , è quindi pari a  $16800\ gCOD/d$ . Utilizzando dunque l'espressione della velocità di rimozione

della sostanza organica, analogamente a quanto fatto nel caso del processo con post denitrificazione, per via iterativa è possibile ottenere il volume del letto filtrante, pari a  $8 \text{ m}^3$ .

#### Reattore di Nitrificazione

Allo stesso modo, applicando il modello relativo alla rimozione dell'azoto ammoniacale, considerando che si è imposta una concentrazione in uscita pari a  $5 \text{ gNH}_4^+ \text{-N/m}^3$  e, quindi il carico di azoto ammoniacale da rimuovere è pari a  $1200 \text{ gNH}_4^+ \text{-N/d}$ , è possibile calcolare il volume da assegnare al letto filtrante del reattore di nitrificazione, pari a circa  $5,40 \text{ m}^3$ .

In base ai volumi calcolati, le dimensioni dei reattori possono essere determinate in maniera analoga a quanto fatto per la configurazione con postdenitrificazione. Il reattore di predenitrificazione, potrà essere realizzato con un'altezza del letto filtrante pari a 1,8 m ed una base quadrata di lato pari a 1,7m; il primo reattore di ossidazione potrà essere realizzato di forma cubica, con il lato pari ad 2 m ed il reattore di nitrificazione avrà le stesse dimensioni determinate nella configurazione con post denitrificazione, ovvero l'altezza del letto filtrante pari a 1,7m e la base quadrata di lato pari a 1,8 m.

Anche in questo caso le altezze effettive dei reattori verranno realizzate con un franco di 1 m, al fine di consentire l'agevole fluidizzazione del materiale di riempimento durante le operazioni di lavaggio.

#### **7.4 Considerazioni conclusive**

I reattori a biofiltri sommersi rappresentano una valida alternativa impiantistica ai tradizionali impianti di depurazione poiché consentono una significativa riduzione delle superfici e delle volumetrie necessarie al trattamento.

Facendo ricorso a questo tipo di reattori per la realizzazione dell'impianto di depurazione sopra descritto, è possibile garantire, con una volumetria inferiore a quella prevista per l'impianto a fanghi attivi di tipo tradizionale, oltre all'ossidazione della sostanza organica ed alla nitrificazione dell'ammoniaca, anche la denitrificazione, trattamento necessario per rispettare i limiti normativi per l'utilizzazione dei reflui a scopo irriguo.

Inoltre, realizzando una fossa settica del volume di circa  $30 \text{ m}^3$  è possibile accumulare in essa tutti i fanghi prodotti nel corso di un intero anno di esercizio dell'impianto e, ricircolando da questa fossa il surnatante anche nei periodi natalizio ed estivo, sarà possibile mantenere attiva la biomassa presente anche nei periodi in cui la popolazione residente è quasi totalmente assente.

L'impianto a biofiltri potrà essere realizzato con pre o anche con post denitrificazione. Nel primo caso eviteremmo di dover provvedere con continuità ad alimentare con metanolo il reattore di denitrificazione, ma dovremo provvedere a ricircolare con continuità una portata  $Q_R$  pari a tre volte la portata media, ed a realizzare i primi due reattori con una volumetria maggiore.

## Conclusioni

Lo studio condotto nell'ambito del presente lavoro di tesi di dottorato ha confermato che gli impianti di depurazione a biomasse adese a tecnologia avanzata possono costituire una valida alternativa agli impianti a fanghi attivi. Infatti, la loro versatilità può consentire di raggiungere elevate velocità di rimozione degli inquinanti con reattori di limitate dimensioni e di ottenere elevate efficienze sia di abbattimento della sostanza organica, che di nitrificazione e denitrificazione. Le ridotte volumetrie richieste per le diverse unità consentono anche di adottare, senza troppi oneri, coefficienti di sicurezza tali da poter assicurare il mantenimento di efficienze elevate anche nel caso di significative fluttuazioni dei carichi inquinanti.

Il ricorso a tali processi risulta inoltre particolarmente vantaggioso quando si intende attuare interventi di upgrading di impianti esistenti, poiché con essi è possibile potenziare le varie fasi del processo depurativo con piccoli interventi attuabili in breve tempo e con limitate disponibilità finanziarie, spesso senza dover realizzare necessariamente nuove unità di trattamento.

In particolare i reattori del tipo MBBR possono essere particolarmente vantaggiosi nel caso di upgrading di impianti esistenti, ed i reattori a biofiltri possono risultare particolarmente vantaggiosi nel trattamento di reflui di piccole comunità, anche soggette a fluttuazioni stagionali di popolazione.

Le indagini condotte sull'impianto pilota in scala di laboratorio del tipo MBBR, oltre a confermare l'efficacia di tali tipologie impiantistiche nei processi di rimozione della sostanza organica e dell'azoto, hanno consentito di mettere a punto tre modelli numerici che consentono di valutare, nei tre reattori, la capacità di abbattimento della sostanza organica, dell'azoto ammoniacale e dell'azoto nitrico, in funzione dei carichi inquinanti afferenti. I controlli effettuati sull'evoluzione della densità batterica superficiale sugli elementini di supporto hanno evidenziato che questa aumenta con il carico

affidente, con un andamento asintotico verso un valore compreso tra 8 e 10 gST/m<sup>2</sup> per gli elementini del primo reattore e pari a circa 4,5 gST/m<sup>2</sup> per quelli del secondo reattore di nitrificazione.

Nel terzo reattore la biomassa adesa è risultata crescere con un andamento lineare, con carichi di azoto nitrico afferenti compresi tra 0,2 e 0,8 gNO<sub>3</sub><sup>-</sup>-N/m<sup>2</sup>d.

I test cinetici condotti sui supporti colonizzati dei tre reattori dell'impianto pilota, hanno evidenziato andamenti lineari nel tempo, tipici di cinetiche di ordine zero. Il legame lineare riscontrato tra le velocità di abbattimento dei substrati e le quantità di biomassa adesa sui supporti, ha consentito di classificare sempre i biofilm batterici, come sottili e completamente penetrati e quindi di poter adottare per tutte le velocità di reazione, il modello cinetico di Harremoës (Harremoës, 1978). L'applicazione di tale modello ai bilanci di massa dei tre reattori e la definizione della relazione di dipendenza della densità batterica superficiale presente sugli elementini, dal carico di substrato applicato, ha consentito di individuare, per ognuno dei tre reattori, una relazione numerica che permette di calcolare il carico di substrato abbattuto, in ogni singolo reattore, noto il suo volume, la sua superficie specifica di colonizzazione, la portata e la concentrazione di substrato presente nel liquame con cui il reattore è alimentato; in particolare, per il primo reattore, tenendo conto anche della biodegradabilità del refluo.

La sostanziale coincidenza dei carichi rimossi calcolati con quelli rilevati sperimentalmente nel corso dei controlli effettuati sull'impianto pilota ha confermato la validità dei modelli proposti.

Le sperimentazioni condotte sull'impianto di depurazione a servizio del Comune di Castelsilano (Kr) hanno consentito di verificare l'applicabilità di questo tipo di modelli in impianti a scala reale.

Inoltre hanno evidenziato l'influenza della temperatura e della concentrazione di ossigeno disciolto sulle cinetiche di rimozione della sostanza organica e dell'azoto ammoniacale.

Lo studio sperimentale condotto sull'impianto pilota in scala di laboratorio del tipo a biofiltri sommersi, ha consentito di verificare come con tali impianti sia possibile rimuovere carichi inquinanti elevati, con volumi di ingombro notevolmente inferiori a quelli richiesti dalle tradizionali tipologie impiantistiche. Infatti nel primo reattore del nostro impianto pilota, per l'intero periodo di indagine i rendimenti di abbattimento si sono mantenuti intorno al 75% per il COD totale e l'84% per la frazione solubile, indipendentemente dai carichi applicati. Nel secondo reattore è stata ottenuta una efficienza di nitrificazione mediamente pari all' 80%, con poche riduzioni significative, attribuibili prevalentemente ad anomale condizioni operative. Nel terzo, i rendimenti di rimozione dell'azoto nitrico hanno assunto inizialmente un andamento crescente per poi attestarsi, dopo circa 20 giorni dall'avvio dell'impianto, a valori compresi tra il 70% ed il 98%.

La densità batterica superficiale sugli elementini di tutti e tre i reattori, dopo una prima fase di colonizzazione durata circa tre giorni, è risultata crescere in funzione del carico applicato con un andamento asintotico.

I test cinetici condotti sul primo reattore dell'impianto pilota a biofiltri sommersi hanno evidenziato che le cinetiche di rimozione dei substrati organici a differente biodegradabilità possono ritenersi di ordine zero rispetto alla loro concentrazione. Invece nei confronti dell'ossigeno disciolto esse risultano del primo ordine e di ordine  $\frac{1}{2}$ , rispettivamente per la sostanza organica velocemente biodegradabile e velocemente idrolizzabile, e del tipo a saturazione per i substrati lentamente biodegradabili per i quali è stata riscontrata una velocità di rimozione crescente con la concentrazione di ossigeno disciolto verso un valore asintotico.

I test di AUR condotti sul secondo reattore di nitrificazione hanno evidenziato una cinetica di ordine zero rispetto alla concentrazione di azoto ammoniacale e di ordine 1 rispetto a quella di ossigeno disciolto.

Nel terzo reattore anossico, la velocità di rimozione dell'azoto nitrico ha assunto un andamento lineare, indice di una cinetica di ordine zero.

I risultati dei test cinetici hanno consentito di formulare, per ognuno dei tre reattori, un modello numerico per il calcolo della capacità di abbattimento della sostanza organica e dell'azoto ammoniacale e nitrico. La sostanziale coincidenza tra i valori ottenuti sperimentalmente e quelli calcolati, ha consentito di verificare la validità dei modelli formulati.

Sulla base di tali modelli è stata elaborata una proposta progettuale per la realizzazione, presso il Centro Residenziale dell'Università della Calabria, di un impianto di depurazione a servizio di un quartiere di 300 abitanti, del tipo a biofiltri sommersi. Facendo ricorso a questo tipo di reattori è risultato possibile garantire, con una volumetria inferiore a quella prevista con un impianto a fanghi attivi di tipo tradizionale, oltre ad un'efficace ossidazione della sostanza organica e dell'azoto ammoniacale, anche la denitrificazione, necessaria per rispettare i limiti normativi imposti per il riutilizzo a scopo irriguo dei reflui trattati.

Inoltre, in questo tipo di impianto, la disponibilità di una fossa settica del volume di circa 30 m<sup>3</sup> consente di accumulare in essa tutti i fanghi prodotti nel corso di un intero anno di esercizio dell'impianto e di poter utilizzare il surnatante per alimentare i biofiltri e mantenere attiva la biomassa in essi presente anche nei periodi natalizio ed estivo, quando la popolazione residente è quasi totalmente assente.

## **Bibliografia**

Andreottola G., Foladori P., Ragazzi M., Ziglio G. (2002). I reattori a letto mobile per il trattamento delle acque reflue. Principi ed applicazioni. Università degli Studi di Trento.

Andreottola G., Foladori P., Ferrai M., Ziglio G. (2002). Respirimetria applicata alla depurazione delle acque. Principi e metodi. Università degli Studi di Trento.

Aspegren H., Nyberg U., Andersson B., Gotthardsson S., la Cour Jansen J. (1998). Post denitrification in a moving bed biofilm reactor process. *Wat. Sci. Technol.*, 38(1), 31-38.

Canziani R. (1999). Processi con biomasse adese – ParteII. *Ingegneria Ambientale* – giugno 1999 – pp. 315-327.

Copp J.B., Spanjers H., Vanrolleghem P.A. (2002). Respirimetry in control of the activated sludge process: benchmarking control strategies. IWA Scientific and Technical report No 11.

Chudoba P. and Pujol R. (1998). A three stage biofiltration process: performances of a pilot plant. *Water Science and Technology*, 38(8-9), 257-265.

De Rosa S., Iorio G., Siciliano A., Tripicchio F. (2006). A transport model of a moving bed biofilm reactor (MBBR) for the wastewater treatment based on the kinetic characterization of biomass supporting carriers. 7<sup>th</sup> Specialized Conference on Small Water and Wastewater Systems: Merida, Mexico.

De Rosa S., Iorio G., Siciliano A., Tripicchio F. (2006). The development of a kinetic and transport model for the design and simulation of a Moving Bed

Biofilm Reactor (MBBR) for nitrification wastewater treatment. 5<sup>th</sup> IWA World Water Congress & Exhibition: Beijing, China.

De Rosa S., Siciliano A., Iorio G. (2008). Formulation and experimental validation of a transport model describing the ammonia nitrogen removal ability of biofilter reactor. 8th Specialized Conference on Small Water and Wastewater Systems: Coimbatore, India.

Gilmore K.R., Husovitz K.J., Holst T. and Love N.G. (1999). Influence of organic and ammonia loading on nitrifier activity and nitrification performance for a two-stage biological aerated filter system. *Water Science and Technology*, 39(7), 227-234.

Harremoës P. (1978). Biofilm kinetics. In *Water Pollution Microbiology*. Mitchell, R., Eds. (2), John Wiley & Sons: New York.

Hem L.J., Rusten B., Ødegaard H. (1994). Nitrification in a moving bed biofilm Reactor. *Wat. Resear.*, 28 (6), 1425-1433.

Henze M., Harremoës P., la Cour Jansen J., Arvin E. (1995). *Wastewater Treatment: Biological and Chemical Processes*. Springer: Heidelberg.

Kent T.D., Fitzpatrick C.S. and Williams S.C. (1996). Testing of biological aerated filter (BAF) media. *Water Science and Technology*, 34(3-4), 363-370.

Mamais D., Jenkins D., Pitt P. (1992). A rapid physical-chemical method for the determination of readily biodegradable soluble COD in municipal wastewater. *Wat. Resear.*, 27 (1), 195-197.

Mann A.T. and Stephenson T. (1997). Modelling biological aerated filters for wastewater treatment. *Water Research*, 31(10), 2443-2448.

Mann A.T., Mendoza Espinosa L. and Stephenson T. (1999). Performance of floating and sunken media biological aerated filters under unsteady state conditions. *Water Research*, 33 (4), 1108-1113.

- Masotti L. (1987). Depurazione delle acque reflue. Tecniche ed impianti per il trattamento delle acque di rifiuto, Calderini.
- Maurer M., Fux C., Lange D., Siegrist H. (1999). Modelling denitrification in a moving bed of porous carriers from a low-loaded wastewater treatment plant. *Wat. Sci. Technol.*, 39 (7), 251-259.
- Maurer M., Fux C., Graff M. and Siegrist H. (2001). Moving-bed biological treatment (MBBT) of municipal wastewater: denitrification. *Water Science and Technology*, 43(11), 337-344.
- Metcalf & Eddy (2006). *Ingegneria delle acque reflue. Trattamento e riuso*. McGraw-Hill, Milano.
- Ohashi A., Viraj de Silva D.G., Mobarry B., Manem J.A. and Stahl D.A. (1995). Influence of substrate ratio on the structure of multi-species biofilms consisting of nitrifiers and eterotrophs. *Wat. Sci. Tech.*, 32 (8), 75-84.
- Pastorelli G., Andreottola G., Canziani R., Darriulat C., de Fraja Frangipane E., Rozzi A. (1997a). Organic carbon and nitrogen removal in moving-bed biofilm reactors. *Wat. Sci. Technol.*, 35 (6), 91-99.
- Pastorelli G., Andreottola G., Canziani R., de Fraja Frangipane E., De Pascalis F., Guerrieri G., Rozzi A. (1997b). Pilot-plant experiments with moving-bed biofilm reactors. *Wat. Sci. Technol.*, 36 (1), 43-50.
- Rodgers M., Zhan X.-M. (2003). Moving bed-biofilm reactors. *Environ. Sci. Bio/Technol.*, 2: 213-224.
- Rusten B., Siljudalen J.G., Nordeidet B. (1994). Upgrading to nitrogen removal with the KMT moving bed biofilm process. *Wat. Sci. Technol.*, 29 (12), 185-195.

Rusten B., Hem L.J., Ødegaard H. (1995). Nitrification of municipal wastewater in moving-bed biofilm reactors. *Wat. Environ. Resear.*, 67(1), 75-86.

Rusten B., Hem L.J. and Ødegaard H. (1995). Moving bed biofilm reactors for nitrogen removal. From initial pilot testing to start-up of Lillehammer WWTP. *Proceedings of the WEFTEC 95*.

Siciliano A., Tripicchio F., De Rosa S. (2006). Un modello per la determinazione dell'efficienza di abbattimento dell'azoto nitrico in un reattore di post-denitrificazione del tipo MBBR. VIII Simposio Italo-Brasilero de Engenharia Sanitaria e Ambiental. Fortaleza: Brasil.

Siciliano A., Tripicchio F., Cimino L., De Rosa S. (2007). Modelli di trasporto per il controllo degli impianti del tipo MBBR. *Atti del XXVII corso di aggiornamento in Tecniche per la Difesa dall'Inquinamento*. Guardia Piemontese (CS).

Siciliano A., Tripicchio F., De Rosa S. (2008). Cinetiche di rimozione di sostanze organiche in impianti a biofiltri sommersi. *International Symposium on Sanitary and Environmental Engineering, SIDISA/08*. Florence, Italy.

Siciliano A., Tripicchio F., De Rosa S. (2008). I biofiltri sommersi. Una valida tecnologia alternativa agli impianti di depurazione convenzionali. *Atti del XXIX corso di aggiornamento in Tecniche per la Difesa dall'Inquinamento*. Guardia Piemontese (CS).

Siciliano A., Tripicchio F., De Rosa S. (2008). Modelli per la determinazione della capacità di abbattimento di reattori del tipo MBBR. *Ingegneria Ambientale – lug-ago 2008 – pp. 351-359*.

Siciliano A., Tripicchio F., De Rosa S. (2008). Modellazione matematica dei processi depurativi in impianti a biomassa adesa. *Workshop. Criteri e*

strumenti per la valorizzazione dei rifiuti ed il recupero ambientale e funzionale di siti inquinati.. Taormina (ME) 23-25 ottobre 2008.

Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, 20th edn (1998). American Public Health Association/American Water Works Association/Water Environment Federation, Washington DC, USA.

Szatkowska B., Plaza E., Trela J. (2004). Carbon and Nitrogen Removal in a Biofilm Reactors System with Raw Wastewater Stream Distribution. 4<sup>th</sup> IWA World Water Congress and Exhibition, Marrakech, Morocco.

Tomaszek J.A., Grabas M. (2004). Carbon and nitrogen removal in a biofilm reactors system with raw wastewater stream distribution. 4<sup>th</sup> IWA World Water Congress and Exhibition: Marrakech, Morocco.

Trela J., Plaza E., Szatkowska B., Hultman B., Bosander J., Dahlberg A-G. (2004). Carbon and Nitrogen Removal in a Biofilm Reactors System with Raw Wastewater Stream Distribution. 4<sup>th</sup> IWA World Water Congress and Exhibition, Marrakech, Morocco.

Tripicchio F., Siciliano A., De Rosa S. (2008). Impianto a biofiltri per il trattamento di reflui di piccole comunità. Atti del convegno "SIDISA", Firenze.

Welander U., Henrysson T., Welander T. (1998). Biological nitrogen removal from municipal landfill leachate in a pilot scale suspended carrier biofilm process. *Wat. Resear.*, 32 (5), 1564-1570.

Ziglio G., Andreottola G., Foladori P., Ragazzi M. (2001). Experimental validation of a single-OUR method for wastewater RBCOD characterization. *Wat. Sci. Technol.*, 43 (11), 119-126.