

ALMA MATER STUDIORUM - UNIVERSITÀ DI BOLOGNA

FACOLTA' DI INGEGNERIA

**CORSO DI LAUREA IN INGEGNERIA PER L'AMBIENTE
E IL TERRITORIO**

Dipartimento di Ingegneria Chimica, Mineraria e delle Tecnologie Ambientali

TESI DI LAUREA

in

Valorizzazione delle risorse primarie e secondarie LS

**IL CONTROLLO DEI SISTEMI DI AERAZIONE
NEGLI IMPIANTI A FANGHI ATTIVI
FINALIZZATO ALL'OTTIMIZZAZIONE DEI CONSUMI
ENERGETICI E DEI PROCESSI BIOLOGICI**

Candidato
VALENTINA MASI

Relatore:
Chiar.ma Prof.ssa Ing. A. BONOLI

Correlatori:
Ing. L. LUCCARINI
Ing. F. BRUSIANI

Anno Accademico 2008/2009
Sessione III

*A Luca, sperando che lassù,
tu sia orgoglioso di me.*

INDICE

INTRODUZIONE	1
---------------------------	---

CAPITOLO 1**PROCESSI BIOLOGICI DI DEPURAZIONE**

1.1	INTRODUZIONE.....	5
1.2	LA RIMOZIONE BIOLOGICA DELLA SOSTANZA ORGANICA E DELL'AZOTO	6
1.2.1	Processo di Nitrificazione	8
1.2.2	Processo di Denitrificazione	16
1.3	CARATTERIZZAZIONE DELLE ACQUE REFLUE	23

CAPITOLO 2**CARATTERISTICHE DEGLI IMPIANTI A FANGHI ATTIVI E DEI SISTEMI DI AERAZIONE**

2.1	INTRODUZIONE.....	29
2.2	CARATTERISTICHE GENERALI DEGLI IMPIANTI A FANGHI ATTIVI.....	30
2.2.1	Impianti a flusso continuo per la rimozione della sostanza carboniosa e dell'azoto.....	31
2.2.2	Impianti SBR.....	42
2.2.3	Impianti MBR	47
2.3	SISTEMI DI AERAZIONE	51
2.3.1	Trasferimento dell'ossigeno nel liquido	52
2.3.2	Dispositivi di aerazione.....	56

CAPITOLO 3**IL CONTROLLO DEGLI IMPIANTI DI DEPURAZIONE**

3.1	INTRODUZIONE	69
3.2	LA SCELTA DEI PARAMETRI DI CONTROLLO.....	70
3.3	METODI DI CONTROLLO: STATO DELL'ARTE	77
3.4	TIPOLOGIE DI CONTROLLORI.....	79
3.4.1	Controllori a logica fuzzy.....	81
3.4.2	Il controllo PID.....	84
3.5	UTILIZZO DI MODELLI MATEMATICI PER IL CONTROLLO DEI PROCESSI	85
3.6	IL CONTROLLO DEGLI IMPIANTI SBR.....	86
3.7	CONTROLLO DELLA DURATA DELLA FASE DI AERAZIONE NEGLI IMPIANTI SBR BASATA SUI PROFILI DI ORP E PH..	91
3.8	SISTEMI PER IL CONTROLLO DEI SISTEMI DI AERAZIONE.....	92
3.9	ESEMPIO DI CONTROLLO DELL'AERAZIONE: DETERMINAZIONE DEL SET-POINT DI OSSIGENO DISCIOLTO	93

CAPITOLO 4**MATERIALI E METODI**

4.1	INTRODUZIONE	97
4.2	DESCRIZIONE DELL'IMPIANTO PILOTA.....	98
4.3	DESCRIZIONE DELL'IMPIANTO PILOTA DI TREBBO DI RENO	103
4.4	DETERMINAZIONE ANALITICA DEI CAMPIONI.....	106
4.5	IL SISTEMA DI ACQUISIZIONE DEI DATI.....	124

CAPITOLO 5**MONITORAGGIO DELL'IMPIANTO PILOTA ED ELABORAZIONE DEI DATI SPERIMENTALI**

5.1	INTRODUZIONE.....	127
5.2	FASI DI LAVORO	128
5.2.1	Fase di avviamento	129
5.3	CARATTERIZZAZIONE DELL'ALIMENTO.....	129
5.4	ANALISI DI LABORATORIO.....	132
5.5	ESPERIMENTI EFFETTUATI.....	134
5.5.1	Esperimento del 18/12/2009	134
5.5.2	Esperimento del 04/02/2010	138
5.5.3	Esperimento del 16/02/2010	144
5.5.4	Esperimento del 18/02/2010	148
5.7	PROVE DI PORTATA DELLA SOFFIANTE.....	153
5.8	ANALISI DEI RISULTATI.....	155

CAPITOLO 6**CONSIDERAZIONI ENERGETICHE SU DIVERSE TIPOLOGIE DI IMPIANTI A FANGHI ATTIVI**

6.1	INTRODUZIONE.....	159
6.2	CONSUMI ENERGETICI DEI SISTEMI DI AERAZIONE: IL CASO DI UN IMPIANTO REALE.....	160
6.3	POSSIBILITA' DI INTERVENTO PER IMPIANTI MBR	166
6.4	ANALISI DEI CONSUMI ENERGETICI DELLA SOFFIANTE DELL'IMPIANTO PILOTA DI TREBBO DI RENO	168
	CONCLUSIONI.....	187
	BIBLIOGRAFIA.....	191
	RINGRAZIAMENTI.....	197

INTRODUZIONE

Qualsiasi attività umana, sociale, produttiva o ricreativa, richiede ed utilizza un'abbondante quantità di acqua; conseguenza diretta di questo utilizzo è la produzione di scarichi che, per poter essere restituiti all'ambiente, devono necessariamente essere sottoposti ad un trattamento depurativo.

Il corretto approccio nei confronti delle problematiche ambientali, nel caso specifico il deterioramento della qualità dei corpi idrici recettori, dovrebbe essere quello di ridurre le sorgenti di inquinamento alle fonti. E' in ogni caso vero che la realtà attuale presenta imponenti sorgenti d'inquinamento puntiforme (centri urbani, attività industriali, ecc.), tali da rendere i processi di depurazione ancora molto attuali ed indispensabili in un'ottica di gestione sostenibile delle risorse idriche.

Poiché i mari, i fiumi e i laghi non sono in grado di ricevere una quantità di sostanze inquinanti superiore alla propria capacità autodepurativa, l'assenza di trattamenti depurativi comporterebbe la compromissione dei normali equilibri dei rispettivi ecosistemi, nonché della qualità delle acque. Risulta, quindi, evidente la necessità di depurare le acque reflue attraverso sistemi di trattamento che imitino i processi biologici naturali nei corpi idrici.

La depurazione artificiale, in particolar modo l'ossidazione, riproduce i processi che possono avvenire naturalmente all'interno di un corpo idrico in seguito allo sversamento di acque cariche di sostanze organiche. Grazie alla tecnologia e all'energia impiegata, la depurazione risulta molto più veloce ed efficace negli

impianti che nei corsi d'acqua. Inoltre, la concentrazione della popolazione microbica è sensibilmente maggiore negli impianti che negli ecosistemi naturali, dato il volume forzatamente limitato delle vasche; ne consegue la necessità di ricorrere a sistemi di aerazione artificiali, al fine di garantire un'adeguata ossigenazione dei microrganismi, necessaria alla loro crescita, e quindi ai processi depurativi. Data, quindi, l'importanza del processo di aerazione per l'attività biologica e per la depurazione, nel corso degli anni sono state numerose le migliorie e le modifiche apportate a tali sistemi, sia in termini di innovazioni tecnologiche che in relazione ai consumi energetici; questi ultimi, infatti, corrispondono al 45-60% dei consumi energetici totali di un impianto di depurazione.

Il Rapporto Energia e Ambiente dell'ENEA (Settembre 2009) evidenzia che l'impatto sul clima degli impianti di depurazione è trascurabile rispetto a quelli derivanti dalle altre attività industriali e civili; tuttavia, la corretta progettazione e gestione degli impianti di depurazione, oltre ad una maggiore efficienza depurativa, può consentire il miglioramento delle prestazioni in termini di salvaguardia ambientale ed effetto sul clima, in relazione ai risparmi energetici conseguibili adottando tecnologie a basso consumo energetico per l'abbattimento degli inquinanti.

La dipendenza del sistema energetico nazionale dall'estero si è stabilizzata da alcuni anni all'86%, a fronte di un valore medio nell'Unione Europea prossimo al 56%; ciò comporta delle evidenti conseguenze anche in termini economici.

La conduzione dei moderni impianti di depurazione, perciò, non può oggi prescindere dal contributo che può fornire la tecnologia dell'automazione nell'assicurare gli standard richiesti di efficienza ed affidabilità con tempi di processo ridotti, diminuendo contemporaneamente i consumi energetici.

Gli scenari energetici elaborati dall'ENEA per l'Italia, mostrano come soprattutto nel breve-medio periodo (2020), la possibilità di riduzioni consistenti dei consumi di energia, sia legata in primo luogo ad un uso massiccio di tecnologie più efficienti, il che richiede evidentemente investimenti per la diffusione e lo sviluppo di tecnologie innovative.

La maggior efficienza dei processi depurativi può essere raggiunta, non solo grazie ad una migliore conoscenza dei processi metabolici dei microrganismi utilizzati, ma anche grazie al contributo della modellistica e dell'automazione che

permettono di apprezzare le potenzialità offerte dall'integrazione delle varie tecnologie (G. Olsson *et al.* 2005).

Di fondamentale importanza, sia per l'impatto sui processi biologici che sui costi ed i consumi energetici, è il controllo per ottimizzare la fornitura d'ossigeno.

Il controllo dei sistemi di aerazione degli impianti a fanghi attivi è oggetto di studio fin dagli anni '70, cioè da quando le sonde per la misura dell'ossigeno disciolto in vasca (DO), sono state ritenute tecnologie sufficientemente mature ed affidabili. L'obiettivo principale risulta essere la determinazione on-line del set-point ottimale di ossigeno in vasca; fornendo, infatti, l'ossigeno strettamente necessario al fabbisogno della popolazione batterica, non solo è possibile raggiungere l'efficienza depurativa desiderata, ma contemporaneamente si evita di erogare una portata d'aria in eccesso, abbattendo quindi i consumi energetici e, di conseguenza, i costi d'esercizio.

La finalità del presente lavoro di sperimentazione, condotto presso la *Sezione ACS PROT IDR - Gestione Risorse Idriche* dell'ENEA (sede di Bologna), è quella di studiare e verificare l'applicabilità del controllo dei sistemi di aerazione negli impianti a fanghi attivi, finalizzato all'ottimizzazione dei consumi energetici, ma anche all'efficienza dei processi biologici. Il lavoro di sperimentazione è stato svolto su un impianto pilota a flusso continuo con schema predenitro – nitro; le condizioni del sistema sono state controllate costantemente, attraverso il monitoraggio giornaliero dei processi, effettuato con attività di campionamento e di analisi ed osservando costantemente i segnali indiretti (pH, ORP, DO) acquisiti dalle vasche. I risultati del monitoraggio dell'impianto vengono presentati nel capitolo cinque, mentre la descrizione dei materiali e metodi utilizzati è presentata nel capitolo quattro. Inoltre, sono stati studiati ed elaborati i segnali provenienti da un impianto pilota SBR in scala semi-reale, al fine di valutare una possibilità di controllo della durata dell'aerazione in base all'acquisizione dei segnali indiretti di DO, pH ed ORP; questo studio è riportato nel capitolo sei, dove vengono anche presentati dati relativi ai consumi energetici di un impianto reale dotato, oltre che di una linea tradizionale a flusso continuo, anche di una linea a membrane. Nel primo capitolo vengono brevemente introdotti i principali processi biologici di depurazione, con particolare riferimento ai processi a fanghi attivi. Nel secondo capitolo, sono invece presentate le diverse tipologie di impianti a fanghi attivi e le tecnologie disponibili per i sistemi di aerazione.

CAPITOLO 1

PROCESSI BIOLOGICI DI DEPURAZIONE

1.1 INTRODUZIONE

La depurazione biologica delle acque di scarico consiste nell'azione combinata di popolazioni microbiche diverse che degradano le sostanze organiche contenute in esse, trasformandole, parte in composti semplici come acqua, anidride carbonica, azoto e metano e parte in nuovi organismi. I primi rientrano nel ciclo naturale, gli altri, insieme ai detriti cellulari e ai materiali inerti contenuti nello scarico, vengono separati per sedimentazione ed allontanati come fango di supero.

Un impianto di depurazione può essere considerato quindi un ecosistema artificiale in cui la demolizione delle sostanze biodegradabili avviene secondo meccanismi analoghi a quelli naturali di auto depurazione di un corso d'acqua ma, a differenza di questo, le reazioni biochimiche sono notevolmente più veloci e le rese risultano molto maggiori.

La popolazione batterica responsabile della depurazione è costituita da diverse specie microbiche la cui combinazione e convivenza, molto importante per il corretto funzionamento dell'impianto, è determinata per selezione naturale dalle

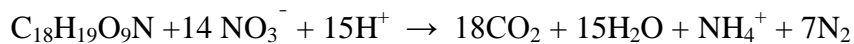
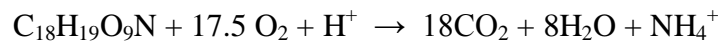
condizioni ambientali presenti nel reattore biologico. Quelli maggiormente preposti alla depurazione delle acque sono i *batteri*, organismi unicellulari di dimensioni variabili tra 0,5 e 15 μm che si riproducono per scissione binaria e vengono solitamente indicati con la formula $\text{C}_5\text{H}_7\text{O}_2\text{N}$ (ovvero $\text{C}_{60}\text{H}_{87}\text{O}_{23}\text{N}_{12}\text{P}$ tenendo conto anche della presenza del fosforo) (Metcalf and Eddy, 1991). Dopo i batteri, i microrganismi più rilevanti per la depurazione delle acque sono i protozoi, principalmente eterotrofi ed aerobici, i quali risultano di dimensioni maggiori rispetto ai batteri (ma in numero notevolmente inferiore).

1.2 LA RIMOZIONE BIOLOGICA DELLA SOSTANZA ORGANICA E DELL'AZOTO

La sostanza organica in ingresso ad un impianto di depurazione può seguire diversi percorsi, subendo trasformazioni differenti:

- ossidazione ad anidride carbonica ed acqua;
- assimilazione e formazione di nuova biomassa;
- passaggio attraverso il sistema senza subire alcuna modifica (sostanza organica non biodegradabile);
- trasformazione in altri composti organici.

Assumendo per la sostanza organica la composizione approssimata $\text{C}_{18}\text{H}_{19}\text{O}_9\text{N}$ (Henze et al., 2000), le espressioni delle reazioni di demolizione della sostanza organica in ambiente aerobico e anossico sono, rispettivamente:



Considerando tale equazione chimica, si deduce che occorrono 1.42 g di O_2 per ossidare 1 g di sostanza organica, inoltre si osserva che una frazione (yield) della sostanza organica presente nel refluo genera nuova biomassa. La yield varia a seconda del tipo di refluo e del carico.

L'azoto in natura è presente sotto forma sia di molecole organiche complesse (proteine), che in forma inorganica quale ammoniaca ($\text{NH}_4^+/\text{NH}_3$), azoto biatomico gassoso presente nell'atmosfera (N_2), nitrati (NO_3^-) prevalenti nel suolo.

Un'altra fonte di ammoniaca in natura sono gli organismi morti e gli scarti del metabolismo animale. Nei corpi idrici, in particolare, si ha che i *batteri ammonizzanti* idrolizzano le proteine e gli amminoacidi presenti nella biomassa in via di decomposizione e nelle deiezioni animali. Questo processo porta all'eliminazione di ammoniaca, acido urico ed urea e vengono prodotte anche anidride CO₂ ed acqua.

I batteri ammonizzanti sono deputati solo all'idrolisi delle proteine mentre sono i batteri nitrificanti che si occupano di trasformare l'ammoniaca.

L'ammoniaca è tossica per tutti gli organismi viventi, specialmente se presente totalmente nella forma neutra NH₃ (questo succede a valori di pH alcalini tra 10 e 12). A valori di pH= 7,5 quasi tutto l'azoto ammoniacale è presente sotto la forma ionica NH₄⁺ assai meno pericolosa, mentre al pH caratteristico dell'ambiente marino (8,1÷8,4) è presente circa il 12 % dell'azoto ammoniacale sotto la forma più tossica di NH₃.

La rimozione biologica dell'azoto avviene mediante una serie di reazioni che conducono dapprima all'ossidazione dell'ammoniaca fino a nitrato (nitrificazione) e in un secondo tempo alla riduzione di questo ad azoto elementare (denitrificazione).

La velocità di reazione è funzione del tipo di batteri coinvolti nei vari stadi del processo, nonché delle condizioni in cui queste reazioni hanno luogo. In Figura 1.1 sono illustrate le principali fasi con cui si attua il ciclo dell'azoto nelle acque.

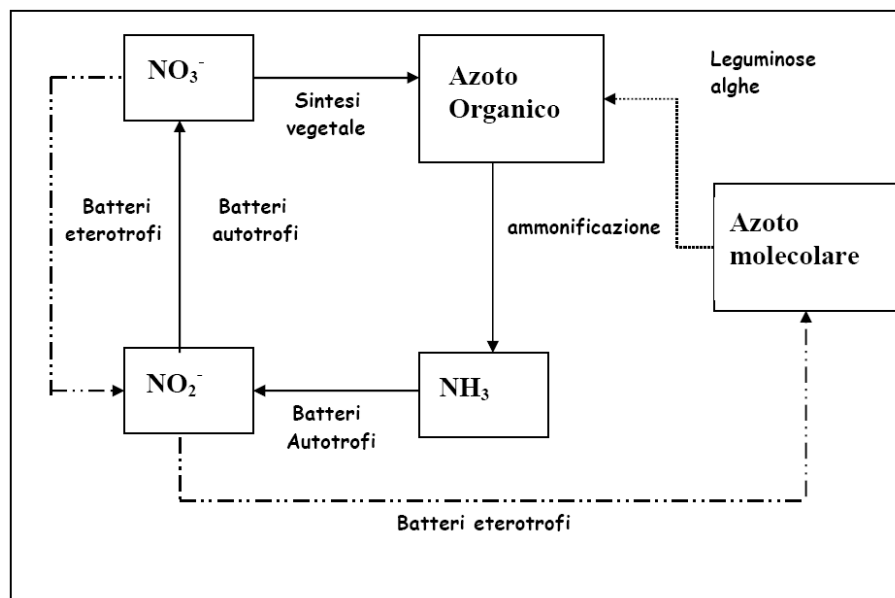


Figura 1.1 – Fasi del ciclo dell'azoto nelle acque reflue.

La nitrificazione avviene prevalentemente ad opera di alcuni *batteri chemolitotrofi*: per essi il carbonio inorganico è la sola fonte di carbonio e l'energia necessaria per la loro crescita e per il loro mantenimento deriva dall'ossidazione dell'ammoniaca a nitrito e del nitrito a nitrato.

La denitrificazione è, invece, la riduzione biologica dell'azoto nitrico ad azoto gassoso ad opera di *batteri chemorganotrofi* che utilizzano il nitrato anziché l'ossigeno come accettore finale di elettroni.

I due processi in esame possono aver luogo in reattori diversi con consequenzialità spaziale delle due zone (impianti a flusso continuo), oppure nel medesimo reattore nel quale le reazioni avvengono con consequenzialità temporale variando ciclicamente le condizioni di funzionamento dell'impianto (reattori "batch" di tipo SBR).

1.2.1 PROCESSO DI NITRIFICAZIONE

La nitrificazione consiste in una prima ossidazione dell' NH_3 a nitrito (NO_2^-) attraverso gli intermedi idrossilammina (NH_2OH), protossido di azoto (N_2O) e monossido di azoto (NO) e in una successiva ossidazione, svolta da un altro gruppo di batteri, del nitrito a nitrato (NO_3^-).

Si tratta di un processo strettamente aerobio che avviene solo in presenza di O_2 e i batteri preposti a tale compito ricavano da tali ossidazioni l'energia necessaria per la sintesi di composti organici, sia fissando CO_2 come sorgente di carbonio (autotrofi obbligati), sia espellendola (eterotrofi).

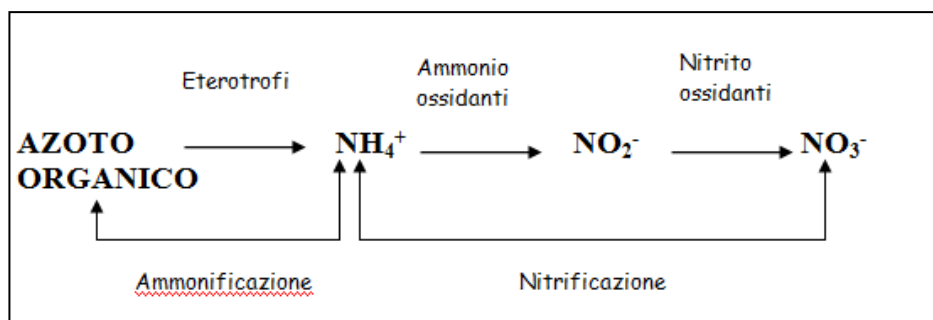


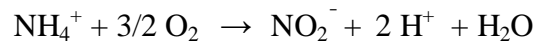
Figura 1.2: *Trasformazione azoto organico*

Tale processo è un fenomeno specialistico affidato ad un ristretto genere di batteri autotrofi: la trasformazione dell'ammoniaca a nitriti si ritiene dovuta soprattutto al genere *Nitrosomonas*, mentre la successiva ossidazione a nitrati è effettuata dal genere *Nitrobacter*.

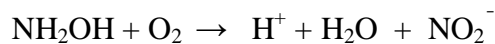
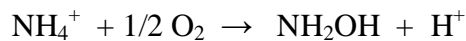
Normalmente le acque reflue civili contengono 20÷50 mg/l di composti azotati, la maggior parte in forma ammoniacale (N-NH_4^+ e NH_3) e composti organici che sono facilmente convertibili in ammonio all'interno di un impianto di trattamento.

Il procedimento attraverso cui i batteri ricevono l'energia necessaria allo svolgimento delle loro funzioni vitali è composto da 2 stadi di ossidazione dell'ammoniaca a nitrati e la stechiometria di conversione si articola sulle seguenti reazioni successive:

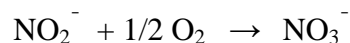
a) Nitroso-batteri (*Nitrosomonas*): ossidazione di ammoniaca a nitrito



Tale reazione avviene attraverso 2 stadi:



b) Nitro-batteri (*Nitrobacter*): ossidazione di nitrito a nitrato



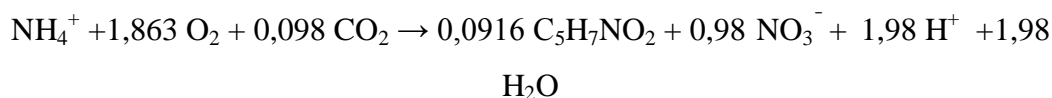
La reazione globale risulta:



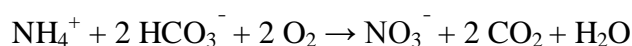
Da tali reazioni è possibile, poi, ricavare il valore di ossigeno richiesto per:

- Ossidazione completa dell'ammoniaca a nitrati = 4,57 g $\text{O}_2/\text{g N-NH}_4^+$
- Ossidazione dell'ammoniaca a nitriti = 3,43 g $\text{O}_2/\text{g N-NH}_4^+$
- Ossidazione dei nitriti a nitrati = 1,14 g $\text{O}_2/\text{g N-NO}_2^-$

Questi batteri non utilizzano tutta l'ammoniaca come fonte di energia: la biomassa capace di esistenza indipendente utilizza l' N-NH_4^+ come fonte di azoto per la sintesi cellulare. Considerando questo fatto, la reazione complessiva di nitrificazione risulta essere la seguente:



Mentre per il processo di formazione delle nuove cellule, si ha:



Ai fini della crescita i batteri nitrificanti devono rifornirsi di CO_2 , di fosforo e di altri elementi in tracce e, a causa del loro basso rendimento di crescita rispetto a quello dei batteri eterotrofi, generalmente è sufficiente l'approvvigionamento di anidride carbonica dall'atmosfera, mentre il fosforo risulta raramente limitante.

Il processo di nitrificazione viene influenzato da numerosi fattori ambientali quali il pH, la presenza di sostanze tossiche e metalli e la concentrazione di ammoniaca libera; per valori di pH prossimi a 5.8÷6.0 le velocità possono assumere un valore pari a circa il 10÷20% del valore assunto a $\text{pH} = 7.0$ (EPA statunitense, 1993). Le velocità ottimali del processo si conseguono per $\text{pH} = 7.2\div 8.0$.

L'aerazione strappa parzialmente il biossido di carbonio dalle acque di rifiuto provocando, così, la diminuzione della riduzione d'alcalinità: in ogni caso, deve essere presente una sufficiente alcalinità nelle acque, in modo da non deprimere il pH.

Il tasso di nitrificazione in un sistema a fanghi attivi diminuisce proporzionalmente alla temperatura (la temperatura ottimale è compresa fra 25°C e 35°C) ed, inoltre, è inibita da valori elevati (oltre 10÷15 mg/l) della concentrazione di ammoniaca.

CENNI DI MICROBIOLOGIA

La nitrificazione è compiuta sia da microrganismi autotrofi (che utilizzano la CO₂ per la formazione del tessuto cellulare) che eterotrofi (che utilizzano carbonio organico per la formazione del tessuto cellulare), ma la velocità dei due processi è molto diversa, infatti la nitrificazione eterotrofa avviene assai più lentamente di quella autotrofa.

I batteri nitrificanti *Nitrosomonas* e *Nitrobacter* abitano suolo, acque dolci e marine a pH non inferiori a 5,5 e in un intervallo di temperature tra 5 e 35° C (le temperature ideali sono di 25÷30°C).

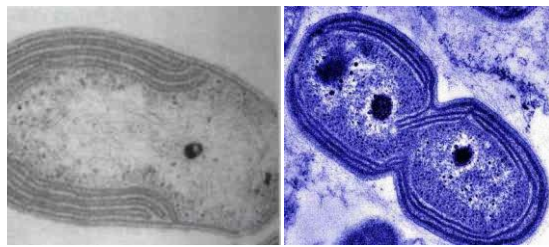


Figura 1.3: A sinistra: Nitrobacter, a destra Nitrosomonas

GRUPPO	GENERE	MORFOLOGIA	HABITAT	INTERVALLO CRESCITA
<u><i>Nitrosobacteria</i></u>				
<i>Nitrosomonas</i>	<i>europaea</i> <i>eutrophus</i> <i>marina</i>	bastoncini, 1 o 2 flagelli subpolari, mobili o non mobili	suolo mare mare	5-40°C pH 5,8-9,5
<i>Nitrospira</i>	<i>briensis</i>	forma a spirale, flagello, mobile o non mobile	suolo	25-30°C pH 7,5-8,0
<i>Nitrosococcus</i>	<i>nitrosus</i> <i>mobilus</i> <i>oceanus</i>	cocchi a gruppi da 2 o da 4, flagello, mobile o non mobile	suolo mare mare	2-30°C pH 6,0-8,0
<u><i>Nitrobacteria</i></u>				

<i>Nitrobacter</i>	<i>winogradskyi</i> <i>hamburgerensis</i> <i>vulgaris</i>	piccoli bastoncini, singolo flagello polare, mobile o non mobile	suolo mare acque dolci	5-40°C pH 5,7-10,2
<i>Nitrospina</i>	<i>gracilis</i>	lunghi e sottili bastoncini, non mobili	mare	20-30°C pH 7,0-8,0
<i>Nitrospira</i>	<i>marina</i>	forma a spirale, non Mobile	suolo mare	

Tabella 1.1: Generi e caratteristiche dei batteri nitrificanti

CINETICA DI NITRIFICAZIONE

La velocità di nitrificazione può essere descritta mediante la cinetica di Monod, attraverso la seguente espressione:

$$(v_N)_T = \left[(v_{MAX,N})_{20} \theta^{T-20} \right] \frac{TKN}{K_N + TKN} \frac{OD}{K_{OD} + OD} [1 - 0,833(7,2 - pH)] \quad (1)$$

Dove:

- $(v_N)_T$: è la velocità di nitrificazione nelle reali condizioni operative, definite dalla temperatura effettiva del liquame T (°C), dalla concentrazione di ossigeno disciolto OD (mgO₂/l), dalla concentrazione di azoto organico e ammoniacale presente nella vasca TKN (mgN/l) e dal valore del pH. Il valore $(v_N)_T$ è riferito alla sola biomassa nitrificante ed è espresso in grammi TKN per chilogrammi di biomassa (SSN) al giorno.
- $(v_{MAX,N})_{20}$: valore massimo della velocità di nitrificazione a 20°C, in assenza di azioni limitanti dovute a carenza di substrato ed in condizioni ottimali di pH. Può valere 120-150 g TKN per Kg SST all'ora.
- θ : coefficiente di correzione relativo alla temperatura, pari a 1,12.
- K_N, K_{OD} : costanti di semisaturazione, relative rispettivamente al TKN ed all'OD. K_N dipende dalla temperatura ed è esprimibile come:

$$K_N = 10^{0,051 T - 1,158} \quad (\text{mgN/l})$$

mentre K_{OD} può assumere i seguenti valori:

$$K_{OD} = 0,15-2,0 \text{ mg/l (EPA, 1993)}$$

Il modello di Monod esprime la velocità di crescita batterica come differenza tra un termine di crescita ed uno di scomparsa o morte:

$$\frac{dx}{dt} = \left(\mu_{\max} \frac{S}{K_S + S} - K_d \right) x \quad (2)$$

Dove:

- μ_{\max} : velocità massima di crescita batterica (t^{-1})
- S : concentrazione di substrato espresso come azoto, (mgN/l)
- K_S : costante di semisaturazione, ovvero la concentrazione di substrato per la quale si ottiene una velocità di crescita (μ) pari alla metà di quella massima:
per $K_S = S$ si ha $\mu = 0,5 \mu_{\max}$, (mgN/l)
- K_d : costante di decadimento batterico (t^{-1})
- x : concentrazione batterica

Nella reazione (2) è possibile non tener conto del termine di morte o scomparsa batterica, K_D , se questo assume valori trascurabili, rispetto al termine di crescita (Metcalf & Eddy, 1991). Questa semplificazione non si può effettuare quando la popolazione batterica, presente nel fango, si trova in condizioni di crescita stazionaria o in condizioni endogene; in queste circostanze, caratterizzate da una grande carenza di substrato, i microrganismi utilizzano il protoplasma cellulare dei batteri morti come fonte di sostentamento. In tali condizioni il termine di morte o scomparsa risulta superiore a quello di crescita e non può essere trascurato.

La caratteristica chiave del metodo di Monod è il rapporto tra la concentrazione del substrato e la costante di semisaturazione:

- Se $S \gg K_S$, la crescita procede con velocità prossima a quella massima.
- Se $S \ll K_S$, la crescita è limitata dalla carenza di substrato, quindi la velocità diminuisce.

La velocità di crescita batterica è anche proporzionale alla velocità di nitrificazione v_N (gTKN/gSSV h) tramite il coefficiente di crescita cellulare Y :

$$\mu_N = Y_N v_N \quad (3)$$

In genere il tasso di crescita dei nitrito ossidanti è superiore del 30% circa a quello degli ammonio ossidanti (Metcalf & Eddy, 1991):

- μ_{\max} Nitrosomonas : 0,3-2,0 d⁻¹ valore tipico : 0,7 d⁻¹
- μ_{\max} Nitrobacter : 0,4-3,0 d⁻¹ valore tipico: 1 d⁻¹

INFLUENZA DEI FATTORI AMBIENTALI

- ***Ossigeno Disciolto***

Attraverso indagini sperimentali si è stabilito che la concentrazione di ossigeno disciolto, che limita il processo di nitrificazione, varia tra 0,5 e 2,5 mg/l in base alle caratteristiche del refluo, alla resistenza che il fiocco oppone alla diffusione del gas al suo interno ed al tempo di ritenzione.

Limitatamente ad impianti a fanghi attivi, l'adozione di un valore di ossigeno disciolto pari a 2 mg/l (EPA, 1993), non sembra rallentare la cinetica del processo e può quindi essere adottato con sufficiente tranquillità in fase di progetto. Durante la gestione dell'impianto, al fine di evitare gli effetti negativi dell'ossigeno sulla velocità di nitrificazione, devono essere prese particolari precauzioni affinché la sua concentrazione nella vasca di reazione non scenda mai sotto 1 mg/l; va inoltre ricordato che al diminuire della concentrazione di ossigeno in vasca, aumenta il tempo di ritenzione minimo per realizzare una nitrificazione completa. E' stato dimostrato che l'attività dei *Nitrobacter* è influenzata dalla presenza di O₂. Esaminando dei campioni di biomassa, ognuno dei quali caratterizzato da un differente valore di pH ed in diverse condizioni di ossigenazione (variabili in un intervallo compreso tra 0,5 e 6 mg/l), si riscontra un aumento della concentrazione di nitriti, se si scende al di sotto della soglia limite di O₂ (Yang & Alleman, 1992). Per quanto riguarda il ceppo dei *Nitrosomonas*, il loro tasso di crescita non è limitato per concentrazioni superiori ad 1 mg/l.

- ***pH***

Nel corso della nitrificazione si è riscontrata, sperimentalmente, una diminuzione del tasso di ossidazione dell'ammonio al decrescere del pH; ristabilendo poi le

condizioni iniziali, si è constatato che i bassi valori di pH determinano solo un effetto inibitore e non tossico sulla popolazione batterica (EPA, 1993).

Secondo l'EPA (1993), l'intervallo più favorevole per il processo è compreso tra 6,5 e 8,0, mentre per Grunditz & Dalhammar (2001) i picchi di attività per le due principali specie batteriche si osservano per valori del pH pari a 8,1 per i *Nitrosomonas* e 7,9 per i *Nitrobacter*.

- **Temperatura**

I batteri nitrificanti prediligono temperature moderate, tra i 20 e 35°C, dato che temperature troppo basse o troppo elevate possono causare rallentamenti del metabolismo (questo è il motivo per cui nelle stagioni calde la nitrificazione si svolge in maniera ottimale). Nonostante ciò, sono state riscontrate crescite significative di alcune specie batteriche nitrificanti fino a temperature minime di 4°C e massime di 50°C (Painter, 1970).

La temperatura influenza in modo differente l'attività degli ammonio e nitrito ossidanti, infatti i valori ottimali, per i quali l'attività è massima, sono 35°C circa per i *Nitrosomonas* e tra 35 e 42°C per i *Nitrobacter* (EPA, 1993), mentre a temperature di 10-15°C Randall e Buth (1984) osservarono una maggiore attività degli ammonio ossidanti rispetto ai nitrito ossidanti.

Bisogna comunque prestare attenzione a mantenere stabile la temperatura nel reattore per evitare condizioni estreme e rapidi sbalzi. Infatti, secondo Christensen e Harremoes (1977), ciò che provoca una diminuzione considerevole della velocità di nitrificazione, sono i cambiamenti di temperatura bruschi ed impreveduti che si verificano durante la giornata, mentre le variazioni stagionali incidono in maniera meno marcata.

Srna & Baggaley (1975) hanno misurato l'effetto di un rapido cambiamento di temperatura sul processo di nitrificazione. I loro studi dimostrarono che un incremento di temperatura di 4°C provoca un aumento del 50% nella velocità di nitrificazione, mentre un abbassamento di 1°C porta ad una diminuzione della velocità del 30% circa.

Il tasso di crescita batterica è sempre favorito dall'aumento della temperatura; per i *Nitrosomonas*, in particolare, è stata ricavata una relazione valida nell'intervallo tra 5 e 30°C (EPA, 1993):

$$\mu_{\max} = 0,47 e^{0,098(T-15)}$$

- ***Tempo di ritenzione e concentrazione cellulare***

La quantità di microrganismi presenti nel reattore influenza la velocità di nitrificazione, infatti, il tempo richiesto per rimuovere l' ammoniaca è inversamente proporzionale al numero di batteri (Sharma & Ahlert, 1976) e l'intervallo di concentrazione ottimale, necessario a portare a termine il processo, è di 1.000-10.000 unità per ml (stima effettuata con il metodo del “Most Probable Number”) (Strom et al., 1976). Questo permette di scegliere la concentrazione della biomassa più opportuna secondo le necessità.

Poiché i batteri autotrofi crescono più lentamente rispetto agli eterotrofi, si deve ricircolare il fango in modo da raggiungere la concentrazione adatta per lo svolgimento del processo.

1.2.2 PROCESSO DI DENITRIFICAZIONE

La denitrificazione consiste nella riduzione di nitrato (NO_3^-) ad azoto molecolare gassoso N_2 , attraverso gli intermedi nitrito (NO_2^-) e protossido di azoto (N_2O).

I batteri denitrificanti eseguono il processo solo in assenza di O_2 ed usano il nitrato come accettore di elettroni, ossidando molecole organiche $(\text{CHO})_n$ ad anidride carbonica (CO_2) e acqua.

I prodotti gassosi che si formano (N_2 e CO_2) vengono dispersi nell'atmosfera e così la denitrificazione permette all'azoto di tornare nel ciclo.

Le modalità attraverso le quali si può conseguire la rimozione biologica dei nitrati dalle acque sono di due tipi:

- ***Riduzione assimilativa dei nitrati***: la riduzione dei nitrati passa attraverso la conversione di questi in ammoniaca, la quale viene poi utilizzata per la sintesi batterica. Tale fenomeno, che risulta indipendente dalla concentrazione di ossigeno disciolto, ha luogo quando l'azoto non è direttamente disponibile nella forma di N-NH_4^+ : qui lo ione nitrato, oltre ad essere trasformato in azoto e chiudere il ciclo omonimo, viene anche sfruttato come “nutriente” da alghe e piante superiori. Queste lo incorporano in molecole organiche (organicazione) dopo averlo ridotto ad

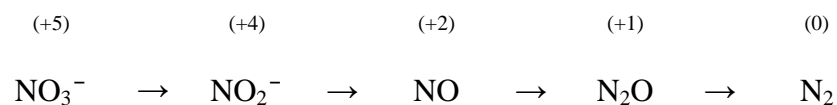
ammoniacca attraverso un passaggio intermedio con formazione di nitrito. Le reazioni sono catalizzate da due enzimi detti *nitratoriduttasi* e *nitritoriduttasi*.

- Riduzione dissimilativa dei nitrati: la riduzione dissimilativa dei nitrati (anche detta denitrificazione biologica) è un fenomeno associato alla catena respiratoria di trasporto degli elettroni, dove i nitrati oppure i nitriti sono impiegati come accettori di elettroni nelle reazioni di ossido–riduzione che coinvolgono le sostanze organiche ed inorganiche che fungono da donatori di elettroni.

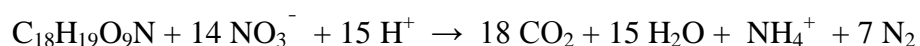
Nel processo di denitrificazione biologica si ha l'ossidazione di molti dei composti organici presenti nelle acque reflue, con impiego dei nitrati come accettori di elettroni in luogo dell'ossigeno disciolto: in assenza di ossigeno o in presenza di concentrazioni limitanti di questo, viene indotta la produzione dell'enzima *nitratoriduttasi* nella catena respiratoria di trasporto degli elettroni, la quale contribuisce al trasferimento dell'idrogeno e degli elettroni verso l'accettore finale rappresentato dai nitrati.

La reazione di riduzione dei nitrati comporta una serie di stadi successivi che, partendo dai nitrati, conducono ai nitriti e all'azoto gassoso.

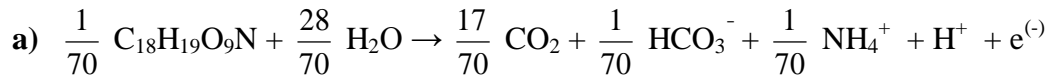
Il processo di denitrificazione è l'insieme di più trasformazioni biochimiche schematizzabili come segue:



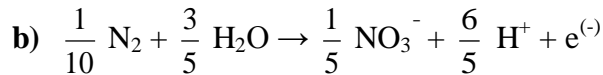
Assumendo ancora la composizione approssimativa $\text{C}_{18}\text{H}_{19}\text{O}_9\text{N}$ per un refluo civile, si ha che la denitrificazione ad opera di batteri eterotrofi presenta la seguente espressione:



in cui è possibile riconoscere le due seguenti semireazioni di degradazione della sostanza organica (Henze et al., 2000):

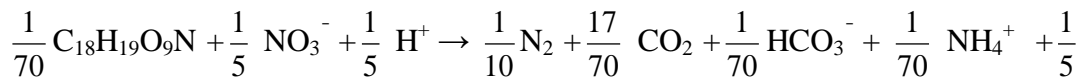


a cui è associata un $\Delta G^\circ (w) = -32 \text{ kJ/e-eqv}$



a cui è associata un $\Delta G^\circ (w) = +71 \text{ kJ/e-eqv}$

La reazione globale, quindi, risulta:



H_2O

a cui è associata un $\Delta G^\circ (w) = -103 \text{ kJ/e-eqv}$ (tale energia viene dispersa come calore o in forma di nutrimento biologico).

CENNI DI MICROBIOLOGIA

Al contrario di quanto accade per la nitrificazione biologica, numerosi sono i generi di batteri che possono dar luogo a denitrificazione; questi microrganismi, in grado di utilizzare nitrati e/o nitriti per la respirazione cellulare, sono in gran parte eterotrofi e facoltativi. Sono *eterotrofi* in quanto necessitano, per il loro metabolismo, di una fonte organica di carbonio e *facoltativi* perché possono utilizzare, come accettore di elettroni, indifferentemente l'ossigeno disciolto nel liquame o l'azoto nitrico/nitroso, in essi presente quando l'ossigeno viene a mancare.

Infatti, la respirazione batterica che determina il trasporto di elettroni è identica sia in presenza di ossigeno che in presenza di nitrati (condizioni anossiche), a meno di un enzima finale: la *nitroriduttasi*, prodotta solo in assenza di ossigeno e capace di completare il trasporto di elettroni dalla sostanza riducente a quella ossidante. In ogni caso, la presenza contemporanea di ossigeno e nitrati vede il consumo preferenziale dell'ossigeno perché energeticamente più favorevole al metabolismo

batterico: la quantità di energia liberata, per mole di substrato organico utilizzato, è sempre maggiore per le reazioni di ossidazione, rispetto a quelle di denitrificazione. La similitudine fra i due processi, comunque, spiega la relativa facilità con cui i batteri eterotrofi facoltativi nei processi a schemi integrati possono ridurre alternativamente ossigeno molecolare e nitrato.

Nella *tabella 1.2* sono elencate alcune specie batteriche, presenti nei liquami di origine civile, in grado di effettuare una denitrificazione completa o parziale.

SPECIE BATTERICHE	DENITRIFICAZIONE COMPLETA $\text{NO}_3^- \rightarrow \text{N}_2$	I° STADIO DENITRIFICAZIONE $\text{NO}_3^- \rightarrow \text{NO}_2^-$
<i>Achromobacter</i>	X	
<i>Aerobacter</i>		X
<i>Alcaligenis</i>	X	
<i>Flavobacterium</i>		X
<i>Micrococcus</i>	X	
<i>Proteus</i>		X
<i>Pseudomonas</i>	X	

Tabella 1.2: Alcune specie batteriche denitrificanti

CINETICA DI DENITRIFICAZIONE

La cinetica di denitrificazione può essere assimilata a una cinetica di Monod in cui due substrati (nitrato o nitrito, espressi come azoto, e carbonio organico) svolgono un ruolo limitante la crescita della biomassa. Indicando con μ il tasso di crescita batterica (quantità di nuove cellule sintetizzate per unità di biomassa presente nell'unità di tempo), si può scrivere:

$$\mu_D = \mu_{Dmax} \frac{S}{K_S + S} \cdot \frac{N}{K_N + N} f(pH) \cdot f(T) - k_d \quad (5)$$

Dove:

μ_{Dmax}	=	Massimo tasso di crescita batterica	giorni ⁻¹
N	=	Concentrazione di nitrato/nitrito espressi come azoto	mg/l
K_N	=	Costante di semisaturazione relativa all'azoto	mg/l

S	=	Concentrazione di substrato organico	mg/l
K_S	=	Costante di semisaturazione relativa al substrato	mg/l
k_d	=	Tasso di scomparsa batterica	giorni ⁻¹
$f(pH)$	=	Funzione di dipendenza dal pH	
$f(T)$	=	Funzione di dipendenza dalla temperatura	

Il termine di scomparsa batterica assume valori modesti, per cui può essere trascurato.

La velocità di denitrificazione r_d , intesa come quantità di nitrato ridotto per unità di biomassa presente, nell'unità di tempo e per sistemi a biomassa sospesa, può essere espressa come:

$$r_d = \frac{\mu_D}{Y_D} = r_{d \max} \cdot \frac{S}{K_S + S} \cdot \frac{N}{K_N + N} \quad (6)$$

e dimensionata come g NO₃-N / (g SSV · giorno).

Si osserva come $r_{d \max}$ indichi la massima velocità di denitrificazione alla generica temperatura T ed al pH di lavoro, in assenza di fattori limitanti, mentre Y_D rappresenta il coefficiente di resa cellulare, cioè la quantità di biomassa sintetizzata per unità di nitrato rimosso. Poiché i valori proposti in letteratura per K_N sono molto bassi, la cinetica di denitrificazione può, quindi, essere assunta di ordine zero rispetto al nitrato:

$$r_d = r_{d \max} \frac{S}{K_S + S} \quad \text{se } N \gg K_N \quad (7)$$

L'ordine di cinetica di denitrificazione, rispetto al substrato organico, dipende, invece, dalla concentrazione di quest'ultimo in rapporto al valore della costante di semisaturazione. Se la concentrazione S è molto maggiore di K_S , come per i nitrati, è possibile trascurare il termine frazionario e considerare la cinetica di ordine zero anche rispetto al substrato. Questo significa che la velocità del processo è indipendente sia dalla concentrazione del nitrato, sia da quella del substrato, potendo quindi porre:

$$r_d = r_{d \max} = \text{costante} \quad \text{se } S \gg K_S \text{ e } N \gg K_N$$

Quindi, quando il carbonio è presente in eccesso rispetto alla richiesta teorica per la rimozione del nitrato, il processo è indipendente sia dalla concentrazione di substrato che da quella del nitrato/nitrito. Al diminuire della concentrazione del substrato, quanto detto non può più essere considerato vero: l'azione limitante esercitata dal substrato corrisponde, automaticamente, a una drastica diminuzione della velocità di rimozione del nitrato.

Interessante è sottolineare come all'aumentare del rapporto COD/N-NO_x, aumenti la quantità di azoto ridotto fino a raggiungere un valore di saturazione oltre il quale qualsiasi aumento del carico organico, rispetto a quello dei nitrati, non provoca miglioramenti.

La velocità di denitrificazione non dipende solamente dalla concentrazione del substrato organico in rapporto al valore della costante di semisaturazione K_S , ma anche dal tipo di carbonio: se facilmente biodegradabile oppure no. Infatti si possono individuare tre fasi in funzione della facilità di assimilazione del substrato da parte della biomassa. Nella prima, la riduzione dei nitrati procede rapidamente utilizzando solo la frazione di COD del liquame più biodegradabile; nella seconda, si osserva un rallentamento dovuto ai processi di idrolisi delle molecole organiche complesse e infine, nella terza, si ha una ripresa della denitrificazione con consumo delle molecole semplici, derivate dall'idrolisi, fino al loro esaurimento.

L'importanza dell'idrolisi risiede nel fatto che la denitrificazione richiede grandi quantità di substrato organico in forma solubile e non può operare sul substrato particolato perciò, in caso di esaurimento del substrato solubile, l'idrolisi diviene il fattore limitante della denitrificazione in quanto modula la produzione di substrato solubile.

INFLUENZA DEI FATTORI AMBIENTALI

Anche il processo di denitrificazione viene influenzato da numerosi fattori ambientali quali temperatura, pH e concentrazione di ossigeno disciolto.

• **Temperatura**

La notevole dipendenza della denitrificazione dalla temperatura è messa in evidenza in Figura 1.4, dove la velocità è riferita alla velocità riscontrata a 20°C (a: Murphy e Dawson, 1972, b: Murphy e Sutton, 1974, c: Stensel ed al., 1973).

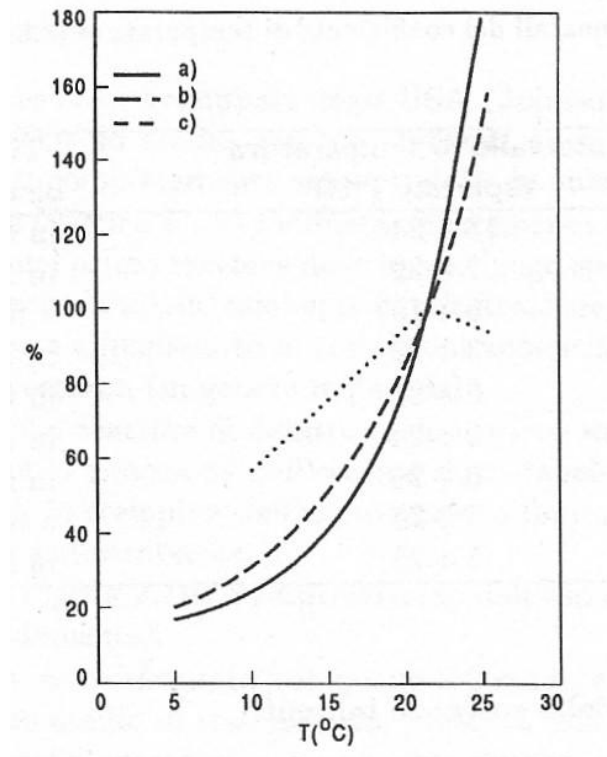


Figura 1.4: Dipendenza della velocità di denitrificazione dalla temperatura, riferita alla velocità riscontrata a 20°C

Spesso nella pratica, dato che il campo di variazione di temperatura preso in esame è limitato, si utilizza una formula semplificata della legge di Arrhenius:

$$r_d(T) = r_d(20^\circ\text{C})\theta^{(T-20)} \quad (8)$$

dove $r_d(20^\circ\text{C})$ è il valore assunto dalla costante cinetica a 20°C e θ è il coefficiente di temperatura. Mediamente risulta un valore di θ pari a circa 1,10; la denitrificazione dipende dalla temperatura in misura maggiore di quanto ne dipenda la rimozione del carbonio organico (il cui coefficiente di temperatura varia tra 1,00 e 1,04).

- **pH**

L'influenza del pH riguarda sia l'attività dei batteri denitrificanti che i prodotti finali di reazione. Una definizione univoca del campo ottimale di pH risulta piuttosto ardua poiché dipende dalla tipologia dei microrganismi presenti. In generale si può assumere compreso tra pH 6 e 8.

Comunque, la velocità di denitrificazione, misurata come $\text{mg N-NO}_3^- \text{ eq} / (\text{g SSV} \cdot \text{h})$, aumenta all'aumentare del pH nell'intervallo 5-8 (Clayfield & Phil, 1974), e raggiunge il suo massimo nell'intervallo di pH 7-7,5. Un incremento del pH ha effetti anche sulla velocità di crescita cellulare e sul rapporto C/N; entrambi infatti diminuiscono spostandosi verso pH alcalini. Inoltre, a parità di azoto (nitrito o nitrato) consumato, un aumento del pH porta a una maggiore produzione di ioni ossidrilici (OH^-). Se il pH è inferiore a 7-7,5, come prodotti finali della riduzione dell'azoto nitrico possono formarsi ossidi d'azoto in quantità considerevole.

- **Ossigeno disciolto**

I nitrati sostituiscono l'ossigeno nei processi respiratori degli organismi capaci di denitrificare sotto condizioni anossiche e la presenza di *ossigeno disciolto* (D.O.) può avere un effetto di inibizione sulle cinetiche del processo di riduzione dei nitrati, dal momento che reprime l'enzima che catalizza tale reazione. In letteratura si riportano valori di concentrazione di ossigeno disciolto dell'ordine di 0.2 mg/l o anche superiori, in corrispondenza dei quali è stata riscontrata l'inibizione dei batteri denitrificanti appartenenti a colture di *Pseudomonas* (Skerman e Macrae, 1957; Terai e Mori, 1975) e anche di fanghi attivi alimentati con reflui civili (Dawson e Murphy, 1972).

1.3 CARATTERIZZAZIONE DELLE ACQUE REFLUE

Il concetto di inquinamento delle acque risulta piuttosto difficile da definire, in quanto diversi sono gli aspetti in cui il fenomeno si manifesta: è possibile avere sia l'alterazione chimico-fisica (dovuta ad una temperatura superiore al normale o alla presenza di materiale organico, di metalli pesanti, di sostanze intossicanti la fauna acquatica, ecc.), sia l'alterazione biologica delle condizioni naturali pre-esistenti. Lo scarico di liquami relativi all'attività umana nelle acque naturali provoca danni

imponenti dovuti, principalmente, alla presenza di eccessive quantità di sostanze organiche.

Prendendo in considerazione le acque di rifiuto urbane, si ha che esse sono caratterizzate da un colore normalmente grigio, concentrazione di ossigeno disciolto variabile (normalmente 1 – 2 mg/L) ed odore caratteristico pungente.

Nelle acque di rifiuto settiche in arrivo ad ogni depuratore, l'azione biologica dei batteri ha portato all'esaurimento dell'ossigeno disciolto a causa del lungo tempo di permanenza in fognatura. Esse sono caratterizzate da una colorazione tendente al nero e da un odore caratteristico sgradevole, dovuto alla presenza di vari composti ridotti ed in particolare l'Acido Solfidrico (H_2S).

Le acque reflue contengono migliaia di composti organici differenti, i principali sono:

- *Proteine*: sono i principali costituenti degli organismi animali. Tutte le proteine contengono carbonio, che è l'elemento comune a tutte le sostanze organiche, così come l'ossigeno e l'idrogeno. Possono contenere azoto fino al 16% e in molti casi zolfo, ferro e fosforo.
- *Carboidrati*: molto comuni in natura, includono zuccheri, cellulosa e fibre vegetali. Contengono carbonio idrogeno e ossigeno; alcuni sono solubili in acqua, altri no.
- *Grassi ed oli*: costituiscono il terzo componente principale del cibo. Sono composti di acidi grassi con alcoli e glicerina. Si ritrovano nelle acque domestiche come burro, lardo, margarina e oli vegetali. Il lavaggio di strade, piazzali, etc., porta alla rete fognaria anche kerosene, lubrificanti, oli e derivati del petrolio.
- *Tensioattivi*: grandi molecole organiche poco solubili in acqua a causa di schiume negli impianti di trattamento e nei corsi d'acqua in cui sono scaricati; derivano principalmente dai detersivi sintetici.
- *Composti a basso peso molecolare (VOC)*: composti organici che hanno un basso punto di ebollizione e vengono per questo considerati volatili. Una

volta nello stadio solidi sono molto mobili e possono quindi essere rilasciati facilmente nell'ambiente.

- *Pesticidi*: sono molto tossici per qualunque forma di vita. Non sono costituenti comuni delle acque domestiche ma derivano dal dilavamento delle superfici agricole, parchi, etc.

La determinazione specifica di questi composti non riguarda normalmente la gestione di un impianto di depurazione. Analisi specifiche vengono condotte nel caso di controllo e classificazione dell'effluente (soprattutto industriale) ai fini dell'accettazione all'impianto e talvolta prima dello scarico nel corpo idrico recettore. Una misura individuale per

ciascuno dei componenti sarebbe impossibile. Le determinazioni più utilizzate sono il BOD e il COD.

BOD (Biochemical Oxygen Demand)

Il BOD rappresenta la quantità di ossigeno richiesta dai microrganismi per assimilare e degradare le sostanze organiche presenti nei liquami. La richiesta biochimica di ossigeno è tanto più elevata quanto maggiore è la concentrazione di sostanze organiche presenti nei liquami e quanto maggiore è la velocità con cui sono degradate dai microrganismi. Il valore è normalmente espresso in mg O₂/l.

Per convenzione la cinetica del BOD viene formulata in base alle cinetiche di primo ordine:

$$\frac{dL}{dt} = -K_1 L \quad (9)$$

Dove L(t) è il BOD rimasto nell'acqua dopo il tempo t, k è la costante cinetica.

Integrata questa equazione diventa:

$$\frac{L_t}{L} = e^{-kt} \quad (10)$$

Dove L è il BOD a $t=0$. Per acque di scarico municipali k è normalmente pari a $0,23 \text{ d}^{-1}$.

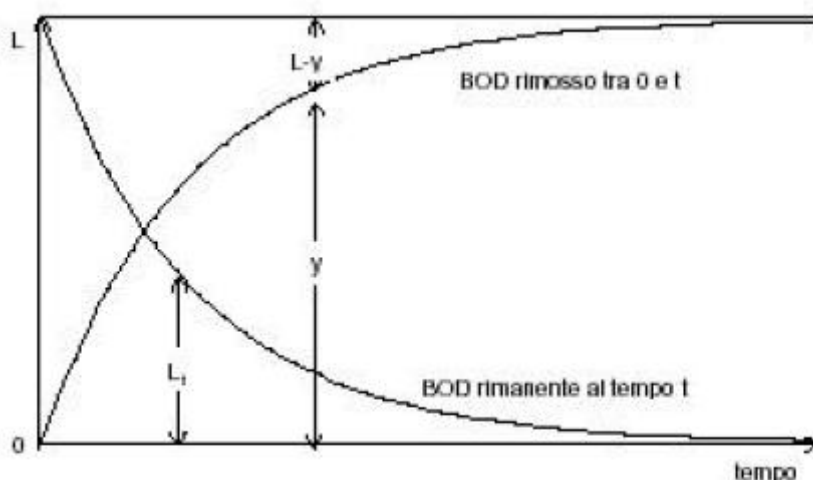


Figura 1.5: Andamento della curva del BOD

COD (Chemical Oxygen Demand)

Quantità di ossigeno richiesta per ossidare chimicamente, con particolari modalità operative standardizzate, le sostanze ossidabili presenti nei liquami: è un indice che individua non solo le sostanze organiche ossidabili biologicamente, ma anche le sostanze organiche ossidabili solo chimicamente. Si misura in $\text{mg O}_2/\text{l}$.

BOD e COD dono due misure in stretta connessione. Il rapporto medio tra BOD_5 e COD in un'acqua di scarico domestica va da 0,4 a 0,8.

Negli ultimi anni, ed in particolare con l'utilizzo dei modelli parametrici per la simulazione dei processi biologici, il COD ha sostituito il BOD nella progettazione degli impianti di depurazione. Ovviamente il COD è stato ulteriormente suddiviso in sottosistemi più significativi dei quali solo alcuni sono determinabili con metodiche semplici:

- **RBCOD**: è il COD prontamente disponibile (in soluzione) relativo a composti organici a basso peso molecolare quali VFA, zuccheri, alcoli, aldeidi, etc.
- **SBCOD**: è la frazione di COD lentamente biodegradabile (in sospensione o particolato) relativa a sostanze a basso peso molecolare ed in sospensione

che debbono essere prima adsorbite sulla biomassa e poi idrolizzate a RBCOD, altrimenti possono essere idrolizzati anche in soluzione.

- **NBCOD**: è il COD non biodegradabile relativo a composti recalcitranti che si comportano da puri traccianti negli impianti (sia in soluzione che in sospensione).

La ripartizione del COD nelle varie frazioni indicate varia da refluo a refluo, in una tipica acqua reflua civile le frazioni sono così presenti:

RBCOD	15-20%
NBCOD solubile	5%
NBCOD particolato	10%
SBCOD	65-70%

Tabella 1.3: Ripartizione del COD

Nelle reti miste il COD dipende dall'apporto di acque esterne quali quelle d'infiltrazione o di sversamento dei sovra flussi idraulici legati alle precipitazioni. Ciò determina una variabilità del COD in corso d'anno in rapporto all'estensione dei periodi di pioggia.

Solidi Sospesi

Indicano le sostanze presenti nell'acqua nella forma di particelle sospese e colloidali (in pratica sono le sostanze visibili non filtrabili), che alla prova di laboratorio restano catturate in un particolare filtro in grado di trattenere le parti più grossolane sospese, quelle colloidali ed anche i microrganismi di sufficienti dimensioni. I Solidi Sospesi sono causa della torbidità dell'acqua e sono i costituenti dei fanghi disidratati, in quanto sono loro che vengono trattenuti nei processi di filtrazione che sono alla base della disidratazione dei fanghi. Nelle acque di risulta dei fanghi si trovano i solidi disciolti e colloidali presenti nel fango non disidratato

Oltre alla parte organica, l'acqua di scarico contiene una quantità non trascurabile di inquinanti di origine inorganica. Questo aspetto deve essere tenuto in debito conto sia nella classificazione dell'acqua a monte e a valle dell'impianto sia in sede di gestione, durante le varie fasi del processo depurativo.

Azoto

E' presente nei liquami nella forma di ammoniaca, di azoto organico, di nitriti e di nitrati. Indicativamente si può affermare che il 60% sia rappresentato dall'ammoniaca, il 35% da azoto inorganico ed il 5% da nitriti e da nitrati. Tuttavia il rapporto tra ammoniaca ed azoto organico è molto variabile, in quanto l'azoto organico si trasforma piuttosto rapidamente in ammoniaca (e composti ammoniacali in genere) e, quindi, il contenuto di ammoniaca in un'acqua di rifiuto è proporzionale al tempo in cui questa è rimasta nel sistema fognante di adduzione dell'impianto, avendo avuto tempo di svilupparsi le reazioni biologiche di degradazione che sono alla base della trasformazione.

Il TKN (total kjeldahl nitrogen) misura la somma di ammoniaca ed azoto organico che rappresenta il 95% dell'azoto totale.

Fosforo

Si trova nei liquami sottoforma di ortofosfato, in percentuali del 40÷50%, fosforo organico (10÷30%), fosforo condensato o polifosfato (40÷60%). Nei liquami urbani coesistono le 3 forme, mentre dopo il trattamento prevalgono nettamente gli ortofosfati.

L'azoto ed il fosforo assumono particolare importanza perché sono componenti fondamentali delle cellule viventi e quindi indispensabili per il buon funzionamento dei processi biologici di depurazione.

CAPITOLO 2

CARATTERISTICHE DEGLI IMPIANTI A FANGHI ATTIVI E DEI SISTEMI DI AERAZIONE

2.1 INTRODUZIONE

Il processo a fanghi attivi è un processo biologico nel quale l'attività di una comunità di specie microbiche, sotto condizioni operative controllate, permette la degradazione di materia organica e nutrienti dalle acque di scarico.

Questi tipi di impianti risultano i più versatili nel trattamento delle acque di rifiuto e presentano il fango come prodotto finale del processo di sedimentazione, inteso come miscuglio con concentrazione variabile di sostanze organiche ed inorganiche in acqua.

La denominazione di processo “a fanghi attivi” deriva dal fatto che nella fase liquida si sviluppa una “massa attiva”, cioè dotata di particolari capacità di trattamento degli inquinanti.

La comunità microbica è composta per circa il 95% di batteri, mentre l'altro 5% è costituito da protozoi, metazoi, funghi, alghe e virus (Richard, 1989). La composizione della comunità non è costante e la competizione in uno specifico ambiente biochimico seleziona le specie microbiche meglio adatte a determinare lo svolgimento delle reazioni biologiche (Grady et al., 1999).

2.2 CARATTERISTICHE GENERALI DEGLI IMPIANTI A FANGHI ATTIVI

Schematicamente un impianto a fanghi attivi è rappresentato da una *vasca di aerazione*, dove avviene il contatto tra la popolazione batterica e lo scarico da depurare introdotto in continuità. La miscela aerata in uscita dalla vasca viene inviata alla sedimentazione ove i fiocchi di fango attivo vengono separati dall'effluente che può quindi essere scaricato, mentre il fango viene reintrodotta parzialmente nel sistema, a mezzo di un circuito di ricircolo, e in parte viene estratto periodicamente come fango di supero.

Nella vasca di aerazione (ossidazione) avviene il processo di demolizione della sostanza organica per mezzo dei batteri che la trasformano in sostanze semplici (CO_2 e H_2O) ed energia, che poi usano per accrescersi e moltiplicarsi.

Contemporaneamente avvengono dei *processi di assorbimento e bioflocculazione* per cui anche le sostanze colloidali e sospese del liquame, unitamente alla biomassa prodotta, determinano la formazione di fiocchi e la separazione dalla fase liquida del materiale non solubile in un processo di coagulazione favorito anche dalla presenza di particolari specie batteriche. Si ha in tal modo la formazione di fanghi, di composizione chimica variabile e complessa, che sedimenta quando la massa liquida viene immessa in una vasca di decantazione.

In definitiva, il risultato che si ottiene con un impianto a fanghi attivi è l'eliminazione della sostanza organica biodegradabile mediante trasformazione in materiale inerte e in una soluzione fangosa concentrata di sostanza organica che deve essere sottoposta ad ulteriori trattamenti prima dello smaltimento finale.

Esistono diverse tipologie di processo a fanghi attivi. Il *processo continuo* per la rimozione del carbonio e di altri nutrienti, consiste in una vasca di reazione (eventualmente suddivisa in zone anossiche ed aerobiche) che viene alimentata in continuo, seguita da un sedimentatore con ricircolo del fango. A seconda se il volume di refluo all'interno del reattore viene rimescolato, si distinguono i reattori a completa miscelazione dai reattori plug-flow.

Vi sono processi anche di tipo *discontinuo* come l'SBR (Sequencing Batch Reactor) che combina le operazioni di reazione e di sedimentazione in un'unica vasca, eliminando quindi la necessità di una vasca separata ove far avvenire la sedimentazione secondaria. In seguito verranno illustrati alcuni schemi impiantistici.

2.2.1 IMPIANTI A FLUSSO CONTINUO PER LA RIMOZIONE DELLA SOSTANZA CARBONIOSA E DELL'AZOTO

La rimozione dell'azoto risulta spesso necessaria prima dell'immissione dell'effluente trattato dall'impianto nei corpi idrici recettori finali (per prevenire l'eutrofizzazione), oppure nel caso in cui l'effluente venga utilizzato per la ricarica delle falde o sia destinato ad altre applicazioni. La rimozione dell'azoto può essere effettuata come parte integrante del sistema di trattamento biologico o anche come processo aggiuntivo a un impianto esistente.

Tutti i sistemi per la rimozione biologica dell'azoto comprendono una zona aerobica nella quale ha luogo la nitrificazione. Inoltre deve essere presente anche una zona anossica, oppure il refluo deve essere mantenuto una frazione di tempo in condizioni anossiche, al fine di promuovere la denitrificazione biologica. In questo modo si realizza un sistema in grado di rimuovere biologicamente l'azoto dalle acque, attraverso l'ossidazione dell' N-NH_4^+ e la successiva riduzione dei N-NO_3^- prodotti, ad azoto gassoso.

Come già discusso nel capitolo precedente, la riduzione dei nitrati richiede la presenza di un donatore di elettroni, il quale può essere fornito nella forma del BOD contenuto nel refluo influente, attraverso la respirazione endogena, o anche a mezzo di una fonte esterna di carbonio.

I processi biologici per la rimozione dell'azoto sono distinti in relazione alla posizione della vasca anossica rispetto a quella aerobica. In particolare, essa può essere inserita a monte, all'interno oppure a valle della vasca di nitrificazione: tali alternative vengono rispettivamente definite predenitrificazione, in cui il contatto iniziale del liquame con il fango attivo di ricircolo avviene nella vasca anossica, simultanea nitrificazione-denitrificazione (SNdN), in cui la nitrificazione e la denitrificazione si svolgono nella medesima vasca o post-denitrificazione, nel quale la vasca anossica segue quella aerobica.

Nella configurazione con pre-denitrificazione di figura 2.1, i nitrati prodotti nella zona aerobica sono riciclati nella porzione anossica. La velocità di denitrificazione è condizionata dal valore della concentrazione di rbCOD presente nel refluo influente, dalla concentrazione di MLSS nella vasca e dalla temperatura.

Questo sistema viene utilizzato diffusamente per la relativa facilità di inserimento in impianti esistenti, i benefici derivanti dal funzionamento di questo sistema come

selettore nei confronti del controllo dei fenomeni di bulking del fango, la produzione di alcalinità prima della fase di nitrificazione e la possibilità di adattare i sistemi biologici di trattamento già esistenti in impianti in grado di realizzare la rimozione dell'azoto, con tempi di residenza piuttosto brevi o modesti.

Nella figura 2.1 viene schematizzato un impianto Ludzack-Ettinger Modificato per la rimozione della sostanza carboniosa e dell'azoto con pre-denitrificazione.

Questo tipo di impianto è composto da:

- Vasca anossica (ANOX) per la denitrificazione
- Vasca aerobica (OX-NIT) per la rimozione della sostanza carboniosa e la nitrificazione
- Sedimentatore
- Ricircolo dei fanghi dal sedimentatore
- Ricircolo interno della miscela areata

Per ciascuna delle correnti viene specificato il valore di portata dell'influente (Q), portata di ricircolo interno (Q_r), portata di ricircolo del fango (Q_{rf}), portata di supero (Q_s) e portata dell'effluente ($Q - Q_s$).

All'interno della vasca OX-NIT è presente un aeratore in modo mantenere il fango in condizioni aerobiche, mentre nella vasca ANOX si mantiene il fango in condizioni anossiche.

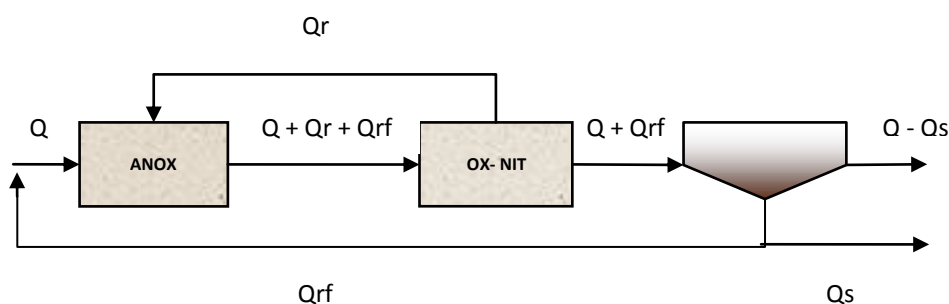


Figura 2.1 – *schema di impianto di predenitrificazione / nitrificazione.*

Questo tipo di impianto è stato ideato per la prima volta da Ludzack-Ettinger e funziona attraverso una sequenza anossica-aerobica con un unico sedimentatore in cui lo stesso fango opera in momenti diversi la rimozione del substrato (Single Sludge System).

Il refluo viene alimentato nella vasca anossica, seguita da una vasca aerobica, in modo da garantire la disponibilità di substrato organico per la denitrificazione; inoltre, è previsto un ricircolo interno di nitrati dalla vasca aerobica in modo tale da aumentare la velocità di denitrificazione e di nitrificazione.

Nella prima vasca avviene la riduzione dei nitrati provenienti dalla vasca OX-NIT ad azoto gassoso, utilizzando il substrato carbonioso normalmente presente nel refluo influente. Nel secondo reattore, invece, avviene la rimozione della parte restante di sostanza organica e la nitrificazione dell'azoto ammoniacale.

La miscela aerata passa, poi, al sedimentatore dove la sospensione microbica sedimenta e quindi ispessisce. La biomassa sedimentata viene ricircolata in testa all'impianto per continuare la biodegradazione della sostanza organica contenuta nell'influente.

Poiché il processo produce una quantità di biomassa in eccesso rispetto alle esigenze depurative, una frazione dei solidi ispessiti viene rimossa giornalmente o periodicamente, in modo che non si abbia accumulo di biomassa all'interno del reattore insieme ai solidi non biodegradabili contenuti nel liquame influente. Se i solidi accumulati non vengono rimossi, essi possono anche essere rinvenuti nella corrente effluente dal sistema.

Oltre ad avere elevati rendimenti di sostanza organica grazie all'accoppiamento di un sistema per la nitrificazione e per la denitrificazione è possibile ottenere, se gestito in modo corretto, la rimozione di oltre il 90% dell'azoto presente.

I principali parametri di dimensionamento che influenzano la quantità di azoto rimossa sono il tempo di residenza nella vasca anossica, la concentrazione di SSV nella vasca, il rapporto di ricircolo interno, la portata di ricircolo, la concentrazione di BOD o di COD biodegradabile (bCOD) nell'influente, la frazione di COD prontamente biodegradabile (rbCOD) e la temperatura (Randall et al., 1992).

La concentrazione di rbCOD ha un effetto importante sulla velocità di denitrificazione nel bacino anossico: a parità di valore di concentrazione di bCOD, un refluo contenente una frazione più elevata di rbCOD determina velocità di denitrificazione maggiori.

➤ *Età del fango (SRT)*

Il Solids Retention Time rappresenta il tempo di permanenza medio del fango all'interno del sistema ed è, per definizione, il rapporto fra i solidi presenti nel sistema ed i solidi rimossi giornalmente. Tale parametro è fondamentale per il

dimensionamento del processo a fanghi attivi poiché attraverso di esso si può determinare l'efficienza del processo, il volume delle vasche di reazione, la produzione di fanghi e la richiesta di ossigeno.

Nella seguente relazione viene definito l'SRT attraverso un bilancio di massa effettuato sul volume di controllo costituito dal reattore (ANOX+OX) e dal sedimentatore secondario:

$$\text{SRT} = \frac{V \cdot X}{(Q - Q_s) \cdot X_e + Q_s \cdot X_{rf}} \quad (1)$$

Il numeratore dell'espressione (1) rappresenta la quantità totale di solidi presenti all'interno del volume di reazione, mentre il denominatore rappresenta la quantità di solidi che viene allontanata attraverso l'effluente e la corrente di spurgo.

Per il processo di rimozione del COD i valori di SRT variano dai 3 ai 5 giorni, a seconda della temperatura: per valori bassi occorre un'età del fango più elevata.

Per i processi di nitrificazione completa i valori di SRT variano dai 3 ai 18 giorni e ciò è dovuto alla minore velocità di crescita dei batteri nitrificanti. Occorre, dunque, un maggiore tempo di permanenza del fango per permettere una maggiore disponibilità di batteri nitrificanti ed aumentare l'efficienza di nitrificazione. Inoltre, poiché giornalmente vi sono variazioni del carico influente di TKN, per far fronte a picchi di carico si utilizzano coefficienti di sicurezza che risultano pari al rapporto fra il carico medio ed il carico di punta del TKN.

In un reattore perfettamente miscelato, l'SRT risulta inversamente proporzionale al tasso di crescita netto dei microrganismi.

➤ *Produzione di fango*

Il dimensionamento dei dispositivi di gestione e smaltimento/riutilizzo dei fanghi dipende dal valore della quantità di fanghi prodotti a seguito del processo depurativo. Se, per esempio, si verificasse un sottodimensionamento di tali dispositivi, allora l'efficienza del processo di trattamento delle acque potrebbe risultarne compromessa. In tal caso, infatti, il fango si accumulerà all'interno del processo a fanghi attivi, non potendo essere inviato al trattamento alla velocità alla quale viene prodotto.

Se viene superata la capacità di mantenimento del fango all'interno del sistema a fanghi attivi, i solidi si ritroveranno nell'effluente dal sedimentatore secondario, con la possibilità che si verifichi il superamento dei limiti di legge sulla qualità dello scarico. La quantità di fanghi prodotti, rapportata al COD rimosso influenza, inoltre, la dimensione del sistema di aerazione.

La determinazione della produzione dei fanghi si basa sul dimensionamento effettivo del processo a fanghi attivi, sulla caratterizzazione dei reflui eseguita a tale scopo e sull'analisi delle varie fonti di produzione dei fanghi. Una prima stima della quantità di fanghi prodotti in un particolare processo a fanghi attivi può essere valutata per mezzo della relazione (2) mostrata di seguito.

$$P_{X,SSV} = Y_{obs} \cdot Q \cdot (S_0 - S) \quad (2)$$

dove:

$P_{X,VSS}$ = produzione giornaliera netta di fanghi attivi

Y_{obs} = rendimento osservato di crescita della biomassa gSSV/g substrato rimosso

Q = portata volumetrica influente

S_0 = concentrazione substrato influente

S = concentrazione substrato effluente

Affinché l'efficienza del processo depurativo si mantenga costante, è importante provvedere ad allontanare giornalmente dal reattore una determinata quantità di fango, pari alla produzione giornaliera degli stessi.

La produzione giornaliera dei fanghi può essere anche rappresentata utilizzando la definizione stessa di età del fango come segue:

$$P_{X_T, VSS} = \frac{X_T \cdot V}{SRT} \quad (3)$$

con:

$P_{X_T, VSS}$ = portata in massa dei solidi volatili totali spurgati giornalmente

X_T = concentrazione di SSV totali nella miscela liquida

SRT = età del fango

➤ *Richiesta di ossigeno*

La richiesta di ossigeno per la biodegradazione della sostanza carboniosa può essere calcolata attraverso un bilancio di materia, con riferimento alla concentrazione di COD biodegradabile nel refluo depurato e alla quantità di biomassa spurgata giornalmente dal sistema.

Se tutto il COD fosse ossidato a CO₂, H₂O ed NH₃, la domanda di ossigeno sarebbe uguale alla concentrazione di COD. Tuttavia, come noto, i batteri ossidano solo una porzione del COD biodegradabile disponibile così da ricavare l'energia loro necessaria, mentre convertono la porzione residua in nuovo tessuto cellulare. Inoltre l'ossigeno viene consumato anche durante la respirazione endogena, in quantità dipendente dal valore dall' SRT del sistema.

Fissato il valore dell'SRT, è possibile formulare un bilancio di materia al sistema ponendo la rimozione del bCOD uguale alla somma dell'ossigeno consumato e della biomassa rimanente (in SSV) espressa in termini di equivalenti di ossigeno.

La relazione di seguito riportata consente di stimare la richiesta di ossigeno per il processo di rimozione del BOD e di nitrificazione:

$$R_O = Q \cdot (S_0 - S) - 1,42 \cdot P_{X,bio} + 4,33 \cdot Q \cdot (NO_x) \quad (4)$$

dove:

R_O = richiesta totale di ossigeno

$P_{X,bio}$ = quantità di biomassa estratta giornalmente

(NO_x) = quantità di TKN che viene ossidata a nitrati.

Il termine (NO_x) può essere determinato effettuando un bilancio di materia al sistema rispetto all'azoto che tenga conto del TKN presente nella corrente influente, dell'azoto rimosso nella sintesi batterica e dell'azoto non ossidato rimanente nell'effluente. Nell'ipotesi in cui l'azoto rimosso nella sintesi batterica sia pari a 0,12 g N/g biomassa (C₅H₇O₂N), il suddetto bilancio di materia con riferimento alle condizioni di stato stazionario risulta:

$$NO_x = TKN_0 - N_e - 0.12P_{X,bio} \quad (5)$$

dove N_e = concentrazione di azoto nell'effluente.

Dal punto di vista teorico, la quantità di ossigeno disciolto che deve essere trasferita alla vasca di aerazione risulta uguale al consumo di ossigeno da parte dei microrganismi per l'ossidazione completa della sostanza organica. In pratica, l'efficienza di trasferimento dell'ossigeno presente in forma di gas alla fase liquida è molto bassa e, conseguentemente, solo una modesta frazione della quantità che viene rifornita è effettivamente impiegata dai microrganismi. Se l'ossigeno risulta limitante la crescita batterica, si può avere la prevalenza degli organismi filamentosi rispetto ai fiocco formatori e le caratteristiche di sedimentabilità del fango attivo si deteriorano. In generale, si deve assicurare una concentrazione di ossigeno disciolto pari almeno a 1.5÷2 mg/L in ogni punto della vasca di aerazione: valori maggiori possono favorire il processo di nitrificazione in reattori in cui è presente un carico elevato di BOD, mentre valori superiori a 4 mg/L non determinano miglioramenti apprezzabili dell'efficienza del processo, ma comportano unicamente un aumento significativo dei costi del sistema di aerazione.

➤ *Rapporto di ricircolo di fanghi attivi*

Il ricircolo dei fanghi attivi consente di mantenere una concentrazione sufficientemente elevata di biomassa nella vasca di aerazione (o di prede nitrificazione, a seconda dello schema d'impianto), così da ottenere il grado di trattamento richiesto nell'intervallo di tempo desiderato. Il ricircolo del fango attivo dal sedimentatore secondario alla testa dell'impianto rappresenta una componente essenziale del processo. I solidi formano uno strato di fango sul fondo del sedimentatore secondario, il cui spessore varia in relazione al valore della portata e del carico di solidi in ingresso al sedimentatore, tale da poter raggiungere lo stramazzo nella vasca: è quindi importante sia prevedere una pompa di ricircolo avente una capacità adeguata, sia evitare la perdita di solidi attraverso la corrente effluente.

Le tecniche a disposizione per calcolare il valore ottimale della portata di fango di ricircolo sono diverse e le strategie comunemente utilizzate a tale scopo sono basate sulla necessità di mantenere un determinato livello di concentrazione di

MLSS nella vasca di aerazione, oppure un certo spessore di fango all'interno del sedimentatore.

Il valore del rapporto di ricircolo R può essere determinato attraverso un bilancio di materia rispetto alla vasca di aerazione, ponendo l'uguaglianza fra la massa di solidi che nell'unità di tempo entra nella vasca e quella che nel medesimo intervallo temporale lascia la stessa vasca, considerando trascurabile il contributo relativo alla crescita di nuove cellule. La massa di solidi che entra nel sistema risulta composta dai solidi che vengono recapitati con la corrente influente e dai solidi trasferiti attraverso la corrente di ricircolo.

Nell'ipotesi in cui sia possibile trascurare il contributo relativo alla corrente influente, il bilancio di materia allo stato stazionario rispetto alla vasca di aerazione porge:

$$R = \frac{X}{X_{rf} - X} \quad (6)$$

in cui X_{rf} = concentrazione del fango nella linea di ricircolo.

➤ *Portata di ricircolo*

La portata di ricircolo dei fanghi viene determinata in base alla concentrazione di fanghi che si stabilisce all'interno della vasca in base alla formula seguente:

$$Q_{if} = \frac{X}{X_{rf} - X} \cdot Q \quad (7)$$

➤ *Portata di spurgo dei fanghi*

Per mantenere un valore costante dell'età del fango, è necessario provvedere allo spurgo giornaliero della quantità in eccesso di fango attivo. Ai fini del controllo di processo si fa riferimento all'età del fango e lo spurgo viene effettuato dalla linea di ricircolo, con tasso di spurgo che può essere valutato modificando i termini della relazione seguente:

$$SRT = \frac{V \cdot X}{(Q - Q_S) \cdot X_e + Q_S \cdot X_{rf}} \quad (8)$$

Nel caso in cui la concentrazione dei solidi nell'effluente dalla vasca di sedimentazione fosse modesta, la precedente relazione può essere riscritta nel modo:

$$SRT = \frac{V \cdot X}{Q_s \cdot X_{rf}} \quad (9)$$

da cui è possibile ricavare la quantità di supero da estrarre:

$$Q_s = \frac{V \cdot X}{SRT \cdot X_{rf}} \quad (10)$$

Per determinare il volume della portata di spurgo attraverso quest'ultima relazione è necessario che sia nota la concentrazione del fango sia nella vasca di aerazione, che nella corrente di ricircolo.

➤ *Rapporto di ricircolo interno IR*

Definite le caratteristiche del refluo, la fase iniziale del dimensionamento richiede la determinazione del volume e dei parametri relativi al reattore aerobico.

Il volume della zona aerobica viene calcolato sulla base del valore dell'SRT necessario perché vi sia nitrificazione, mentre per la determinazione della quantità di fango da spurgare corrispondente a tale valore di SRT, si utilizza unicamente il volume del bacino aerato e la concentrazione di miscela liquida. Il valore dell'SRT relativo all'intero processo risulta maggiore se si considera anche la miscela liquida e il volume del reattore anossico. In questo caso, la richiesta di ossigeno risulta inferiore rispetto al sistema costituito dal solo bacino aerato, in quanto i nitrati contribuiscono al consumo di una parte del bCOD dell'influente nella pre-denitrificazione.

È opportuno effettuare un bilancio di materia dell'azoto al fine di determinare quanti nitrati vengono prodotti nella zona aerobica e quale deve essere il valore del rapporto di ricircolo interno che assicura la concentrazione desiderata di nitrati nell'effluente. La quantità di nitrati prodotti nella zona aerobica viene calcolata sulla base del valore della portata e della concentrazione di azoto influente, della

quantità di azoto consumata dalla sintesi cellulare e della concentrazione di TKN nell'influente.

I nitrati prodotti sono contenuti nell'intera corrente che lascia la vasca aerobica, la quale comprende il ricircolo interno, il ricircolo dal sedimentatore e l'effluente.

Attraverso il bilancio di materia risulta esprimibile il valore di IR come segue:

$$Q_{NO_x} = NO_e (Q + Q_{IR} + Q_R) \quad (11)$$

da cui si ricava

$$IR = \frac{NO_x}{NO_e} - 1 - R \quad (12)$$

Dalla relazione si osserva come al crescere del valore di NO_x è necessario adottare un valore maggiore del rapporto IR per garantire la stessa concentrazione di nitrati nell'effluente. Al fine di raggiungere una concentrazione di azoto totale (TN) nell'effluente pari a 10 mg/L o anche inferiore, è necessario che la concentrazione di

$N-NO_3^-$ sia pari a 5÷7 mg/L.

I valori tipici del rapporto di ricircolo interno variano da 3 a 4, ma vengono utilizzati anche valori di 2-3, soprattutto nel caso di reflui influenti contenenti concentrazioni modeste di TKN.

➤ *Influenza del ricircolo interno*

Il ricircolo interno ha una finalità esclusivamente legata al conferimento di nitrati e della biomassa in vasca di denitrificazione. Tuttavia il ricircolo interno implica l'apporto in vasca di predenitrificazione di ossigeno disciolto ed una diluizione in ingresso alla vasca stessa della quantità di COD velocemente biodegradabile (rbCOD), poiché le portate di ricircolo sono povere di questo substrato (Vismara et al. 2007)

Questi fattori pregiudicano l'ambiente in cui avviene la denitrificazione, che tende ad allontanarsi dalle condizioni ideali. In tal modo sono favoriti fenomeni secondari, quali il consumo dell'rbCOD da parte di batteri eterotrofi aerobi (non denitrificanti) e la possibile formazione di nitrati in vasca di denitrificazione. Tutto

questo determina una diminuzione della velocità di denitrificazione con il conseguente aumento dei tempi di ritenzione idraulica richiesti.

➤ *Velocità specifica di denitrificazione (SDNR)*

La velocità specifica di denitrificazione (SDNR) rappresenta la velocità con la quale i nitrati sono ridotti nella vasca anossica, normalizzata rispetto alla concentrazione di SSV. I valori di SDNR osservati nei processi con pre-denitrificazione in impianti in piena scala sono risultati variabili da 0.04 a 0.42 g N-NO₃⁻/g SSVd (Burdick et al., 1982; Henze, 1991).

Sulla base di misure sperimentali in impianti pilota e in piena scala sono state sviluppate delle relazioni empiriche che correlano la SDNR con il rapporto F/M, espresso come BOD o come COD, nel caso di pre-denitrificazione (U.S. EPA, 1993). Di seguito viene mostrato un diagramma dove vengono riportati questi risultati.

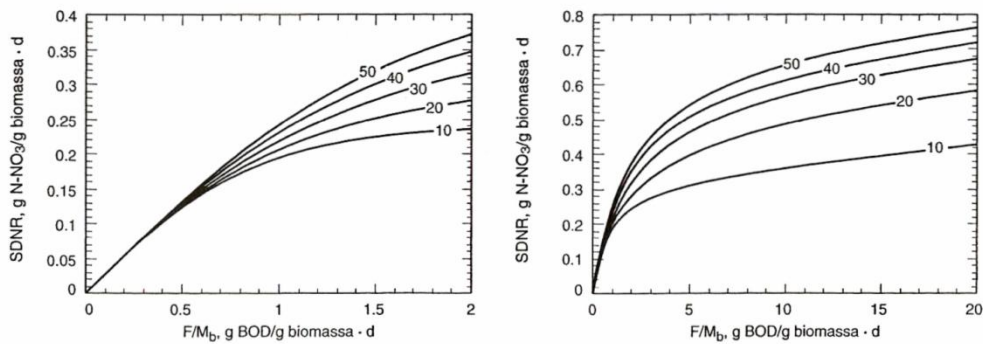


Figura 2.2 – diagrammi SDNR e F/M.

In Figura 2.2 sono mostrati i valori dell'SDNR di progetto calcolati alla temperatura di 20°C. Generalmente tali valori possono essere applicati al fine del dimensionamento nel caso di reflui contenenti frazioni differenti di rbCOD (rbCOD/bCOD), nella stessa figura sono riportati i valori del F/M_b e dell'SDNR_b calcolati sulla base della sola biomassa eterotrofa presente nella miscela liquida.

Il rapporto F/M_b viene definito in funzione del carico di BOD e della concentrazione della biomassa eterotrofa attiva presenti nella vasca anossica, come viene di seguito mostrato:

$$F/M_b = \frac{Q \cdot S_0}{V_{ANOX} \cdot X_{ANOX}} \quad (13)$$

dove:

F/M_b = rapporto F/M riferito al BOD e alla concentrazione di biomassa

V_{ANOX} = volume della vasca anossica

X_{ANOX} = concentrazione di biomassa nella vasca anossica

Dalla relazione si osserva che all'aumentare del rapporto F/M_b , ad esempio in conseguenza di una diminuzione del tempo di residenza idraulica, la concentrazione di rbCOD nella vasca anossica aumenta, determinando valori più elevati delle velocità delle reazioni biologiche e della SDNR. Nell'elaborazione dei grafici della stessa figura sono stati tenuti in considerazione anche gli effetti del rapporto di ricircolo interno proveniente dalla zona aerobica e della temperatura.

La SDNR nel reattore di pre-denitrificazione viene influenzata dal rapporto di ricircolo interno (IR). Tale rapporto è ottenuto dividendo la portata di ricircolo per la portata di reflu influente. Per valori elevati del rapporto IR, la concentrazione di rbCOD nell'influente viene diluita nel reattore anossico principalmente dalla miscela liquida ricircolata dalla vasca aerobica determinando, di conseguenza, velocità di denitrificazione minore.

2.2.2 IMPIANTI SBR

Gli impianti di tipo SBR (Sequencing Batch Reactor) sono dei sistemi di trattamento biologico delle acque, a flusso discontinuo, in grado di assemblare all'interno di un unico reattore le diverse fasi di processo che accomunano tutti gli impianti a fanghi attivi, senza richiedere nessun tipo di ricircolo.

La peculiarità di questo tipo di reattori è, quindi, quella di orientare nel tempo piuttosto che nello spazio la depurazione dei reflui. Le fasi di depurazione, cioè, si svolgono in sequenza temporale anziché spaziale.

La sequenza temporale che contraddistingue i sistemi SBR consente di poter variare di volta in volta la durata dei tempi, a seconda delle reali esigenze di trattamento del reflu. Per fare lo stesso in un impianto tradizionale sarebbe necessario modificare la configurazione geometrica e la proporzione tra i volumi dei singoli comparti.

La discontinuità consente una maggiore flessibilità operativa e un forte controllo sulla selezione batterica, ma d'altro canto richiede una maggiore cura nella fase di

gestione; è ovvio tuttavia che l'inadeguatezza nella progettazione e nella gestione sono i principali fattori che determinano il fallimento di qualsiasi impianto, continuo o discontinuo che sia.

Il maggior pregio dei reattori SBR è quello di poter sfruttare al meglio quello che è invece per i reattori di tipo continuo un problema: la variabilità del carico in ingresso. In fase di avviamento è possibile selezionare una biomassa adattata a diverse condizioni operative, alternando periodi di "carestia" e di "abbondanza"; inoltre in fase di gestione è possibile variare le fasi del ciclo per favorire una risposta più efficiente alle condizioni attuali, in particolare ad un carico inquinante maggiore o minore: è proprio questa alternanza (carestia/abbondanza, anossia/aerobia) che scoraggia l'eccessiva formazione degli organismi filamentosi a beneficio delle comunità batteriche capaci di eseguire nitrificazione, denitrificazione e rimozioni più spinte del fosforo.

Il processo SBR è costituito da una serie di fasi, in una successione cronologica ben definita, ognuna delle quali ha una durata prestabilita e fissata.

In un generico ciclo si verificano le seguenti fasi:

- **Carico (Fill)**

In questa fase, viene immesso il liquame da trattare nel reattore fino al raggiungimento del volume necessario, mediante pompe. Generalmente, la percentuale di influente immesso nel reattore varia dal 30% al 60% del Volume Totale (V_T) della vasca a seconda della qualità e quantità di liquame da trattare. La determinazione del volume residuo dipende fortemente sia dalle strategie di controllo sul carico inquinante (V_{in} maggiore, diluizione maggiore), sia dall'eventuale presenza di pre-denitrificazione (V_{in} maggiore, rimozione dell'azoto più completa).

In questa fase si possono riscontrare tre differenti tipi di riempimento:

Statico: il riempimento avviene senza alcun consumo energetico nel reattore; in tali condizioni si effettua esclusivamente l'accumulo del substrato.

Miscelato: il liquame entra nel reattore in fase di miscelazione, ma in assenza di aerazione forzata minimizzando così l'attività aerobica. Tutto ciò comporta una riduzione della richiesta di ossigeno, e, in presenza di nitrati e sufficiente substrato

carbonioso, consente la denitrificazione; inoltre crea le condizioni necessarie per la rimozione biologica del fosforo.

Aerato: in questo caso invece si è in presenza sia di miscelazione che di aerazione forzata. Questo metodo permette, a volte, simultanee reazioni anossiche e aerobiche, e risulta vantaggioso qualora si presentino elevate concentrazioni di sostanze tossiche.

La durata della fase può essere regolarizzata da un temporizzatore o da misuratori di livello: il tempo di inizio e fine fase sono fissati generalmente in corrispondenza con il termine del riempimento del reattore precedente.

- **Reazione (React)**

E' la fase di rimozione vera e propria in cui avviene la riduzione della concentrazione delle sostanze organiche del liquame. Generalmente, in questa fase, si alternano periodi anossici e aerobici a seconda del tipo di riempimento effettuato, della qualità dell'influente e dai rendimenti voluti. La sua durata dipende dai tassi di crescita dei batteri e dalla durata della fase di riempimento, e di solito è almeno il 50 % del tempo di ciclo.

- **Sedimentazione (Settle)**

Si ha la separazione della biomassa dall'acqua trattata per effetto della gravità. La sedimentazione statica consente la rapida formazione di un compatto strato di fango, in un tempo di almeno 0,5 h, ma il tempo può essere ridotto per reattori meno profondi e in base alle caratteristiche dei fiocchi. In questa fase è necessario evitare qualsiasi fenomeno di turbolenza che potrebbe riportare in sospensione il fango; onde per cui, si evita lo spurgo dei fanghi in eccesso durante questa fase.

- **Scarico (Draw)**

L'acqua trattata viene allontanata dal reattore verso le altre vasche per i trattamenti finali per far posto ad un nuovo carico. Può essere realizzato attraverso un tubo in posizione fissa (in corrispondenza del volume residuo) o da uno

stramazzo mobile (soluzione preferibile in quanto si pesca sempre dalla superficie dell'acqua, minimizzando la fuga dei fiocchi in sospensione). La sua durata può variare dal 5 al 30% della durata del ciclo; anche in questo caso è importante evitare fenomeni di risalita del fango.

- **Riposo (Idle)**

Questa fase è determinata dalla variabilità dell'influente d'ingresso e permette un incremento della flessibilità del sistema. Può essere sfruttata per eseguire lo spurgo dei fanghi, al termine del quale può essere mantenuta una situazione di calma o può cominciare l'agitazione/aerazione, anche in assenza di riempimento.

Lo scarico dei fanghi di supero avviene generalmente dopo la fase di sedimentazione, ma può essere eseguito anche verso la fine della fase di reazione o durante la sedimentazione, con una frequenza settimanale, giornaliera o ad ogni ciclo.

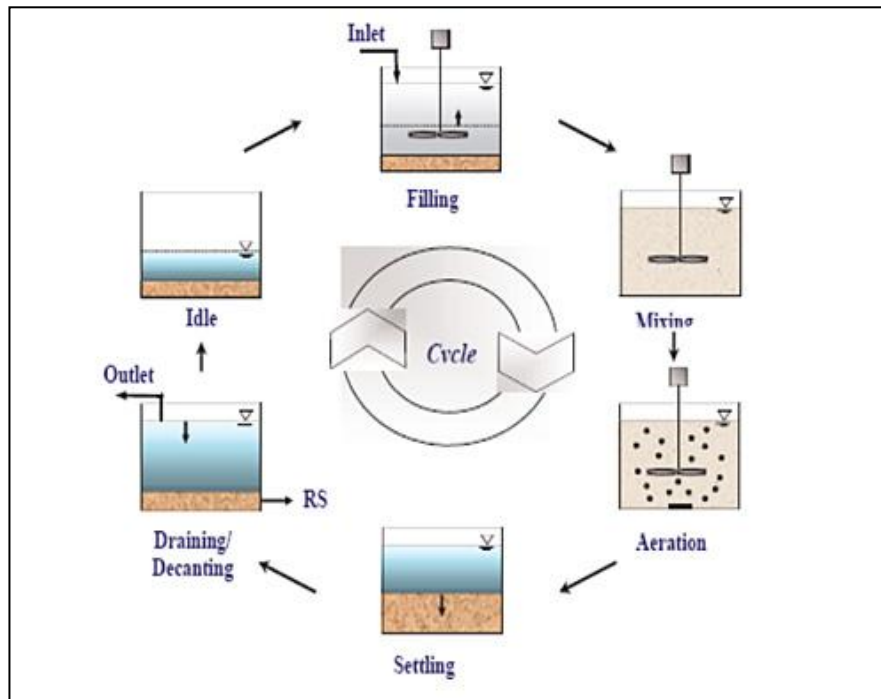


Figura 2.3: Successione delle fasi di depurazione in un reattore SBR

La schematizzazione di *Figura 2.3* fornisce, tuttavia, solo un'indicazione qualitativa della sequenza delle fasi: alcune di esse, infatti, possono essere sovrapposte oppure eliminate. Ad esempio, la fase reazione ha già inizio durante la fase di alimentazione, mentre la fase di attesa può essere assente nel caso in cui sia

presente un bacino di raccolta a monte del reattore o in occasioni particolari in cui si sia verificata la necessità di prolungare la durata di altre fasi.

Inoltre, al termine di ogni ciclo, il reattore non viene mai completamente svuotato: al termine della fase di scarico permane in vasca una miscela di fango e liquame (mixed liquor) che occupa una determinata percentuale del volume totale (V_0).

Il volume di acqua da trattare introdotto nel reattore è uguale a ΔV_f e viene aggiunto al volume V_0 di acqua e fango che è rimasto alla fine del precedente ciclo: alla fine della fase di riempimento il reattore contiene $V_{\max} = V_0 + \Delta V_f$. Una volta che la fase di reazione è terminata e l'energia di miscelazione è stata dissipata, il volume di fango attivo incomincia a coagulare e successivamente a sedimentare. Dopo aver scaricato il fango in eccesso (V_w) e il surnatante già trattato (ΔV_d), il reattore è pronto a ricevere un nuovo volume di influente da depurare (vedi Figura 1.9). Perciò, un processo SBR è principalmente caratterizzato dai seguenti parametri:

t_i	Durata della fase i^{esima}
t_c	Durata totale di un ciclo ($t_c = \sum t_i$)
FTR	Rapporto tra tempo di riempimento e quello totale di un ciclo (t_f / t_c), ove t_f è relativo alla fase di riempimento.
VER	Rapporto di scambio volumetrico $\Delta V_f / V_{\max}$
HRT	Tempo di residenza idraulica (o τ) $HRT = nV_{\max} / Q$, dove n è il numero di vasche, V_{\max} è il volume liquido totale del reattore e Q è la portata volumetrica dell'influente in ingresso all'impianto di trattamento. Valori tipici per il tempo di residenza idraulico sono di 7 – 20 h.

Sono inoltre importanti due parametri chiave tipici degli impianti a fanghi attivi tradizionali quali l'età del fango e il carico del fango. L'età dei fanghi viene calcolata come:

$$\theta_c = \frac{V_{tot} \cdot x}{Q_{Sup} \cdot x_{Sup} + Q_{out} \cdot x_{out}} \quad (14)$$

con x = concentrazione dei fanghi nel reattore a volume pieno V_{tot} .

Qualora lo spurgo sia effettuato in fase di reazione si suppone $X_{out} = 0$ e si ha:

$$\theta_c = \frac{V_{tot}}{Q_{Sup}} \quad (15)$$

2.2.3 IMPIANTI MBR

I reattori biologici a membrana (*Membrane Biological Reactor*, MBR) sono ancora scarsamente diffusi alla scala reale per il trattamento di acque reflue urbane, sebbene nel corso degli ultimi quindici anni siano stati recentemente proposti come innovazione tecnologica praticabile, in quanto risultano essere una combinazione dei processi a fanghi attivi con un sistema di filtrazione a membrana. Per quanto attiene alla ricerca, essa è invece estremamente attiva in questo ambito: numerosi studi vengono effettuati a livello nazionale e internazionale, con l'ausilio di impianti a scala di laboratorio e a scala semi-reale.

In tali impianti, la separazione dell'effluente dalla biomassa non avviene per sedimentazione bensì per filtrazione mediante la membrana stessa. In funzione delle dimensioni nominali dei pori e del peso molecolare delle molecole trattenute, si parla di:

- Micro-filtrazione (MF, diametro dei pori compreso tra 0,10 e 5 μm)
- Ultra-filtrazione (UF, diametro dei pori compreso tra 0,02 e 0,2 μm); in questo caso al diametro dei pori corrisponde un intervallo di pesi molecolari espressi in Dalton (*Molecular Weight Cut-Off*, MWC0), che può variare tra 500 e 100.000 Dalton.

La forza motrice che permette la filtrazione è costituita dal gradiente di pressione applicato alla membrana tra il lato dell'alimento ed il lato del filtrato o permeato. Solitamente il processo di microfiltrazione opera a pressioni non superiori a 0,7÷0,8 bar, mentre il processo di ultrafiltrazione opera a pressioni solitamente comprese tra 1 e 10 bar.

I sistemi a membrana si possono differenziare tra loro anche in base alla geometria della membrana utilizzata e ai materiali impiegati (ad esempio polietilene, polipropilene, polisulfone, ceramica).

Le principali geometrie adottate per le membrane oggi in commercio sono:

- a) Membrane a fibre cave;
- b) Membrane tubolari;

- c) Membrane piane;
- d) Membrane a spirale avvolta.

a) Membrane a fibre cave

Sono membrane a sezione cilindrica aventi diametri dell'ordine di pochi millimetri (0,2÷3 mm) mentre lo spessore della parte filtrante è compreso tra 100 e 400 µm. Il flusso di permeato passa dall'esterno della fibra all'interno grazie ad una differenza di pressione dovuta in parte al battente idrostatico presente sulla membrana ed in parte dall'aspirazione creata all'interno della fibra.

b) Membrane tubolari

Sono costituite da cilindri cavi dal diametro superiore, 5÷10 mm, e con un'alimentazione dalla parte interna verso l'esterno. I moduli aventi questa geometria sono impiegati come unità esterne.

c) Membrane piane

Le membrane piane sono assemblate come dei pannelli affiancati, aventi spaziatura inferiore a 10 mm. I pannelli possono essere posizionati come unità sommerse o esterne. Il permeato viene estratto dai tubi montati nella parte superiore dei pannelli, mentre nella parte inferiore del modulo si trovano due diffusori che forniscono l'aria compressa necessaria per conservare le condizioni di agitazione del fluido che si trova a contatto con le superfici dei pannelli.

d) Membrane a spirale avvolta

Le membrane a spirale avvolta sono composte da una busta formata da fogli di membrana e da particolari reti di spaziatura, il tutto arrotolato su di un tubo plastico forato (tubo permeato). La membrana è mantenuta rigida da una copertura esterna in vetroresina oppure da una rete rigida; sulle testate è trattenuta da particolari dispositivi (ATD) che servono ad impedire la telescopizzazione durante il funzionamento. Le scelte delle caratteristiche chimiche dei materiali, nonché la costruzione meccanica delle membrane, permettono di lavorare anche con fluidi sporchi, ad alto/basso pH e ad alte temperature, fino a 90° C. Il liquido da trattare viene alimentato in pressione da un lato dell'elemento. Per effetto della

componente radiale della pressione, parte del liquido permea attraverso la membrana, mentre il liquido non permeato viene spinto verso l'uscita raccogliendo le particelle troppo grosse per essere filtrate e ripulendo di conseguenza la membrana stessa.

Le membrane a spirale avvolta sono di fatto filtri molto fini di cui si possono evidenziare i seguenti vantaggi:

- Autopulizia: i solidi e i soluti sono eliminati con il concentrato in quanto, sebbene la velocità del flusso sia bassa, si instaura un regime turbolento che produce un'asportazione continua dei solidi dalla superficie della membrana e quindi un'autopulizia della stessa.
- Non si apporta calore: si evitano degradazioni di prodotto e si riducono i costi di esercizio.
- Filtrazioni submicroniche: si possono operare filtrazioni a livello macromolecolare, molecolare e ionico permettendo quindi di effettuare concentrazioni, purificazioni e frazionamenti.

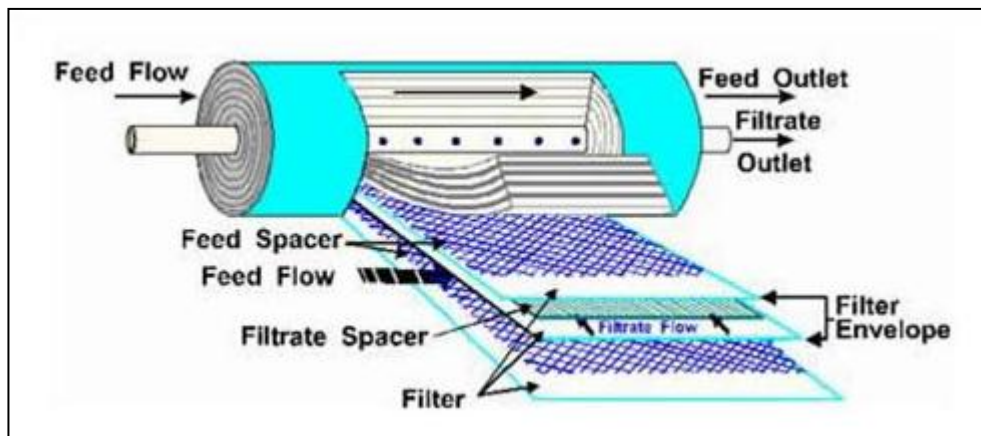


Figura 2.4: Esempio di membrana a spirale avvolta

Tipicamente, per la separazione dei solidi vengono adottate due configurazioni impiantistiche negli MBR:

- bioreattori a membrana sommersa, in cui le membrane sono posizionate all'interno del reattore biologico di ossidazione/nitrificazione;
- bioreattori side stream, in cui le membrane sono alloggiare in una unità separata, esterna al comparto biologico. La configurazione esterna comporta maggiori costi di esercizio, ma permette una più semplice pulizia della membrana, perciò trova applicazione soprattutto in piccola scala.

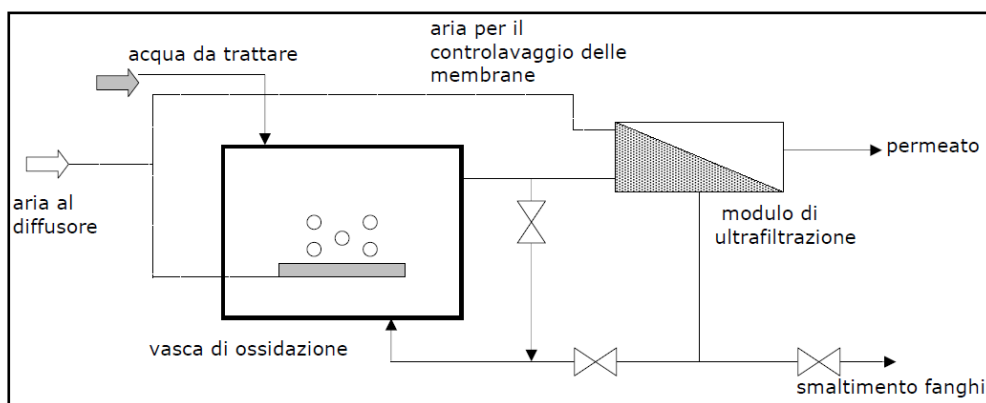


Figura 2.5: esempio di unità di ultrafiltrazione esterna side-stream

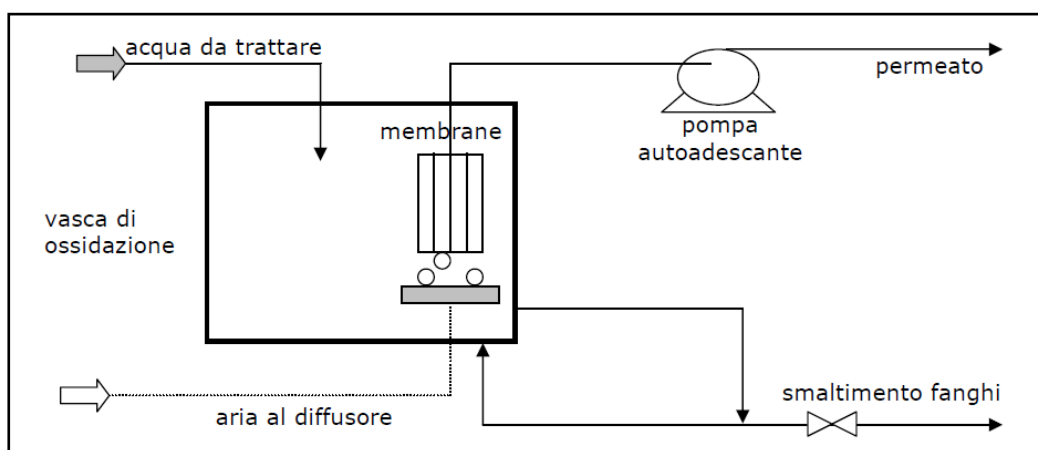


Figura 2.6: esempio di impianto a membrana sommersa

Per ridurre lo sporco delle membrane, che ne diminuirebbe la permeabilità, si cerca di aumentare la turbolenza realizzando un regime di moto del fluido, detto a flusso tangenziale (*cross-flow*), in cui il liquido si muove in modo tangenziale alla superficie filtrante, ostacolando la formazione dello strato di solidi all'interfaccia liquido/membrana. Ciò può essere realizzato pompando il fango attivo (nei sistemi side-stream) oppure insufflando aria (sia nei sistemi sommersi che in quelli side-stream). Inoltre, lo sporco della membrana può essere tenuto sotto controllo operando ciclicamente dei brevi periodi di contro lavaggio (*backwash*, invertendo la direzione del flusso attraverso la membrana) o di pausa (*relaxation*, fermando la pompa di aspirazione). Quando la permeabilità delle fibre diminuisce sensibilmente, si effettua un vero e proprio lavaggio con una soluzione di opportuni composti chimici, la cui composizione dipende dalle caratteristiche del refluo

trattato, dalla composizione del materiale adesso sulla superficie della membrana e dal materiale costituente le membrane.

PARAMETRI DI GESTIONE DI UN MBR

La gestione di un sistema MBR prevede la definizione di precise condizioni operative che rappresentano le condizioni ambientali necessarie per lo sviluppo della biomassa presente all'interno del bioreattore e delle sue capacità degradative. Il comportamento di un processo a membrana viene valutato sia rispetto all'efficienza depurativa ed alla qualità dell'effluente, sia con riferimento al processo di filtrazione, tramite parametri quali il flusso del permeato per unità di superficie filtrante (J) e la pressione di transmembrana (*trans membrane pressure*, TMP, definita come differenza tra la pressione sul lato della membrana a contatto con l'alimento e la pressione sul lato del filtrato). In aggiunta a questi parametri possono essere definite alcune grandezze relative ai processi biologici, quali i carichi di nutrienti e sostanze organiche riferiti all'unità di volume o di biomassa. Inoltre, come già detto, un parametro molto importante per la gestione di un sistema MBR e la valutazione delle condizioni di crescita di una biomassa risulta essere l'età del fango (SRT). In pratica essa rappresenta il tempo medio di ritenzione di una particella fangosa nella vasca di aerazione dalla sua genesi alla sua estrazione nel volume di fango in eccesso. Se il tempo necessario alla moltiplicazione dei batteri di un dato genere è più lungo dell'SRT, questi batteri non hanno alcuna possibilità di moltiplicarsi nelle condizioni operative del sistema.

2.3 SISTEMI DI AERAZIONE

L'ossidazione a fanghi attivi riproduce artificialmente quei processi che possono svilupparsi naturalmente in un corpo idrico in seguito allo sversamento di acque di rifiuto cariche di sostanze organiche.

Nel processo artificiale a fanghi attivi, pur essendo fondamentalmente gli stessi principi depurativi in gioco, si denota una sostanziale diversità di ordine quantitativo rispetto ai fenomeni naturali di depurazione: la concentrazione di sostanze organiche e di microrganismi presenti, infatti, raggiunge valori

particolarmente elevati, dato il volume forzatamente limitato delle vasche utilizzate per l'ossidazione. Ne consegue che, per tenere in vita una così alta concentrazione microbica, occorre rendere disponibile una quantità di ossigeno adeguata e ciò si realizza ricorrendo a sistemi artificiali di aerazione.

I sistemi di aerazione negli impianti a fanghi attivi hanno i seguenti obiettivi:

- Ossigenazione del liquame: la presenza di ossigeno è fondamentale per assicurare la respirazione e lo sviluppo di quei microrganismi aerobi dai quali dipende la trasformazione e l'abbattimento delle sostanze organiche;
- Sospensione dei fiocchi: lo sviluppo della popolazione microbica consente ed agevola l'agglomerazione delle particelle organiche sospese in fiocchi fangosi facilmente sedimentabili. Tali fiocchi, date le loro proprietà fisiche e chimiche (ampia superficie specifica, notevole contenuto di ossigeno) ed essendo, al contempo, sede di un'intensa attività biologica, partecipano direttamente allo sviluppo dei vari stadi attraverso cui si perviene alla depurazione delle acque.

2.3.1 TRASFERIMENTO DELL'OSSIGENO NEL LIQUIDO

L'ossigeno si disperde in una massa liquida attraverso un processo di diffusione molecolare che tende verso una condizione di concentrazione uniforme.

La velocità di diffusione del gas in un liquido dipende dalle loro caratteristiche, dalla temperatura, dalla pressione, dal gradiente di concentrazione e dalla superficie attraverso cui avviene la diffusione. Schematicamente i due gradienti si possono rappresentare come segue:

P_g = concentrazione di ossigeno nella fase gassosa in condizioni di saturazione;

C_s = concentrazione di ossigeno nel liquido in condizione di saturazione;

C_L = concentrazione di ossigeno nell'interno della massa liquida.

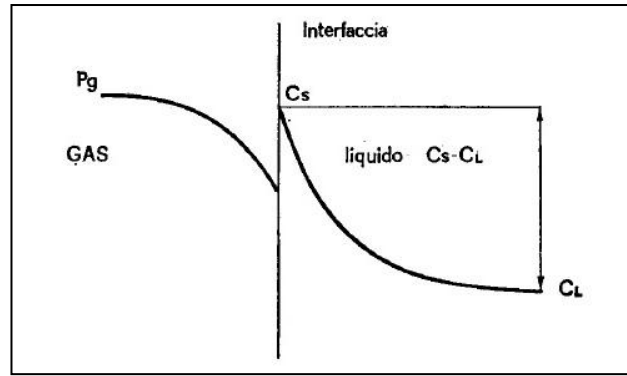


Figura 2.7 - Rappresentazione schematica dei gradienti di concentrazione: interfaccia gas-liquido

Il processo di diffusione si può definire attraverso la legge di Fick:

$$\frac{dm}{dt} = -D_L A \frac{dc}{dv} \quad (16)$$

dove:

$\frac{dm}{dt}$ = variazione nel tempo della massa trasferita attraverso la diffusione;

A= sezione trasversale attraverso cui avviene la diffusione;

$\frac{dc}{dy}$ = gradiente di concentrazione nella direzione perpendicolare alla superficie di separazione;

D_L = coefficiente di diffusione dell'ossigeno nell'acqua.

Il trasferimento avviene attraverso un film esistente all'interfaccia gas-liquido, finché non si stabilisce un equilibrio dinamico in cui la velocità di uscita delle molecole verso l'atmosfera diviene uguale a quella di ritorno delle molecole stesse allo stato liquido.

Si può ammettere che la variazione della concentrazione di ossigeno disciolto lungo tutta la profondità della vasca sia lineare, per cui l'equazione (1) di Fick diventa:

$$\frac{dm}{dt} = \frac{D_L}{y_L} A(C_S - C_L) = K_L A(C_S - C_L) \quad (17)$$

Il coefficiente K_L è un rapporto tra D_L e y_L , dove quest'ultimo rappresenta lo spessore del film sopra menzionato.

Si può riscrivere, poi, la formula (2) riferendosi alla concentrazione unitaria, introducendo il volume V del liquido:

$$\frac{1}{V} \frac{dm}{dt} = \frac{dc}{dt} = K_L \frac{A}{V} (C_S - C_L) \quad (18)$$

Dall'equazione si evince che la percentuale di trasferimento di ossigeno è proporzionale al gradiente di concentrazione, all'area interfacciale e al coefficiente di trasferimento K_L .

Il rapporto A/V non è facilmente determinabile nei sistemi di aerazione artificiale e, a causa di questa difficoltà, di solito viene impiegato un coefficiente globale di trasferimento $K_L A$:

$$\frac{dc}{dt} = K_L A (C_S - C_L) \quad (19)$$

Il coefficiente globale di trasferimento dell'ossigeno $K_L A$ è influenzato dalle seguenti variabili fisico-chimiche del sistema:

- Temperatura: il coefficiente di trasferimento dovuto al film liquido aumenta all'aumentare della temperatura. L'effetto della temperatura sul coefficiente di trasferimento può essere espresso da:

$$K_L A_{(T)} = K_L A_{(20^\circ C)} \theta^{(T-20^\circ C)} \quad (20)$$

- Miscelazione turbolenta: un aumento del grado di miscelazione aumenta il valore del coefficiente globale di trasferimento;

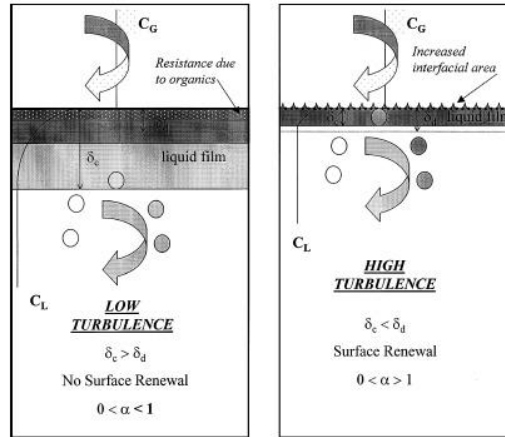


Figura 2.8 – Influenza della turbolenza dovuta al trasferimento di ossigeno sul refluo

- Profondità del liquido: l'effetto della profondità dipende dal sistema di aerazione utilizzato e, per la maggior parte dei diffusori a bolle, la $K_L A$ può essere espressa come:

$$\frac{K_L A(h_1)}{K_L A(h_2)} = \left(\frac{h_1}{h_2} \right)^n \quad (21)$$

dove n è assunto pari a 0,7.

- Caratteristiche del liquame: agenti attivi superficiali ed altre sostanze organiche hanno un effetto notevole sul valore effettivo della $K_L A$ e sul rapporto A/V . Le molecole degli agenti attivi si orientano sulla superficie dell'interfaccia in modo da creare una barriera alla diffusione dell'ossigeno e la loro concentrazione massima ammissibile è correlata alla variazione del valore di tensione superficiale, secondo l'equazione di Gibbs.

Per confrontare la velocità di trasferimento globale in acqua con quella per un refluo, viene introdotto un coefficiente "a" definito come rapporto tra la $K_L A_{\text{liquame}}/K_L A_{\text{acqua}}$. Per quanto detto in precedenza, è lecito attendersi una variazione di a , tendendo al valore unitario durante il processo di biodegradazione, dal momento che le sostanze che influiscono sul suo andamento vengono gradualmente rimosse dal liquame.

Laddove la richiesta di ossigeno da parte della popolazione microbica risulti maggiore rispetto a quella fornita dal sistema di aerazione, è possibile incorrere in un deficit di ossigeno. In realtà, la situazione che si verifica più di frequente negli

impianti, è che il sistema di aerazione produca più ossigeno del necessario ma, poiché l'attività biologica risulta la medesima anche con un eccesso di ossigeno e il trasferimento di ossigeno aumenta al diminuire della concentrazione, appare logico operare con sistemi che ne utilizzino il minor quantitativo possibile, evitando un dispendio energetico inutile ed antieconomico. Questo è l'obiettivo del controllo applicato ai sistemi di aerazione.

2.3.2 DISPOSITIVI DI AERAZIONE

L'aerazione artificiale consiste nell'impiego di sistemi che immettono ossigeno nel liquame defluente attraverso la vasca di ossidazione, al fine di consentire lo svolgimento del processo di depurazione. Inoltre, affinché il volume di ossigeno possa interessare tutto l'insieme fango attivo/liquame, il miscuglio deve essere tenuto continuamente in agitazione e questo duplice scopo si può ottenere con tecniche operative diverse. I dispositivi solitamente utilizzati per l'aerazione dei liquami negli impianti di trattamento dei reflui sono:

- a) Aerazione meccanica superficiale;
- b) Sistemi a diffusione;
- c) Sistemi ibridi.

a) AERAZIONE MECCANICA SUPERFICIALE

Nell'aerazione meccanica il trasferimento di ossigeno è ottenuto mediante la generazione di un'elevata turbolenza superficiale e di uno spray liquido, in modo da aumentare quanto più possibile la superficie di contatto liquame-fango attivo-aria.

La velocità di ossigenazione degli aeratori meccanici è regolata dalla legge di Fick:

$$\frac{dC}{dt} = K_L a (C_{ST} - C_L) \quad (22)$$

dove:

dC/dt = velocità di ossigenazione come variazione di concentrazione di ossigeno disciolto nel tempo;

K_{La} = coefficiente globale di trasferimento;

C_{ST} = concentrazione di ossigeno di sciolto alla saturazione a temperatura T;

C_L = concentrazione di ossigeno disciolto residuo nel liquame.

Siccome le caratteristiche degli aeratori superficiali sono riferite a condizioni standard di acqua pulita, per tenere conto delle reali condizioni operative è necessario introdurre alcuni coefficienti, per cui:

$$O_{2op} = \alpha \cdot K_L a_{20} \cdot 1,024^{(T-20)} \left[\left(\frac{P}{760} \beta C_{ST} \right) - C_L \right] \cdot V \quad (23)$$

dove:

O_{2op} = capacità di ossigenazione delle macchine in condizioni operative [kg O_2 /ora];

α = rapporto tra coefficiente di diffusione acqua/fango attivo a K_{La} ;

β = rapporto tra concentrazione di ossigeno disciolto in acqua alla saturazione e nel liquame $C_S/C_{Sw}=0,95$;

P = pressione atmosferica [Pa];

E = altitudine [km];

T = temperatura del fango attivo [°C];

V = volume della vasca di aerazione [m^3].

Di tutti i coefficienti, il fattore α può valere da 0,5 a 2,0 mentre per liquami domestici vale generalmente 0,8 per l'aerazione superficiale e 0,9 per l'aerazione a bolle fini.

Poiché le apparecchiature sono caratterizzate da una certa resa di ossigenazione/energia elettrica consumata (kg O_2 fornito in condizioni standard/kWh consumati) i valori che si ottengono in condizioni operative sono dati da:

$$\frac{O_{2op}}{kWh} = \delta \frac{O_{2st}}{kWh} \quad (24)$$

Una forma analoga si può utilizzare quando si dispone della capacità oraria di ossigenazione di un modello di aeratore:

$$\frac{O_{2op}}{ora} = \delta \frac{O_{2st}}{ora} \quad (25)$$

Tipicamente, per l'aerazione meccanica superficiale si possono utilizzare due diversi sistemi, classificare sulla base del tipo di girante utilizzata:

- **Turbine ad asse verticale**

Le turbine utilizzate nei sistemi di aerazione meccanica superficiale si possono classificare come:

- Turbine galleggianti;
- Turbine fisse;

oppure in base alla velocità di rotazione della girante come:

- Turbine a bassa velocità;
- Turbine ad alta velocità.

- **Turbine ad asse orizzontale (Rotospazzole**

Turbine a bassa velocità

Queste turbine sono ad asse verticale baricentrico e sono costituite da un piatto circolare munito di pale radiali posizionato in prossimità della superficie del liquido.

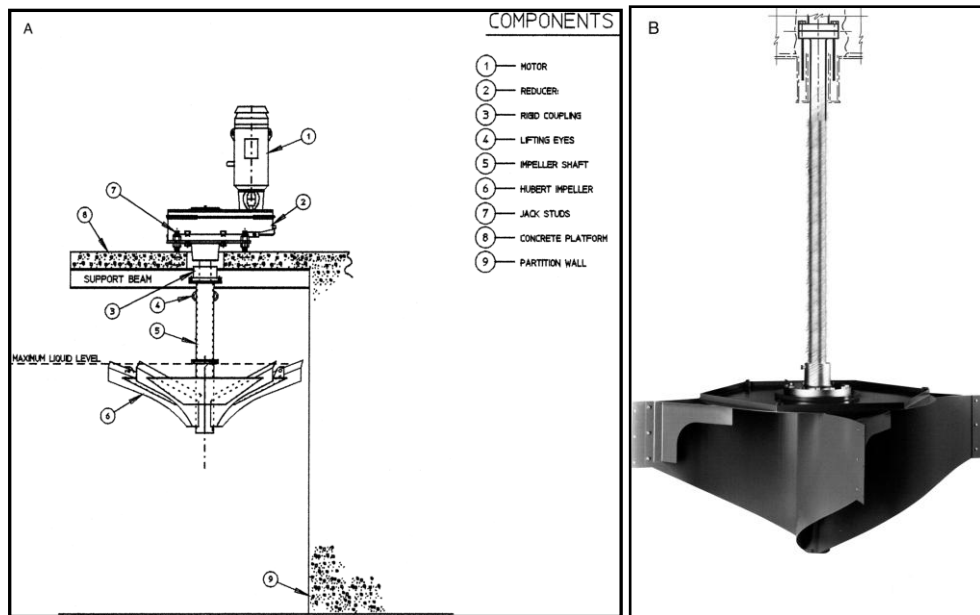


Figura 2.9- Aeratore superficiale a bassa velocità

Il trasferimento di ossigeno nella massa liquida è dovuto a due fenomeni che si evidenziano quando l'aeratore è posto in funzione: in primo luogo si crea un risalto idraulico lungo il perimetro del disco, la cui forte turbolenza provoca l'inglobamento di aria. Successivamente, il movimento di ogni singola pala crea, a ridosso di se stessa, una zona di depressione che immediatamente richiama altra aria. L'acqua, spinta dalla pala successiva, trasforma tale aria in piccolissime bollicine aumentando, così, la superficie di contatto aria-liquido. Questo sistema consente, quindi, la diffusione dell'ossigeno in tutto il volume del liquido, esercitando anche un'azione di rimescolamento globale.

L'efficienza del sistema è influenzata da diversi fattori, tra cui i più importanti sono:

- **Sommergenza:** quando la sommergenza è notevole si forma un vortice sul piatto della turbina, la potenza richiesta è cospicua e la quantità di ossigeno trasferita è modesta. Al diminuire della sommergenza, il piatto della turbina si va liberando dal liquido sovrastante, si riduce la potenza richiesta, mentre aumenta l'ossigeno trasferito (come mostrato in figura)

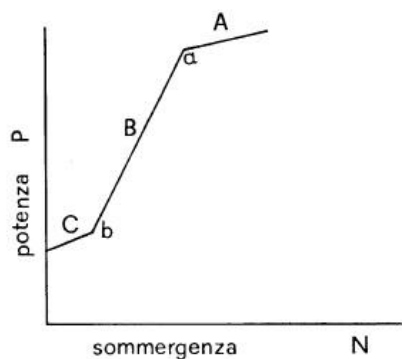


Figura 2.10- Potenza impiegata in funzione della profondità di immersione dell'aeratore

- Geometria della vasca: a parità di numero di giri, la quantità di ossigeno trasferita per ogni ora è maggiore per vasche a volume minore. Questo è giustificato dal fatto che, quando il volume di liquido è posto in circolazione, la perdita per attrito è più piccola nella vasca a volume minore. Nella vasca di dimensioni maggiori, invece, essendo aumentato il contorno bagnato e, quindi, le perdite per attrito, l'aeratore deve fornire una maggiore quantità di energia riducendo, così, la capacità di aerazione.

Turbine ad alta velocità

Con questo sistema il liquame viene spruzzato nell'aria a mezzo di una turbina ad asse verticale, le cui pale emergono dal pelo dell'acqua. La turbina è montata alla sommità di un cilindro metallico, anch'esso verticale e la cui base si allarga a tronco di cono. La turbina, ruotando, spruzza il liquame intorno provocando, nello stesso tempo, un moto ascendente nell'interno del cilindro centrale: ne consegue che il liquame viene richiamato continuamente verso il basso dal comparto della vasca esterno al cilindro.

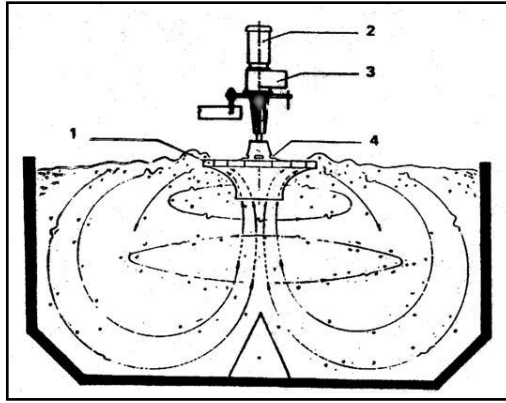


Figura 2.11- Vasca a fanghi attivi con agitazione meccanica ad alta velocità

Poiché ogni singola turbina può svolgere la sua funzione in un ambito limitato, quando le portate superano i valori corrispondenti al modulo unitario, si provvede ad installare un numero crescente di unità, sistemate al centro di comparti a celle quadrate secondo cui si suddivide la struttura della vasca principale.

La quantità di ossigeno che può essere trasferita al liquame con questo tipo di turbine è funzione di alcuni parametri, quali:

- Velocità della turbina: per una data turbina, aumentando la velocità di rotazione, l'ossigeno trasferito nell'unità di tempo per unità di potenza, aumenta raggiungendo un massimo per poi diminuire;
- Diametro della turbina: assegnata la velocità di rotazione e l'altezza emergente delle pale, l'ossigeno trasferito aumenta all'aumentare del diametro della turbina;
- Altezza emergente delle pale rispetto al pelo libero.

Turbine ad asse orizzontale

Le turbine ad asse orizzontale sono note anche con il nome di “rotospazzole” o di “sistema Kessner a spazzole rotanti”. Le spazzole rotanti sono costituite da un albero sul quale sono connessi radialmente vari pettini, circa una dozzina, i cui denti possono presentare diverse sagome (rettangolari, angolari, piatti, ecc.). Il grado di immersione dei denti delle spazzole varia da un terzo ad un quarto del diametro della spazzola e la velocità di rotazione è in genere compresa tra 80 e i 150 giri/min.

La capacità di trasferimento dell'ossigeno di una aeratore a spazzole è influenzata dai seguenti fattori:

- Tipo di spazzola impiegata;
- Numero di giri del motore;
- Grado di immersione dei denti delle spazzole.

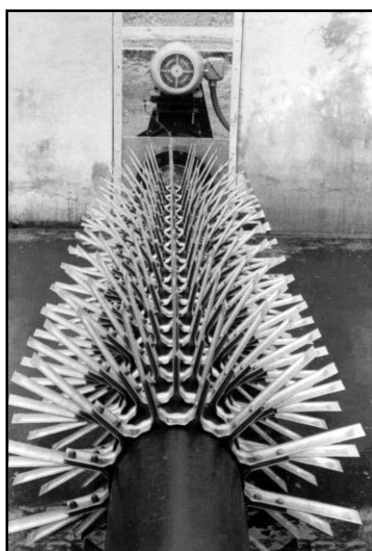


Figura 2.12- Turbina ad asse orizzontale

Nel complesso, i sistemi ad aerazione meccanica superficiale presentano il vantaggio della semplicità di installazione e manutenzione (poiché difficilmente presentano intasamenti), unite a rese elevate in termini di trasferimento di ossigeno al liquame ($1,2 \div 1,7 \text{ kg O}_2/\text{kWh}$). D'altro canto, però, presentano anche notevoli aspetti negativi, primo fra tutti la difficoltà di regolazione dell'ossigeno trasferito al liquido. Va poi considerata la vulnerabilità dovuta agli agenti atmosferici (specie il ghiaccio nella stagione invernale) e, in particolare per quanto riguarda le rotospazzole, la possibile rottura dei fiocchi di fanghi attivi. Inoltre, è rilevante l'impatto ambientale di tale sistemi poiché sono totalmente a vista e, nel caso delle turbine ad alta velocità, il liquame viene spruzzato in aria e provocano rumore.

b) SISTEMI A DIFFUSIONE

I sistemi di aerazione a diffusione sono definiti come iniezioni di aria (o aria arricchita in ossigeno) in pressione, al di sotto della superficie liquida. L'aria è immessa da uno o più compressori ed è dispersa da opportuni diffusori all'interno della massa liquida sotto forma di minute bollicine d'aria, attraverso cui avviene il passaggio dell'ossigeno. Generalmente i sistemi di aerazione a diffusione sono classificati sulla base della dimensione delle bolle e la suddivisione in funzione del diametro prevede:

- Bolle fini → \varnothing medio < 3 mm
- Bolle medie → \varnothing medio \approx 3÷6 mm
- Bolle grosse → \varnothing medio > 6 mm

In realtà la classificazione può essere fatta anche sulla base delle caratteristiche fisiche del diffusore come:

- Diffusore in materiale poroso;
- Diffusore in materiale non poroso.

La quantità di ossigeno da fornire al sistema viene così calcolata:

$$A = \Delta O_2 \cdot \frac{1}{0,280 \cdot \eta \cdot \alpha} \cdot \frac{C_s}{\beta C_{ST} - C_L} \cdot \frac{1}{1,024^{(T-20)}} \quad (26)$$

dove:

A = aria da fornire al sistema riferita alle condizioni standard [m³/ora];

ΔO_2 = quantità teorica di ossigeno richiesta dal sistema biologico [kg O₂/ora];

η = rendimento di dissoluzione in acqua pulita dell'ossigeno disciolto tramite bolle, alla profondità di progetto;

C_{ST} = concentrazione di ossigeno disciolto alla saturazione a temperatura T;

C_L = concentrazione di ossigeno disciolto residuo nel liquame;

C_s = concentrazione di ossigeno disciolto alla saturazione in acqua pulita a T standard (20°C);

T = temperatura del liquame [°C];

$\beta = 0,95$.

Il rendimento di dissoluzione dell'ossigeno disciolto η è una caratteristica del sistema di generazione delle bolle ed è sostanzialmente funzione della dimensione di esse, per cui si può fornire la seguente serie di valori indicativi:

Dimensioni della bolla d'aria	Rendimento di dissoluzione dell'O ₂ (%)	Apporto di ossigeno (gO ₂ /Nm ³ .m)	Potenza richiesta (Wh/m ³ .m)
Bolle fini	11-14	12	5,5-6
Bolle medie	6-7	7	5-5,5
Bolle grosse	4-5,5	6	5-5,5

Tabella 2.1: Rendimento di dissoluzione dell'ossigeno atmosferico in acqua pulita

Le ditte fornitrici dei diffusori forniscono generalmente le caratteristiche di ossigenazione in termini di kgO₂ apportato/ora per ogni profondità di insufflazione, portata d'aria e temperatura di riferimento in acqua pulita. Il numero di unità di ossigenazione si ottiene dividendo l'ossigeno totale richiesto per la capacità di ossigenazione in condizioni operative di ciascuna unità a quella profondità e portata di aria indicata.

L'efficienza del trasferimento di ossigeno dipende da molti fattori:

- Tipo, dimensione e forma del diffusore;
- Portata d'aria;
- Profondità di immersione;
- Geometria della vasca e posizione del diffusore;
- Caratteristiche delle acque reflue.

Tanto più piccolo è il diametro delle bolle, tanto più elevata è la superficie di contatto liquido/gas avendo, quindi, un migliore trasferimento di ossigeno. Analogamente, tanto più piccolo è il diametro, tanto più bassa è la velocità di risalita e tanto più lungo risulta il tempo di contatto bolla-liquame, fenomeno che in questo caso migliora il trasferimento di ossigeno. I massimi rendimenti sono realizzabili con i sistemi a "bolle fini" più adatti a grandi impianti, poiché vasche profonde e bolle piccole permettono di mantenere un tempo di contatto più lungo

tra miscela aerata e gas di contro, però, i sistemi a bolle fini richiedono una maggiore energia di compressione.

Diffusori in materiale poroso

I supporti porosi attualmente utilizzati nei sistemi di aerazione possono essere suddivisi in tre categorie generali: ceramica, materie plastiche e membrane perforate. Per quanto riguarda i diffusori in materiale plastico, questi sono generalmente costituiti da polimeri termoplastici come polietilene, polipropilene, ecc..., ma i due più utilizzati sono il polietilene ad alta densità (HDPE) e lo stirene-acrilonitrile (SAN). I diffusori a membrana, invece, differiscono dai due precedenti tipi di supporto in quanto non sono costituite da passaggi interconnessi per la diffusione del gas, ma presentano piccoli orifizi preselezionati che consentono il passaggio dell'aria.

➤ **Diffusori a piatto**

I piatti, generalmente costituiti in materiale ceramico, hanno solitamente un'area di 30 m² e uno spessore variabile tra i 25 e i 38 mm. Il montaggio si conclude fissando o cementando i piatti sul fondo della vasca.

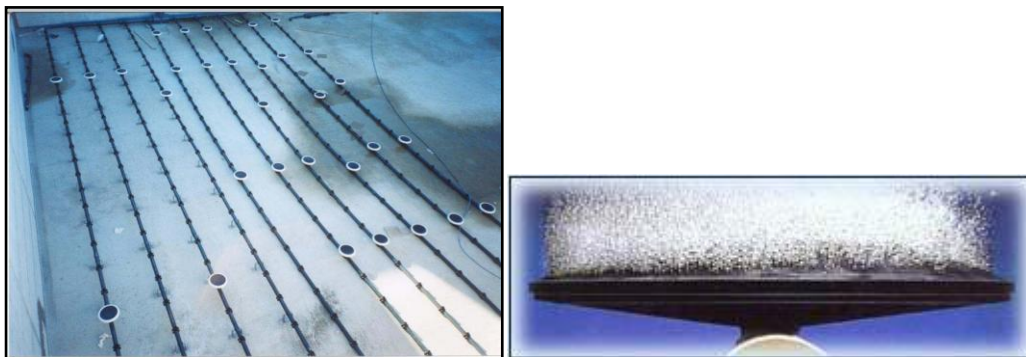


Figura 2.13- *Diffusori a piatto: a sinistra, diffusori installati in vasca; a destra, dettaglio di un diffusore a piatto*

➤ **Diffusori tubolari**

Questi diffusori, se composti da un'anima in polipropilene e dalla membrana micro fessurata in EPDM (etilene-propilene-diene monomero), fanno parte della tecnologia a bolle fini, per cui la capacità di trasferimento dell'ossigeno è elevata. L'aria viene convogliata alla membrana grazie alla particolare disposizione dei fori sull'anima interna, che permette la più omogenea formazione delle bolle. Per quanto riguarda le dimensioni, possono raggiungere i 2 metri di lunghezza con diametri compresi tra i 6,4 e i 9,4 cm.

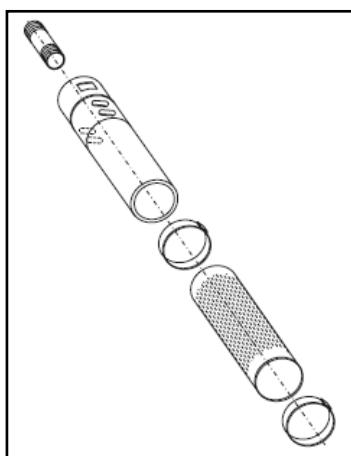


Figura 2.14- Esempio di diffusore tubolare

Diffusori in materiale non poroso

I supporti non porosi per diffusori producono bolle grosse con una conseguente diminuzione dell'efficienza di ossigenazione, se confrontati con le prestazioni dei supporti porosi. Questi sistemi, però, presentano il vantaggio di avere costi minori e di necessitare di una manutenzione meno impegnativa, come la non esigenza di filtratura preventiva dell'aria insufflata, con la conseguente diminuzione dei costi energetici.

Un esempio di questa tipologia di supporti sono i diffusori tubolari in acciaio, composti da un corpo in acciaio inossidabile dotato di fori e chiuso alle estremità da due piastrine dello stesso materiale.

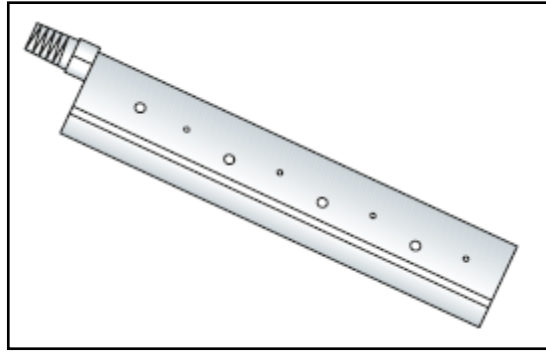


Figura 2.15- Diffusore a bolle grosse

Nel complesso, quindi, i sistemi di aerazione a diffusione consentono un migliore controllo del trasferimento di ossigeno rispetto ai sistemi di aerazione superficiali, aumentando quindi i rendimenti di ossigenazione; inoltre, hanno un minore impatto sulla rottura dei fiocchi di fanghi attivi. Di contro, questi sistemi hanno presentano una maggiore difficoltà di installazione, in cui è necessario il rispetto di tutte le spaziature tra diffusori e diffusori e pareti. Inoltre, come detto precedentemente, alcune tipologie necessitano di una periodica manutenzione per evitare l'intasamento dei diffusori.

c) SISTEMI IBRIDI

I sistemi ibridi combinano l'aerazione meccanica con quella per diffusione; quelli più utilizzati sono il sistema combinato pompa sommersa-eiettore (jet aeration) e il sistema combinato miscelatore-diffusore.

Jet aeration

Questo sistema combina il pompaggio di liquido con la diffusione di un gas, che può essere aria oppure ossigeno puro. Il sistema di pompaggio ricircola il liquido all'interno del bacino di aerazione, espellendolo con l'aria compressa attraverso un ugello (tubo di Venturi). La pompa aspira aria attraverso un tubo e la inietta al di sotto della superficie liquida in cui, a causa sia dell'alta velocità che del moto vorticoso, genera una turbolenza che diffonde le bolle d'aria.

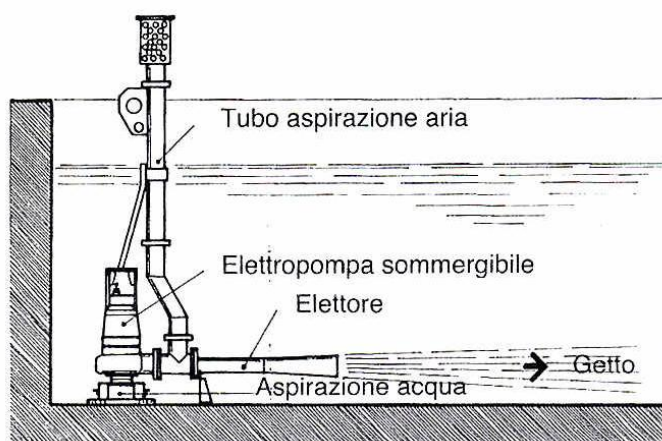


Figura 2.16- Insufflazione di gas: la jet-aeration

Complessivamente, per i diversi sistemi di aerazione è possibile dare una valutazione della resa di ossigenazione in funzione dell'energia consumata; la Tabella 2.3 riporta una stima di tali valori:

TIPO DI AERAZIONE	RESA DI OSSIGENAZIONE (kgO ₂ /kWh)	
	Condizioni standard	Condizioni operative medie
Bolle fini	1,7-2,2	1,2-1,5
Bolle medie	1,1-1,4	0,8-1,1
Bolle grosse	0,9-1,2	0,7-1,1
Rotospazzole	1,8-1,9	1,4-1,6
Turbine ad asse verticale	1,5-2,0	1,2-1,7

Tabella 2.2 – Resa indicativa di ossigenazione per kWh dei diversi sistemi di aerazione in condizioni standard e operative.

CAPITOLO 3

IL CONTROLLO DEGLI IMPIANTI DI DEPURAZIONE

3.1 INTRODUZIONE

La conduzione dei moderni impianti di depurazione, in particolare di quelli operanti con processi biologici, non può oggi prescindere dal contributo che può fornire la tecnologia dell'automazione nell'assicurare gli standard richiesti di efficienza ed affidabilità. La Direttiva Acque della comunità Europea (60/2000 CE) recepita dal recente Testo Unico in materia ambientale (D.Lgs. 152/06) pone ampi ed ambiziosi obiettivi riguardanti la tutela delle acque, attraverso misure specifiche per la graduale riduzione degli scarichi.

Un impianto di depurazione opportunamente strumentato mette a disposizione dei gestori i dati con i quali è possibile descrivere in tempo reale lo stato e la dinamica dei processi biologici in corso. Queste informazioni, debitamente processate ed interpretate, possono diventare la base per valutare diversi criteri per l'identificazione degli eventi, la diagnosi delle condizioni operative e il supporto alle decisioni, componenti che concorrono a stabilire le politiche di gestione finalizzate ad ottimizzare la resa depurativa minimizzando al contempo i costi energetici e di gestione in genere.

Il controllo del funzionamento di un impianto di depurazione, si rende quindi necessario sia per garantire la qualità dell'effluente e il rispetto dei limiti di legge,

sia per contenere i consumi e le spese di gestione; soprattutto quest'ultimo aspetto sta assumendo un'importanza sempre maggiore a causa dei crescenti costi dell'energia.

In particolare, poiché il cuore del processo depurativo è rappresentato dalla fase di nitrificazione, attraverso la quale si ottiene l'ossidazione dell'ammoniaca a nitrati, risulta evidente la necessità di mantenere una corretta concentrazione di ossigeno in vasca. In quest'ottica, il controllo dei sistemi di aerazione e dell'ossigeno disciolto (DO) risulta essere una parte molto importante del controllo e dell'automazione degli impianti di depurazione.

3.2 LA SCELTA DEI PARAMETRI DI CONTROLLO

Sono definiti *parametri di controllo* quei parametri di natura chimica, fisica o biologica che devono essere mantenuti a valori prestabiliti allo scopo di assicurare un dato livello di efficienza depurativa, sono invece detti *manipolati* quei parametri che possono essere regolati in maniera diretta per il controllo di processo.

La scelta dei parametri da utilizzare per il controllo è un'operazione fondamentale: requisito primario di un parametro di controllo ottimale è quello di fornire in tempi brevi chiare indicazioni non solo sullo stato attuale, ma anche sull'evolversi dei fenomeni di depurazione in modo da mettere il gestore nelle condizioni di intervenire per una corretta gestione del processo con buoni rendimenti di rimozione. In un impianto di depurazione possono essere individuati i seguenti parametri di manipolazione:

- Portata influente
- Portata di ricircolo dei fanghi
- Portata di spurgo dei fanghi
- Portata di ricircolo della miscela areata
- Portata di ossigeno
- Numero di giri al minuto del mixer

Possono essere, invece, considerati parametri di controllo:

- la concentrazione di ossigeno disciolto (D.O.)

- la concentrazione dei SSV nelle vasche
- la concentrazione dei SSV nel ricircolo del sedimentatore
- le caratteristiche dei substrati nell' influente (COD, TKN, NH_4^+ , NO_3^- , PO_4^{3-})
- le caratteristiche dei substrati nelle vasche (COD, TKN, NH_4^+ , NO_3^- , NO_2^{2-} , PO_4^{3-}).

La misurazione diretta dei substrati presenti in vasca è facilmente praticabile, tuttavia tale misurazione non risulta adeguata per il controllo in tempo reale, dal momento che le analisi di laboratorio richiedono tempi lunghi e lavoro di personale competente.

La determinazione on-line delle concentrazioni dei componenti del refluo (COD, TKN, NH_4^+ , NO_3^- , PO_4^{3-}) non è realizzabile nella pratica a causa di impedimenti tecnologici: infatti, è impossibile reperire sul mercato dei sensori che siano al contempo affidabili, economici e di semplice utilizzo.

Numerosi ricercatori hanno studiato la possibilità di utilizzare i segnali di pH, ORP e DO come indicatori dell'andamento dei processi biologici, in quanto essi risultano correlati in modo noto ai processi biochimici in atto nel reattore, inoltre possono fornire indirettamente informazioni sulla concentrazione di COD, TKN, NH_4^+ , NO_3^- , PO_4^{3-} , presenti nel processo di depurazione. Un ulteriore vantaggio è dato dal fatto che questi parametri risultano accessibili in tempo reale, tramite rilevazione in continuo, con caratteristiche di affidabilità, semplicità ed economicità.

– **Ossigeno Disciolto (DO)**

L'ossigeno disciolto è un parametro chiave per il buon funzionamento dell'impianto biologico. Ovviamente la presenza di ossigeno è fondamentale per il buon svolgimento di qualsiasi processo aerobico. Il monitoraggio frequente del valore di DO in vasca consente all'operatore di rilevare differenze sostanziali nella richiesta biologica di ossigeno: ad un aumento del carico in ingresso corrisponde un maggior consumo di ossigeno, al contrario ad una consistente diminuzione del carico o alla presenza di sostanze tossiche corrisponde un calo del consumo di ossigeno.

La concentrazione di ossigeno disciolto nel refluo è il risultato dello scambio di massa fra due fasi diverse: l'aria e il refluo e lo scambio di massa può essere rappresentato da:

$$r_a = K_L a (DO_{sat} - DO)$$

dove:

r_a = velocità di trasferimento dell'ossigeno

K_L = coefficiente di trasferimento di massa per unità di superficie

a = superficie di scambio aria/acqua

$(DO_{sat} - DO)$ = differenza di concentrazione di ossigeno disciolto.

Mediante la misura dell'ossigeno disciolto si tiene conto del consumo di ossigeno da parte del sistema biologico (è da precisare comunque che la misura del DO viene effettuata rispetto al mezzo liquido, mentre sicuramente è diversa la situazione all'interno del fiocco di fango). In un fango attivo il consumo di ossigeno si sviluppa attraverso due fasi principali:

- *respirazione endogena*, che rappresenta il consumo di ossigeno per la respirazione dei fanghi attivi, ovvero l'energia richiesta per mantenere le funzioni delle cellule;
- *respirazione esogena*, che rappresenta il consumo di ossigeno da parte dei microrganismi per la degradazione dei substrati presenti nel liquame alimentato; In particolare si distinguono:
 - (a) substrati velocemente biodegradabili, associati ad un'elevata velocità di consumo dell'ossigeno;
 - (b) substrati lentamente biodegradabili, che presentano una velocità di consumo dell'ossigeno inferiore a quella precedente, ma comunque superiore a quella endogena.

In condizioni endogene la respirazione del fango comporta un continuo utilizzo dell'ossigeno ad una velocità pressoché costante e di modesta entità. La velocità di consumo dell'ossigeno durante i processi di degradazione del substrato e di sintesi cellulare è molto più alta rispetto a quella riguardante la respirazione. Con il diminuire del substrato, la velocità di consumo dell'ossigeno diminuisce progressivamente, fino a raggiungere il valore della velocità endogena alla

scomparsa del substrato stesso.

La concentrazione di DO deve essere sufficientemente alta in modo da non diventare un fattore limitante per la crescita dei batteri eterotrofi ed autotrofi; allo stesso tempo bisogna tener conto del fatto che l'aerazione rappresenta uno dei maggiori costi operativi (Olsson e Newell, 1999).

– **Potenziale di Ossido-Riduzione (ORP)**

In molte reazioni chimiche, gli elettroni vengono trasferiti da una sostanza ad un'altra. Per definizione, una sostanza acquista elettroni in una reazione di riduzione e perde elettroni in una reazione di ossidazione. Le reazioni di ossidazione e riduzione avvengono insieme. Gli elettroni rilasciati dalla sostanza ossidata sono acquistati dalla sostanza che con quegli elettroni verrà ridotta, fino al raggiungimento di una condizione di equilibrio. Ciascuna reazione di ossido-riduzione (reazione redox) può essere divisa nelle due semi-reazioni che la compongono: una di ossidazione, in cui l'elemento cede elettroni, e l'altra di riduzione, in cui l'altro elemento acquista elettroni.

Una cella elettrochimica è progettata per utilizzare lo scambio di elettroni originati da una reazione redox come fonte di energia elettrica. La cella è costituita da due semicelle connesse elettricamente fra loro da un ponte salino: in una semicella avviene la reazione di riduzione, nell'altra quella di ossidazione. Quanto più è elevato il valore della differenza di potenziale che si crea fra le celle, tanto più è efficiente il trasferimento di elettroni.

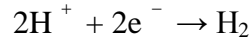
La differenza di potenziale misurata a circuito aperto è definita come forza elettromotrice (f.e.m.) e si misura in Volt. La misura della forza elettromotrice per un sistema non ha alcuna specificità; essa, infatti, non indica né la presenza né l'assenza di un particolare tipo di ione. Tale misurazione indica la percentuale di attività delle specie ossidanti presenti in rapporto alle specie riducenti presenti.

Ogni semi-cella ha una certa tendenza a ridursi rispetto all'altra; tale tendenza è chiamata *Potenziale di riduzione elettrochimico* di una cella, solitamente indicato con E misurato in Volt.

Dal momento che risulta impossibile misurare il valore assoluto del potenziale di ogni singolo elettrodo, ma solo una differenza di potenziale, si è scelto l'elettrodo a idrogeno come elettrodo di riferimento, e tutti i potenziali di ossido-riduzione

vengono definiti relativamente a questo standard.

La reazione dell'elettrodo risulta:



Alla semi-cella dell'idrogeno è assegnato un potenziale di 0 V quando l'attività dell'idrogeno è 1M (concentrazione di 1 mole/L), e la pressione parziale dell'idrogeno è 1 atm.

Misurando il potenziale di riduzione di una semi-cella qualunque, contenente un elettrodo di platino, con quella di riferimento, si ricava il *Potenziale di riduzione*, indicato con Eh; nel caso in cui tutte le specie compaiano nel loro stato standard si ha il *Potenziale di riduzione standard*, indicato con Eh^0 .

In base a quest'ultimo, si può definire anche il *Potenziale di ossidazione standard*, che per ciascuna specie risulta uguale all'opposto di Eh^0 .

Valori positivi di Eh o Eh^0 indicano una tendenza a ridursi dello ione considerato maggiore di quella dello ione H; viceversa, valori negativi indicano una minore tendenza alla riduzione.

Il *Potenziale di Ossido-Riduzione* (ORP) è definito come la differenza fra il potenziale standard di ossidazione e quello di riduzione.

E' possibile esprimere l'ORP attraverso l'equazione di Nerst:

$$E = E^0 + \frac{RT}{nF} \ln \frac{[\text{Ox}]}{[\text{Red}]}$$

dove:

E = differenza di potenziale tra l' elettrodo di misura e quello di riferimento

E^0 = differenza di potenziale caratteristica del sistema

T = temperatura assoluta

n = numero di elettroni messi in gioco durante l'equilibrio ionico

F = costante di Faraday

R = costante dei gas perfetti

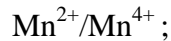
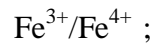
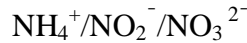
Ox = attività della specie ossidata

Red = attività della specie ridotta

La tensione all'elettrodo di misura viene espressa rispetto ad un elettrodo di riferimento il cui potenziale è costante. L'ORP, quindi, è caratteristico di quelle reazioni che includono sia ossidazione che riduzione e varia in funzione di

potenziale standard, concentrazione ionica relativa, temperatura, numero di elettroni trasferiti.

Nei processi a fanghi attivi le coppie di ossidoriduzione sono numerose:



A queste si aggiungono forme ossidate o ridotte generate dall'attività biologica. Inoltre è stato osservato che il range in cui è collocato il potenziale Redox fornisce una tendenza sullo stato di ossido-riduzione del sistema, ossia la sua misura nel campo degli impianti di depurazione indica la prevalenza delle forme ossidate su quelle ridotte o viceversa (Koch *et al.*, 1985; Héduit *et al.*, 1990). In termini più immediati un valore misurato positivo indica la prevalenza di forme ossidanti, viceversa un valore negativo indica la presenza di specie riducenti.

– **pH**

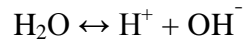
Il pH di una soluzione è definito come l'inverso del logaritmo, in base 10, della concentrazione degli ioni $[\text{H}^+]$:

$$\text{pH} = \frac{1}{\log_{10}[\text{H}^+]} = -\log_{10}[\text{H}^+]$$

Il suo valore è, quindi, direttamente influenzato dalla variazione degli ioni H^+ . Variazioni in questi ioni si hanno continuamente durante le reazioni che avvengono in un impianto di depurazione, quindi il pH può essere utile nel monitoraggio dell'andamento di tali reazioni.

La maggior parte delle attività biologiche ha luogo in un intervallo piuttosto ristretto di valori di pH, generalmente variabile tra le 6 e le 9 unità. Da ciò deriva che i trattamenti di tipo biologico risultano applicabili con difficoltà nel caso di reflui caratterizzati da bassi valori di pH e che, in assenza di opportune correzioni, lo sversamento di tali reflui può produrre significative alterazioni delle caratteristiche di qualità dei corpi idrici ricettori.

La concentrazione degli ioni H risulta strettamente correlata alla dissociazione delle molecole di acqua, espressa dall'espressione:



Applicando la legge dell'azione di massa, la precedente porge:

$$\frac{[\text{H}^+][\text{OH}^-]}{[\text{H}_2\text{O}]} = K$$

nella quale i termini in parentesi rappresentano le concentrazioni molari delle diverse specie. Nel caso di soluzioni diluite, la concentrazione delle molecole di acqua può essere considerata costante, per cui la relazione può essere posta nella forma:

$$[\text{H}^+][\text{OH}^-] = K_w$$

La costante K_w , detta costante di dissociazione ovvero prodotto ionico dell'acqua, assume un valore pari a 1×10^{-14} a $T = 25^\circ\text{C}$.

Introducendo il pOH, definito come il cologaritmo della concentrazione degli ioni ossidrile, si può osservare che dalla relazione per l'acqua a 25°C si ha che:

$$\text{pH} + \text{pOH} = 14$$

La misura del pH copre un ampio intervallo di concentrazioni di acidi e basi deboli mentre, per acidi e basi forti, queste misure possono riportare cambiamenti dall'uno a un milionesimo di percentuale.

Il pH, quindi, risulta essere un sensibile indicatore delle concentrazioni di acidi e basi reagenti in eccesso e in difetto. Quest'incredibile variabilità e sensibilità è il risultato della relazione logaritmica non lineare tra il pH e l'attività degli ioni idrogeno.

Il pH, inoltre, risulta essere un fattore critico per il tasso di crescita cellulare, le reazioni enzimatiche, e per l'estrazione dei prodotti intracellulari. Le regolazioni ambientali più drastiche hanno incrementato il numero e conseguentemente l'importanza delle misurazioni del pH: ogni rifiuto scaricato nell'ambiente deve avere opportune specificazioni su tale parametro al fine di prevenire, o per lo meno attutire, i danni apportati ai sistemi ecologici. Per la maggior parte degli scarichi, l'intervallo accettabile è compreso tra $\text{pH} = 6$ e $\text{pH} = 9$.

Dal punto di vista biochimico il pH influenza la velocità delle reazioni enzimatiche sia cataboliche sia anaboliche poiché ogni enzima ha il suo optimum di

attività ad un determinato pH, al di fuori del quale la velocità di reazione diminuisce.

3.3 METODI DI CONTROLLO: STATO DELL'ARTE

L'uso della tecnologia ICA (Instrumentation, Control, Automation), come in altri settori industriali, si sta diffondendo anche nei moderni sistemi di trattamento delle acque. La continua presenza di disturbi, difficilmente rilevabili senza l'uso di una strumentazione adeguata, può compromettere significativamente la qualità delle uscite, rendendole insoddisfacenti. A partire da questo assunto, le realtà economiche incoraggiano le applicazioni di ICA per ottimizzare la capacità dell'impianto, dal punto di vista della rimozione degli inquinanti.

Sono presenti delle relazioni complesse tra i parametri misurabili in vasca, le reazioni biologiche e le popolazioni microbiche e conoscere tali relazioni comporterebbe un notevole passo in avanti nello sviluppo di moduli di controllo per tali sistemi.

Numerosi sono i fattori che hanno contribuito al progresso nel campo del trattamento delle acque reflue negli ultimi anni:

- *strumentazione di misura*: la complessità degli strumenti è aumentata notevolmente e soprattutto la ricerca spinge sulla valutazione on-line in situ.
- *Attuazione*: un notevole progresso c'è stato su questi componenti che consentono un controllo affidabile dell'impianto.
- *tecnologie teoria del controllo e dell'automazione*: sono importanti strumenti di analisi e sintesi dei sistemi di controllo. Per quanto riguarda l'analisi, la modellistica di processo ha compiuto notevoli passi avanti ed attualmente viene utilizzato il modello di terza generazione ASM3 (Henze *et al.*, 2000). Dal punto di vista del controllo, vengono oggi impiegati diffusamente i regolatori Proporzionali-Integrali-Derivativi (PID); (Astrom e Hagglund, 1995) e si assiste ad un sempre maggiore impiego di controllori avanzati, come quelli predittivi (Marsili-Libelli e Giunti, 2002) o basati su tecniche di intelligenza artificiale e fuzzy (Müller e Marsili-Libelli, 1996; Müller *et al.*, 1997; Marsili-Libelli e Gigli, 1997).

- *Data collection*: non rappresenta più un grande ostacolo, sono attualmente disponibili diversi software per l'acquisizione e l'archiviazione di dati per mezzo di potenti sistemi di comunicazione digitale che permettono di collegare in modo efficiente i diversi sensori posizionati lungo l'impianto, secondo l'attuale tendenza che privilegia le misure "in situ". Nel passato disporre di un sistema SCADA (Supervisory Control And Data Acquisition) rappresentava il massimo traguardo, oggi esso è visto come la struttura di più basso livello su cui costruire un sistema di controllo che contenga algoritmi sofisticati di controllo, analisi dei guasti ed ottimizzazione.
- *Modelli di simulazione dinamica*: sono modelli che permettono di effettuare simulazioni sia su singole unità di processo che sull'intero impianto.

La tecnologia ICA potrebbe rendersi indispensabile negli impianti WWTPs (Waste Water Treatment Plants) ed anche gli operatori fanno ormai molto affidamento sulla tecnologia utilizzabile. Tutto questo perché tale strumentazione permette di minimizzare le risorse ed al contempo di massimizzare le efficienze di depurazione.

Controllare un processo di depurazione biologica significa poter gestire l'impianto di trattamento in modo tale da mantenere il più possibile i parametri di processo a set point prefissati, per ottenere un'elevata efficienza di processo. In tal senso è possibile intervenire attraverso un controllo manuale o automatico dei parametri di regolazione. I parametri di input fissati in fase di progettazione, come la portata influente e il carico di sostanze da depurare, sono soggetti a continue variazioni durante l'esercizio. Inoltre le condizioni esterne variano costantemente causando la necessità di un controllo dinamico dei processi di trattamento: perturbazioni al processo che determinano cambiamenti nell'esercizio, o nel rendimento, sono identificate come *disturbi*. Questi ultimi possono essere esterni come le variazioni delle portate e delle caratteristiche delle acque reflue, o interni quali le azioni di un operatore (ad esempio la modifica dei valori di set point, o le interazioni fra le diverse componenti dell'impianto). Nella Figura 3.1 si possono osservare gli elementi che costituiscono un sistema di controllo.

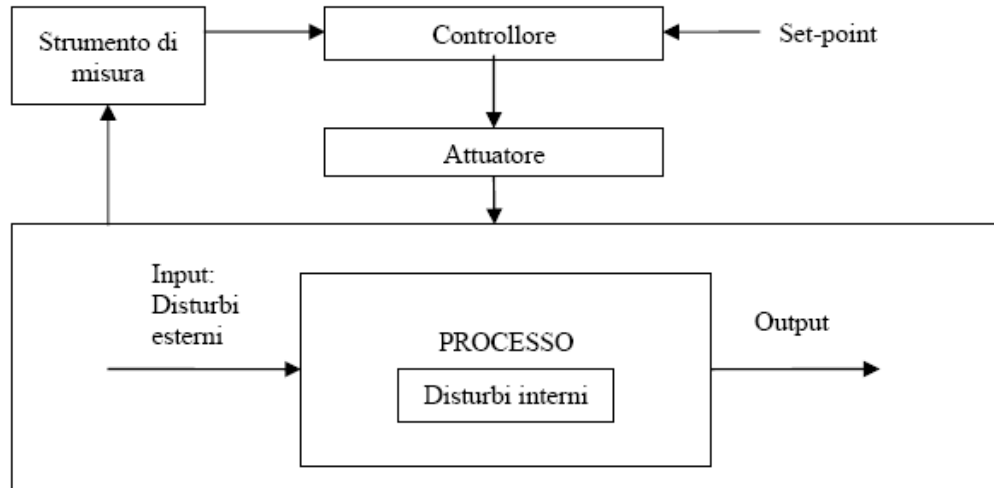


Figura 3.1 – Schema di un sistema di controllo.

Uno strumento di misura rileva l'entità di una variabile controllata, un controllore riceve l'informazione, la confronta con valori di set-point prestabiliti e stabilisce l'entità del cambiamento necessario. In base all'esito del confronto l'attuatore riceve un segnale ed implementa l'azione di controllo. Questo sistema di controllo può essere applicato sia manualmente che automaticamente, nel primo caso un operatore valuterà i dati ottenuti dagli strumenti di misura ed agirà sui parametri di manipolazione, svolgendo il ruolo del controllore, mentre nel secondo caso vengono utilizzati algoritmi e modelli.

3.4 TIPOLOGIE DI CONTROLLORI

In figura 3.2 sono esemplificati alcune tra le metodologie di controllo più diffuse:

- a) Controllo con regolazione anticipata (feedforward).
- b) Controllo con retroazione (feedback).
- c) Controllo con regolazione anticipata e retroazione.

Figura 3.2 – Metodi di controllo.

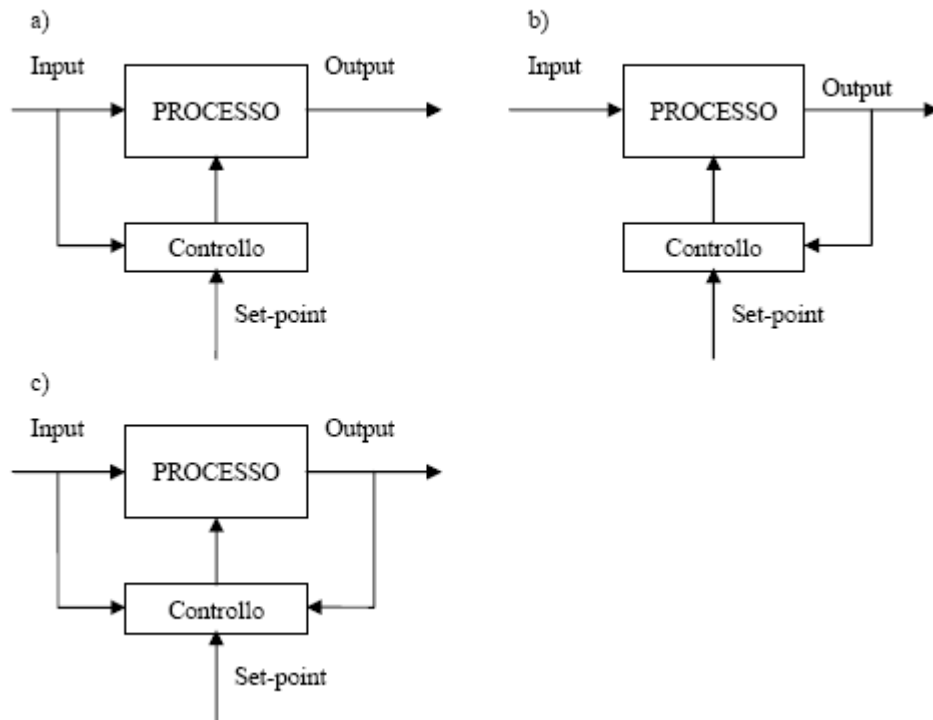


Figura 3.2 – Metodi di controllo.

Il Controllo con regolazione anticipata (*Feedforward*) viene utilizzato per individuare i disturbi in fase di input prima che si possano apprezzare gli effetti di tali disturbi sul processo. L'intervento avviene apportando aggiustamenti ad una o più variabili manipolate, in modo da ridurre o eliminare i disturbi e mantenere i parametri all'interno di un intervallo stabilito. Questo tipo di controllo agisce velocemente.

Il Controllo con retroazione (*Feedback*) viene invece utilizzato per correggere gli effetti dovuti ad una certa perturbazione e misurati all'uscita del processo. Il controllore invia un segnale in modo da apportare modifiche correttive alle variabili manipolate. Il risultato di questo intervento correttivo viene nuovamente misurato ed eventualmente si adotta una nuova azione correttiva. Pertanto invece di misurare un disturbo, viene valutato il cambiamento di un parametro controllato e in base a questo, viene stabilita la correzione da effettuare sul parametro manipolato.

Si può osservare che la differenza essenziale tra il controllo con retroazione e quello con regolazione anticipata consiste nel fatto che il primo interviene per

compensare i cambiamenti osservati, mentre il secondo cerca di compensare i disturbi.(WEF, 1993).

Per migliorare i tempi di risposta del processo a retroazione, che come noto sono condizionati ai tempi con cui viene individuato l'effetto della perturbazione sulla variabile controllata, si può aggiungere un controllo con regolazione anticipata. In questo modo i due sistemi di controllo agiscono sequenzialmente: il controllo feedback verifica gli effetti della regolazione anticipata ed eventualmente corregge un errore dovuto ad una compensazione non adeguata.

Un semplice esempio di controllo con retroazione è il *controllo on/off*. Il mantenimento del parametro controllato all'interno di un intervallo limitato è reso possibile attraverso un intervento intermittente: il controllore attiva e disattiva l'attuatore a seconda del raggiungimento dei parametri di set-point stabiliti. Un valido esempio di applicazione di questo controllo nel campo di trattamento delle acque reflue è dato dall'accensione e dallo spegnimento del sistema di aerazione quando la concentrazione di ossigeno disciolto scende al di sotto o supera un certo valore di concentrazione nella vasca aerobica.

3.4.1 CONTROLLORI A LOGICA FUZZY

La logica Fuzzy (FL) è una metodologia matematica introdotta da Lofti A. Zadeh che ha ampliato la logica booleana classica a numeri reali. Il principio di base dell'opinione booleana tradizionale è che le cose sono o non sono, sono vere o false, 1 o 0. Tuttavia, FL amplia questo per includere la regione continua tra 0 e 1. In questo modo le cose ora non sono più solo in bianco e nero, ma comprendono anche tutte le ombre di grigio. Perciò, con FL, le proposizioni possono venire rappresentate con gradi di veridicità e falsità ed essere quantificate da noi con certi qualificatori: circa, spesso, raramente, diversi, pochi e molto. Ad esempio, la dichiarazione "c'è roaming (schiuma in sospensione)" potrebbe essere il 100% vera se il reattore è completamente coperto, l'80% vera se c'è molta schiuma, il 50% vera se c'è poca schiuma e lo 0% se non c'è schiuma da nessuna parte.

La FL ha il potenziale per aggiungere le capacità di ragionamento soggettive "human-like", per elaborare informazioni a computer, di solito basate su logica booleana bivalente. FL è un esempio di calcolo soft che è stato esportato al regno del controllo industriale durante gli ultimi due decenni. L'unità di controllo Fuzzy

può essere applicato a quasi tutti i generi di processi lavorativi, ma le loro caratteristiche li rendono adatti al controllo di sistemi non lineari, time-varying ed ill-defined. Uno di questi sistemi è il trattamento biologico delle acque reflue.

Un attributo fondamentale di FLC è la sua capacità di funzionare con dati simbolici, inesatti e vaghi dai quali gli operatori umani riescono a capire meglio. Infatti, la sua capacità da occuparsi di informazioni incomplete e ill-defined (una caratteristica inerente di WWTP), permettono l'implementazione di strategie di controllo human-like. Per queste ragioni si crede che la logica Fuzzy abbia potenziali applicazioni in numerosi loop di controllo e sistemi esperti fuori linea in WWTPs (Impianti di trattamento delle acque). Alcuni esempi sono: la migliore identificazione del fango e delle strategie di controllo dell'aerazione, il controllo di neutralizzazione delle acque inquinate, il controllo avanzato automatico per i processi anaerobici e l'elaborazione di un modello Fuzzy che stabilisca la predizione del comportamento del fango.

La struttura di un'unità di controllo Fuzzy è generalmente basata sul controllo di alcuni valori di riferimento del sistema controllato, come mostrato in Figura 3.3. Le misure possono provenire da sensori o essere basate su osservazioni manuali (descrittori analitici). La struttura del controllo Fuzzy è formata da due diversi livelli: numerico e linguistico. Il livello numerico è relativo al processo e il livello linguistico corrisponde al kernel FLC: in altre parole, mentre il processo deve funzionare con valori nuovi, il FLC funziona con variabili linguistiche.

Per rendere possibile ciò è necessario che i nuovi valori delle misure di processo siano caratterizzati in termini di descrittori qualitativi (ad esempio: molto basso, basso, normale, alto o molto alto) e il grado di associazione delle variabili linguistiche è fissato. Questo è chiamato il “data fuzzification” (= fuzzificazione di dati).

Nel passo successivo di un FLC tipico, il controllo delle azioni è eseguito in termini di una regola di base che esegue operazioni sugli insiemi Fuzzy rappresentate come: “se l'immissione A è bassa e l'immissione B è bassa quindi l'output è alto”. Infine, l'output Fuzzy (azione di controllo) prodotto dalla regola di base deve essere tradotto in un nuovo segnale di controllo da un processo chiamato defuzzificazione (M. Fiter, 2005).

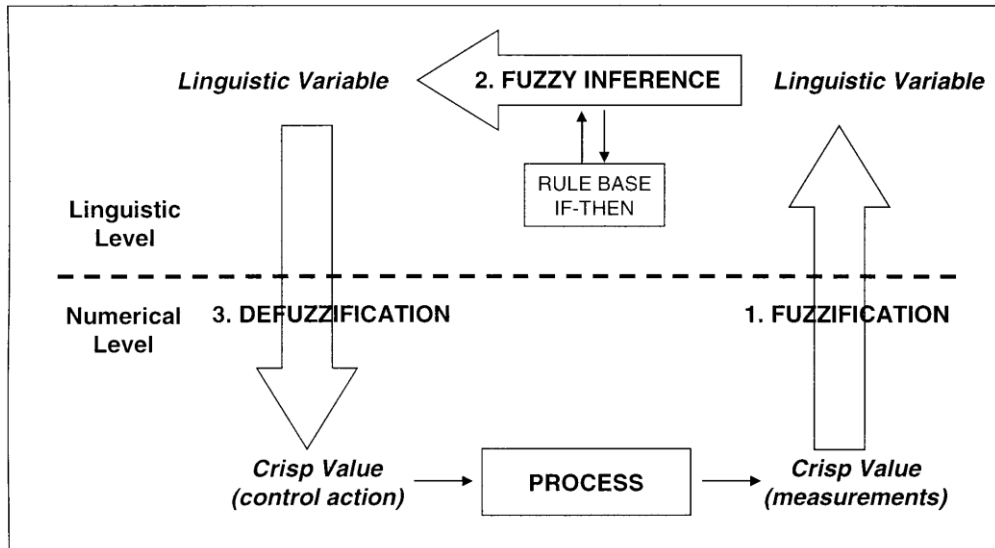


Figura 3.3 – Una configurazione loop chiusa per un controllo Fuzzy. (Fiter M., 2005)

Il FLC sviluppato da Fiter in questa applicazione è basato sull'analisi dei dati di ORP e DO e l'azione di controllo finale è l'aerazione, in modo che il nuovo output sia l'unità di frequenza variabile dei soffiatori.

La “fuzzificazione”, la tabella di inferenza e la “defuzzificazione” sono eseguiti nel modo classico e la casella degli strumenti Fuzzy da Matlab è stata utilizzata per sviluppare il FLC descritto in questo documento.

La fuzzificazione converte l'immissione di dati fornita da sensori ad associazioni di valori Fuzzy. Questo processo consiste nella determinazione del grado di appartenenza di ognuno in conformità agli insiemi, ricavando la funzione di appartenenza. I calcoli sono eseguiti in conformità con l'esperienza ottenuta da operazioni di WWTP. In particolare, nel caso esaminato sono state selezionate quattro variabili di immissione per il FLC: ORP, la tendenza dell'ORP, DO e la tendenza del DO e le funzioni di associazione per le variabili di input sono rappresentate da triangolazioni e funzioni trapezoidali. Questi due generi di funzioni sono approvati in numerosi sistemi FLC.

Per ottenere le tendenze di ORP e DO è stato applicato un filtro numerico: il valore istantaneo di ogni variabile è preso ogni minuto e quindi è filtrato secondo le misure prese negli ultimi cinque minuti. Questo filtro è un quinto ordine LTI (tempo lineare invariante). (Fiter M., 2005)

Questo tipo di approccio offre il grande vantaggio di poter lavorare con variabili linguistiche e, quindi, di poter sfruttare informazioni sia quantitative che qualitative, inoltre quello di essere più flessibile rispetto alla logica “classica”.

3.4.2 IL CONTROLLO PID

Il regolatore PID (Proporzionale-Integrale-Derivativo) è un controllore deterministico ampiamente utilizzato anche a livello industriale. Il controllo si basa sulla valutazione della differenza fra il valore della grandezza che vogliamo regolare e un valore di set-point.

L'errore così determinato viene corretto dinamicamente attraverso tre azioni parallele:

1. *proporzionale*: correzione proporzionale all'errore di regolazione;
2. *integrale*: facendo dipendere il segnale di controllo non solo dal valore dell'errore, ma anche da quello del suo integrale, si riesce a tener conto della sua storia precedente ed esercitare, così, un'azione correttiva "cumulativa";
3. *derivativa*: rappresenta il termine di previsione sull'andamento dell'errore e consente, quindi, di esercitare un'intervento preventivo.

Nel controllo dell'ossigeno disciolto, ad esempio, viene calcolato lo scarto fra il valore di DO misurato in vasca aerobica (variabile controllata) e il DO_{sp} : in funzione di tale errore viene inviato un comando per l'erogazione della portata d'aria U_a (variabile manipolata).

Nel caso più semplice, il valore di set-point per l'ossigeno disciolto in vasca aerobica viene assunto costante e pari generalmente a 2-3 mg/l. I parametri del regolatore sono fissati in modo da rendere lo scarto fra il valore di set-point e come concentrazione effettiva di ossigeno viene scelta il valore più basso possibile.

Per valutare l'efficacia del regolatore, si definisce un funzionale di prestazione *ITAEU*, che calcola la somma pesata degli errori nel tempo in cui gli errori iniziali hanno importanza minore di quello che si verificano dopo molto tempo.

L'obiettivo nell'utilizzo di tale controllo è quello di valutare gli eventuali vantaggi, in termini di risparmio energetico, derivanti dalla sostituzione di un valore costante di DO_{sp} con valori variabili prodotti da un controllore Fuzzy in funzione della concentrazione di ammonio.

Un esempio di schema a blocchi Simulink con due controllori in cascata è il seguente:

- il regolatore Fuzzy riceve come ingressi la concentrazione di NH_4^+ nel comparto aerobico e la sua derivata e produce in uscita il valore di DO_{sp} ;
- il blocco PID ha come ingresso lo scarto fra DO e DO_{sp} e restituisce il valore della portata d'aria (U_a) da insufflare nel reattore di nitrificazione;
- il blocco attuazione degli areatori modella la dinamica del sistema di areazione;
- il blocco *saturation* fissa i limiti superiore e inferiore per U_a .

3.5 UTILIZZO DI MODELLI MATEMATICI PER IL CONTROLLO DEI PROCESSI

I modelli ASM (Activated Sludge Model) dell'IWA –International Water Association–sono modelli matematici di simulazione dei processi a fanghi attivi, alla base di molti software per il dimensionamento e la gestione degli impianti di trattamento. Possono essere, infatti, utilizzati per molteplici applicazioni, dal dimensionamento delle diverse configurazioni di impianti di trattamento delle acque reflue, alla verifica dei processi biologici. I modelli consentono inoltre di valutare l'effetto che i parametri hanno su un certo tipo di prestazione richiesta.

Esistono diverse versioni con grado di complessità crescente per considerare i processi in maniera sempre più dettagliata e comprensiva di diverse configurazioni impiantistiche. Ad esempio Il modello ASM1 – Active Sludge Model 1 — introdotto nel 1987, consente di modellare la rimozione biologica del carbonio e dell'azoto, mentre Il modello ASM 2 nasce dall'ampliamento del modello precedente allo scopo di modellare anche la rimozione del fosforo.

Tutti gli ASM si basano su un modello matriciale che riporta in forma semplificata le reazioni del processo e i fattori stechiometrici correlati ai componenti delle diverse reazioni. Il vantaggio di questo tipo di approccio è rappresentato dal fatto che il processo può essere descritto da una forma semplice e di estensione limitata.

Sono modelli predittori, in grado cioè di descrivere l'andamento dei processi che avvengono all'interno del reattore e quindi di stimare le concentrazioni dei substrati presenti in vasca. Esistono diverse versioni con grado di complessità crescente per considerare i processi in maniera sempre più dettagliata e comprensiva di diverse configurazioni impiantistiche; la capacità dell'algoritmo di predire l'efficienza

dell'impianto, è condizionata dal grado di accuratezza con cui viene effettuata la calibrazione dei parametri. Nei modelli ASM1 e ASM2 i parametri possono essere calibrati incrociando i dati sulla caratterizzazione del refluo con i dati di efficienza dell'impianto stesso. In questo modo tuttavia si ottengono risultati poco affidabili. Dati molto più significativi si ottengono invece quando la calibrazione dei parametri cinetici viene effettuata attraverso prove respirometriche finalizzate alla misura dell'OUR (Oxygen Uptake Rate) ovvero della velocità del consumo di ossigeno.

Bisogna inoltre osservare che la variabilità delle condizioni ambientali può modificare nel tempo i valori dei parametri utilizzati, perciò l'implementazione del modello può risultare difficile e costosa.

3.6 IL CONTROLLO DEGLI IMPIANTI SBR

Nel corso di precedenti sperimentazioni sono stati acquisiti segnali indiretti (pH, potenziale redox e ossigeno disciolto), all'interno di un reattore SBR durante lo svolgimento di cicli depurativi.

L'efficacia di questi segnali come parametri per il controllo si basa sulla correlazione che essi hanno con i processi biologici che avvengono in vasca e che si vogliono controllare: rimozione della sostanza organica, denitrificazione e nitrificazione. Queste correlazioni si traducono in uno specifico andamento dei segnali durante il ciclo. Queste informazioni sono state utilizzate per valutare la possibilità di utilizzare i medesimi segnali anche in un processo a flusso continuo, poiché i processi biologici risultano gli stessi anche se nell'impianto SBR avvengono in fasi ben distinte nel tempo.

– Profili di pH, ORP e DO in un ciclo completo

Potenziale di ossido-riduzione (ORP), ossigeno disciolto (DO) e pH sono i parametri di controllo più utilizzati per i processi di rimozione biologica dei nutrienti, consentendo un monitoraggio on-line flessibile ed efficiente. È ormai noto infatti che le concentrazioni dei nutrienti sono strettamente correlate ai profili di pH, ORP e DO, per cui gli effetti dei processi di rimozione, che avvengono sia durante la fase anossica sia durante quella aerobica, si concretizzano nella

comparsa di punti caratteristici nei profili dei segnali, identificabili in tutti quei cicli nei quali le reazioni hanno l'andamento desiderato.

In Figura 3.4 si riportano i profili tipici dei segnali durante lo svolgimento di quattro cicli successivi, a dimostrazione della comparsa di punti caratteristici: inizio e fine denitrificazione e inizio e fine della nitrificazione.

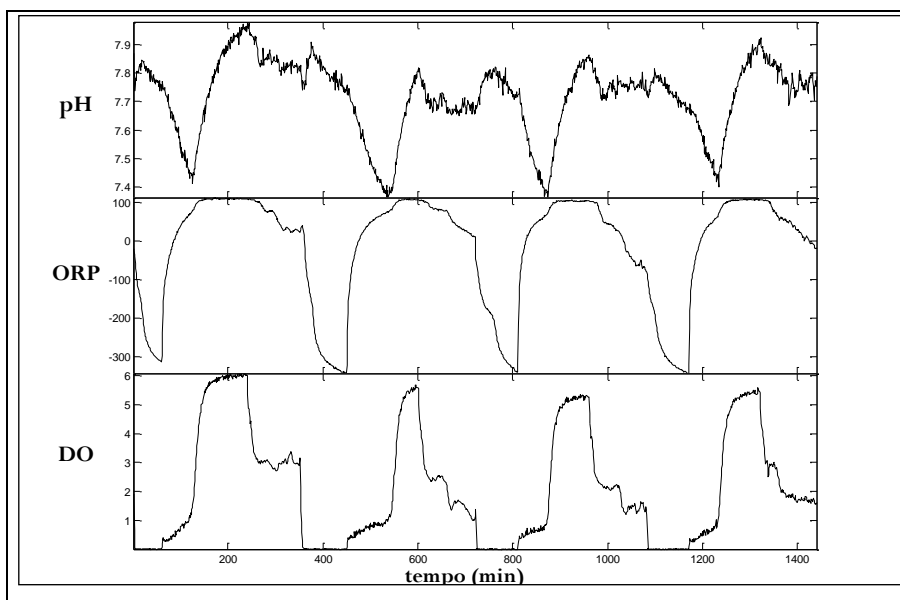


Figura 3.4 – Profilo dei segnali in 4 cicli successivi.

– **FASE ANOSSICA**

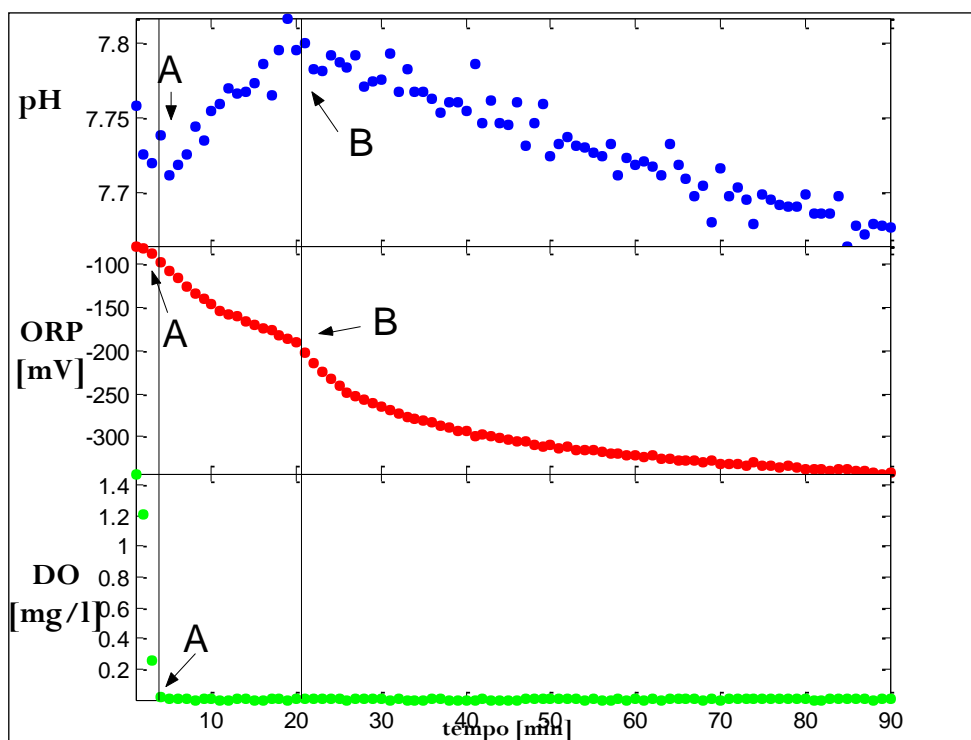
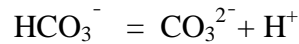
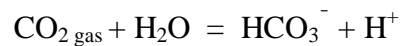


Figura 3.5 – Profilo dei segnali in fase anossica.

In fase anossica lo stato del sistema varia in funzione delle trasformazioni che subiscono i composti azotati durante il processo di denitrificazione.

Il punto A è il punto in cui ha inizio la fase anossica, vale a dire la fase in cui si ha completa assenza di O₂ e presenza di NO_x. Nel punto A ha inizio il processo di denitrificazione. A causa della presenza iniziale di ossigeno, che impiega qualche minuto per consumarsi completamente, si riscontrano una diminuzione nel pH e un primo ginocchio nel profilo dell'ORP.

Per il pH si ha una decrescita probabilmente a causa dell'accumulazione di CO₂ proveniente dalla respirazione attuata finché c'è ossigeno [Lee et al.,2001]. La dissoluzione di CO₂ gassosa in soluzione acquosa tende, infatti, a liberare ioni H⁺ secondo le seguenti reazioni:



Il ginocchio nell'ORP in corrispondenza del punto A, è causato dal fatto che esso è dominato dall'ossigeno presente (Plisson-Saune et al., 1996). Quest'andamento dipende fortemente dal livello di ossigeno raggiunto nel ciclo precedente ed è visibile solo quando tale livello è adeguato perché altrimenti l'esaurimento dell'ossigeno è troppo rapido per essere visualizzato (Plisson-Saune et al., 1996).

Il punto B rappresenta la fine del processo di denitrificazione, che si concretizza quando si esauriscono i nitrati. Essendo completamente assenti sia l'ossigeno sia i nitrati, ossia gli accettori di elettroni, il punto B rappresenta anche l'inizio di una indesiderata fase anaerobica, responsabile di possibili processi di fermentazione.

Prima di raggiungere il punto B, il pH cresce rapidamente, perché la reazione di denitrificazione aumenta l'alcalinità del sistema, in quanto vengono prodotti ioni OH⁻.

Al termine del processo di denitrificazione si ha un brusco cambiamento nel profilo del pH: esso diminuisce per effetto della produzione di acidi per fermentazione (ad esempio acidi organici come metanolo, acido lattico, acido acetico) (Yu et al.,1997).

Il punto B nel profilo del pH è, quindi, un punto di massimo ed è stato definito come "nitrate apex" (Al-Ghusain et al.,1959).

L'ORP, dal momento in cui l'ossigeno si esaurisce completamente, è condizionato dalle specie elettroattive rimaste, che sono le sostanze azotate. Il

decadimento asintotico del valore di ORP è dovuto alla lenta scomparsa di tali specie durante il processo di denitrificazione. Per questo motivo il punto B nel profilo dell'ORP individua la scomparsa dei nitrati ed è stato definito come “nitrate knee” (Al_Ghusain et al.,1995).

Il successivo valore raggiunto dallo scalino pare non avere un significato fisico, ma sia legato, fra le altre cose, allo stato della superficie della sonda (Plisson-Saune, 1996).

Al termine della denitrificazione anche l'ORP subisce una rapida diminuzione. La causa di ciò va individuata nell'inizio di un'attività solfato-riducente che produce solfuri. L'attività solfato-riducente non può comparire prima della completa scomparsa dei nitrati che inibiscono tale attività. I solfuri sono elementi che influenzano molto l'ORP, quindi possono causarne la rapida diminuzione (Plisson-Saune et al.,1996).

Visto che i solfuri in gran quantità sono tossici, è necessario interrompere la fase anossica non appena finiscono i nitrati.

Si può stabilire, quindi, che entrambi i profili di pH e ORP permettono di seguire in tempo reale e in maniera precisa lo svolgimento del processo di denitrificazione.

– **FASE DI OSSIDAZIONE**

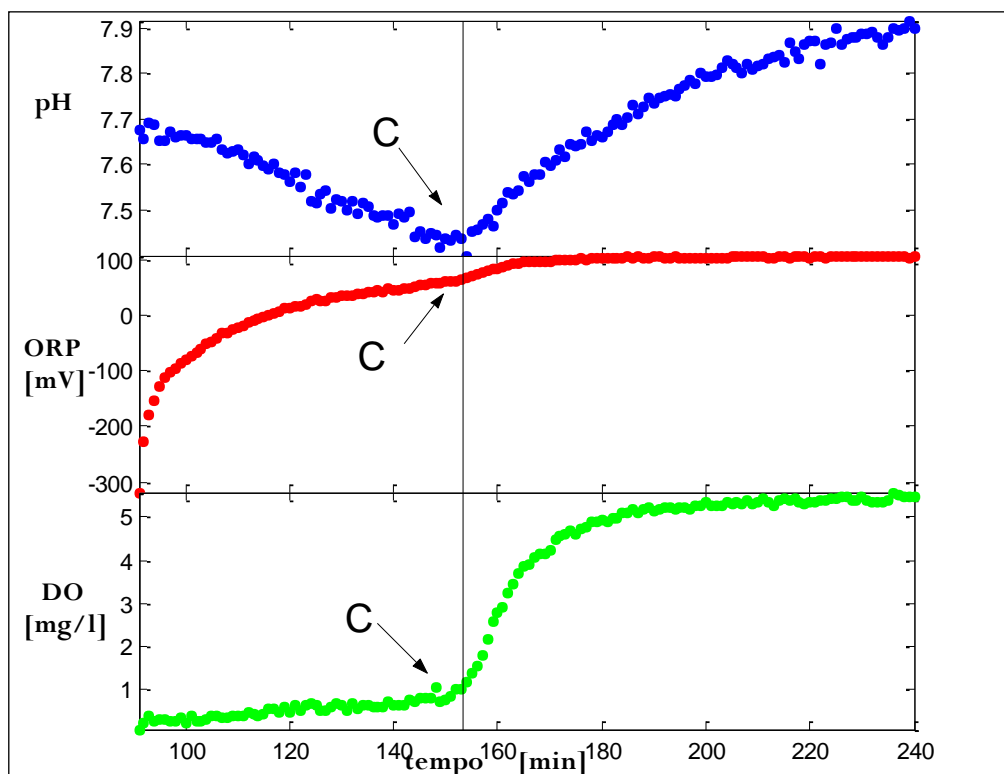
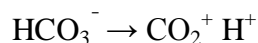
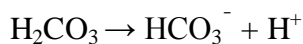


Figura 3.6 – Profilo dei segnali in fase aerobica.

Il punto C rappresenta la fine del processo di nitrificazione, determinato dal completo esaurimento degli ioni ammonio NH_4^+ .

Appena comincia la fase di ossidazione, il pH decresce rapidamente perché la prima parte della reazione di nitrificazione (trasformazione da NH_4^+ a NO_2^-) libera ioni H^+ . Raggiunto il punto C, il pH può rimanere inizialmente costante se deve ancora completarsi la seconda parte della reazione di nitrificazione (trasformazione da NO_2^- a NO_3^-), dato che tale reazione non libera ioni H^+ . In corrispondenza di questo intervallo si ha anche produzione di ammoniaca, a causa dell'ammonificazione dell'azoto organico che produce alcalinità, tendendo ad aumentare il pH; allo stesso tempo si ha la nitrificazione di questa ammoniaca che consuma l'alcalinità prodotta mantenendo costante il pH [Al_Ghusain, 1995].

Quando termina la reazione di nitrificazione e con essa la produzione di acidità, il pH risale a causa dello stripping della CO_2 (Ra, Lo, Marvinik, 1998), secondo le reazioni:



Il punto C è il punto di minimo per il pH ed è definito “ammonia valley”.

Il DO raggiunge rapidamente un certo livello non appena comincia la fase di aerazione e rimane costante per un lungo periodo: l'ossigeno viene consumato dalla sostanza organica e dall'ammoniaca. Nel profilo del DO il punto C indica il momento in cui terminano i substrati consumabili, quali la sostanza organica rapidamente biodegradabile e l'ammonio. Dato che la rimozione della materia organica è molto più veloce della nitrificazione, la rapida crescita dell'ossigeno dopo la prima stabilizzazione indica la scomparsa dell'ammonio, quindi un forte abbassamento della velocità di utilizzazione dell'ossigeno da parte dei batteri nitrificanti. Dopo tale punto, l'ossigeno cresce molto rapidamente fino a stabilizzarsi ad un livello più alto, indicante lo stato di completa ossidazione.

Il profilo dell'ORP è altamente influenzato dall'andamento dell'ossigeno. Inizialmente l'ORP cresce in fase di ossidazione proprio a causa della rapida comparsa di ossigeno. In corrispondenza del punto C anch'esso aumenta con uno scalino, ma questo punto è causato dall'aumento del DO in seguito alla scomparsa degli NH_4^+ più che alla variazione dell'ammoniaca stessa, poiché il DO ha

un'elettroattività molto più incidente dell' NH_4^+ sul valore dell'ORP (Plisson-Saune et al., 1996).

3.7 CONTROLLO DELLA DURATA DELLA FASE DI AERAZIONE NEGLI IMPIANTI SBR BASATA SUI PROFILI DI ORP E PH

L'uso di DO, pH ed ORP per il controllo on-line dei sistemi intermittenti, come i Sequencing Batch Reactors (SBR), sono stati oggetto negli ultimi anni di numerose ricerche che ne hanno dimostrato la validità.

Attraverso l'analisi dei segnali e dei profili di pH e ORP, e quindi dei punti caratteristici sopra illustrati, indice di fine nitrificazione, è possibile studiare due diversi tipi di controllo strategico della durata della fase di aerazione: il primo, basato sui Bending Points dei profili di pH e ORP, e il secondo, basato invece sul valore assoluto di ORP e pH.

Controllo dell'aerazione basato sui Bending Points di pH e ORP

Considerando un sistema di aerazione che preveda la regolazione dell'ossigeno disciolto in vasca attraverso un sistema on-off, è possibile pensare di regolare la durata della fase di nitrificazione attraverso l'osservazione dei punti caratteristici dei profili di pH e ORP, ovvero dei punti di minimo di pH e del gradino dell'ORP, indici, come spiegato nel paragrafo precedente, della fine della fase di nitrificazione.

L'erogazione di aria può quindi essere interrotta dopo il manifestarsi di tali punti caratteristici, mentre può essere erogata quando si è in presenza del punto di massimo del pH, ovvero del cosiddetto "nitrate apex" e del corrispondente ginocchio nel profilo di ORP, noto appunto come "nitrate knee".

In questo modo, sia la fase aerobica che quella anossica sono controllate affinché la loro durata sia quella strettamente necessaria per la completa nitrificazione e denitrificazione, rispettivamente.

3.8 SISTEMI PER IL CONTROLLO DEI SISTEMI DI AERAZIONE

Il controllo dei sistemi di aerazione fu introdotto per la prima volta negli anni '60 con l'intento di risparmiare energia nei periodi in cui gli impianti di depurazione venivano alimentati da reflui a basso carico.

L'impatto della concentrazione di ossigeno disciolto (DO) è rilevante sia sui processi biologici e sulla loro efficienza, che sui consumi energetici; come illustrato nel capitolo precedente, infatti, è noto che l'aerazione sia il processo maggiormente energivoro tra tutti quelli che compongono i trattamenti di depurazione delle acque, con un consumo che si attesta tipicamente tra il 45÷60% del consumo totale dell'impianto.

In tabella 3.1 viene riportato un sommario degli effetti della concentrazione dell'ossigeno disciolto:

INDICATORI DI PERFORMANCE	IMPATTO DELLA CONCENTRAZIONE DI OSSIGENO DISCIOLTO
Nitrificazione	Una concentrazione di DO maggiore generalmente aumenta il tasso di nitrificazione (determinato dalla concentrazione dei nitrificanti e dalle loro attività specifiche) fino ad un limite massimo che è quindi la capacità di nitrificazione del sistema di trattamento. Generalmente, per un sistema a fanghi attivi, una concentrazione di DO di 2-3mg/l è sufficiente a garantire un alto tasso di nitrificazione.
Denitrificazione	La denitrificazione che avviene anche all'interno delle vasche di ossidazione è un fenomeno di cui tenere conto, sia nel dimensionamento del reattore di denitro che delle portate di ricircolo. La denitrificazione avviene ugualmente poiché il fiocco di fango non è completamente penetrato dall'ossigeno in tutta la sua interezza, specie nei casi in cui l'ossigeno disciolto nel mezzo non sia presente in concentrazioni elevate. Allora, nella zona più interna del fiocco si manifesta la denitrificazione. Un'elevata concentrazione di DO generalmente, quindi, riduce la denitrificazione "simultanea".
Popolazione batterica	La concentrazione di DO influenza la struttura della comunità microbica, incrementando la competizione tra i batteri filamentosi e quelli flocculanti, ed influenzando così la sedimentabilità del fango.
Costi	L'aerazione generalmente rappresenta il secondo maggior contributo nella gestione di un impianto a fanghi attivi, preceduto solo dai costi di smaltimento e dismissione. È importante notare che i consumi energetici dei sistemi di aerazione incrementano con una velocità maggiore rispetto alla linearità in funzione del set-point del DO; questo è dovuto all'incremento del coefficiente di trasferimento dell'ossigeno $K_L a$ con il set-point del DO.

Tabella 3.1 – Analisi degli effetti della concentrazione di DO

3.9 ESEMPIO DI CONTROLLO DELL'AERAZIONE: DETERMINAZIONE DEL SET-POINT DI OSSIGENO DISCIOLTO

Il controllo del funzionamento di un impianto di depurazione si rende necessario sia per garantire la qualità dell'effluente e il rispetto dei limiti di legge, sia per contenere le spese di gestione; in particolare, quest'ultimo aspetto sta assumendo un'importanza sempre maggiore a causa dei crescenti costi dell'energia.

In passato, la capacità di aerazione era determinata dal carico carbonioso, mentre attualmente essa è dimensionata principalmente sul fabbisogno per la nitrificazione. Attualmente si considera che solo una parte del carbonio organico biodegradabile (CBOD) venga rimossa per via aerobica, mentre la rimanente (spesso oltre il 50%) venga utilizzata come fonte di carbonio nella fase anossica di denitrificazione. Questo porta ad un collegamento fra la fase aerobica (abbattimento del CBOD e nitrificazione) e fase anossica, secondo lo schema in figura 3.7.

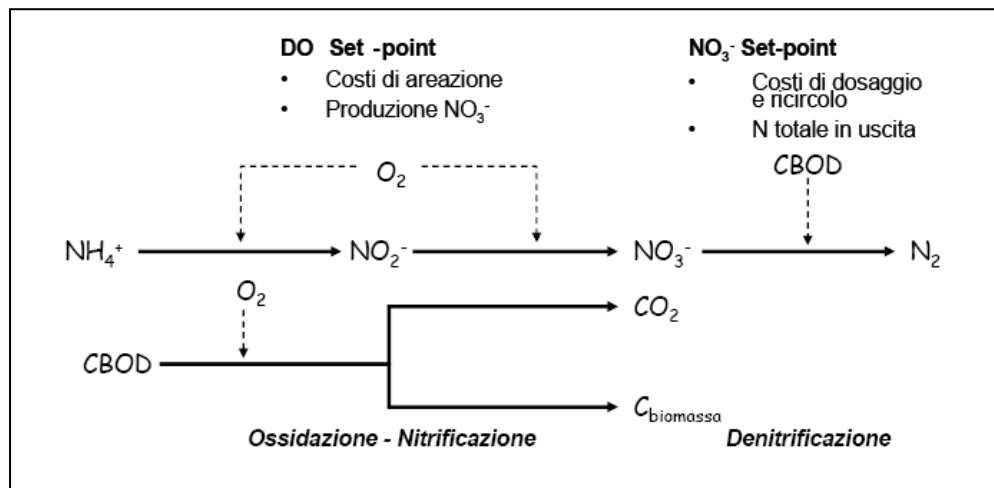


Figura 3.7: Coordinamento fra i processi di abbattimento del carbonio, nitrificazione e della denitrificazione (Marsili Libelli et al., 2008).

La sua realizzazione come sistema di controllo gerarchico a due livelli è mostrata in figura 3.8, in cui la regolazione dell'ossigeno disciolto (controllo di basso livello) è asservita al controllo dell'ammonio (controllo di alto livello).

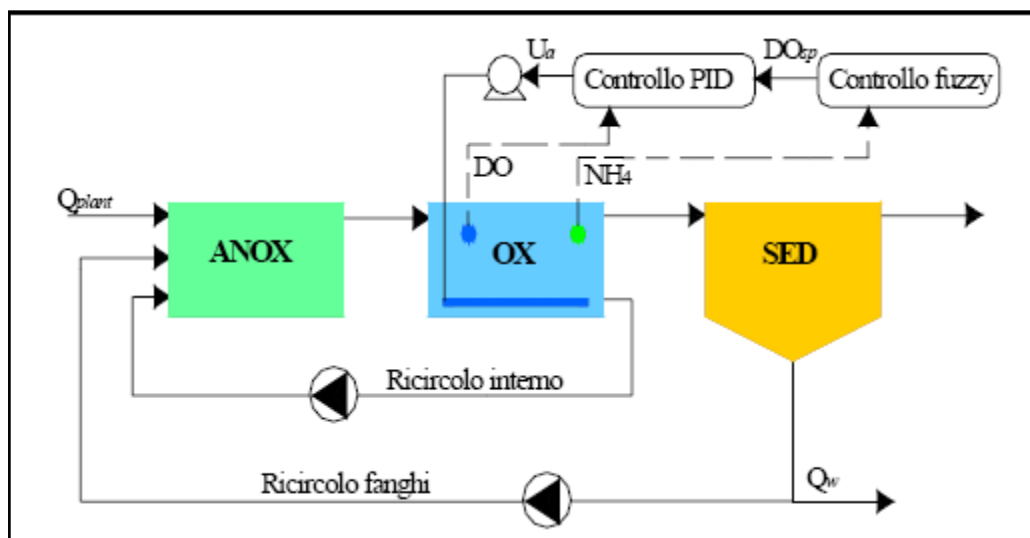


Figura 3.8: Sistema di controllo a due livelli per la regolazione dell'ossigeno disciolto in funzione dell'ammonio residuo (Marsili Libelli et al., 2008)

Poiché il carico carbonioso in ingresso all'impianto viene quasi completamente consumato dal processo di denitrificazione, l'aerazione nella vasca aerobica può essere dimensionata esclusivamente sulla base del fabbisogno di ossigeno richiesto dall'ossidazione dell'ammonio. Il principio da seguire è quello di erogare solo l'aria strettamente necessaria: basandosi su misure di NH_4^+ , un controllore fuzzy sceglie il valore di set-point per l'ossigeno disciolto (DO_{sp}) in vasca aerobica. In cascata, un controllore PID valuta la differenza fra il DO_{sp} , così determinato, e la concentrazione di DO misurata nel reattore; in funzione di tale errore viene inviato un comando per l'erogazione della portata d'aria U_a (variabile manipolata) da insufflare.

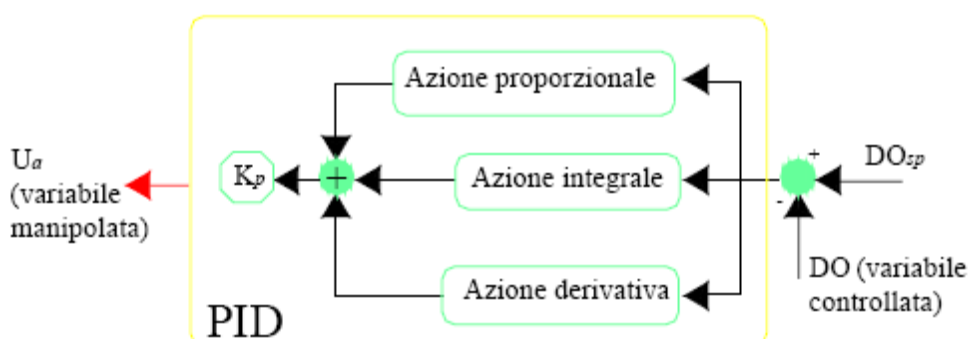


Figura 3.9 – Schema di un controllo PID sull'ossigeno disciolto.

Un regolatore fuzzy si basa su una serie di regole di inferenza, che legano l'antecedente (o gli antecedenti) al conseguente attraverso implicazioni logiche del tipo:

*IF NH₄⁺ is verylow AND DNH₄⁺ is Negative
THEN DO_{sp} is very low*

dove NH₄⁺ (concentrazione) e DNH₄⁺ (derivata) sono le variabili antecedenti e DO_{sp} è il conseguente.

Gli attributi delle variabili ('very low', 'negative', ecc.) vengono definiti attraverso altrettante funzioni di appartenenza che ne quantificano il significato. In questo caso si dovranno specificare le regole secondo le quali il set-point di ossigeno disciolto dipende dal valore dell'ammonio residuo all'uscita dell'ossidazione e dalla sua tendenza (approssimazione della derivata).

Il set-point di ossigeno disciolto viene stabilito in base al valore corrente di NH₄⁺ ed anche alla sua tendenza, stimata attraverso la derivata. Queste informazioni sono combinate con le regole per fissare DO_{sp}. Questo schema di regolazione a due livelli consente un risparmio sull'aerazione, in quanto è possibile prevedere valori di set-point per l'ossigeno bassi o comunque intermedi anche quando la concentrazione di ammonio presenta valori abbastanza elevati ma sta decrescendo.

L'uso di quest'ultimo regolatore permette di conseguire i seguenti risultati:

- ridotti consumi energetici per l'aerazione, che risultano più bassi di oltre il 30% rispetto al caso di controllo PID con DO_{sp} costante;
- buona efficienza depurativa: dall'analisi dei risultati l'ammonio rimane costantemente al di sotto di 15 mg/L e gli NO_x si mantengono entro i 12 mg/L. Anche le concentrazioni dei costituenti carboniosi dell'effluente, COD e BOD₅, risultano ampiamente inferiori ai limiti.

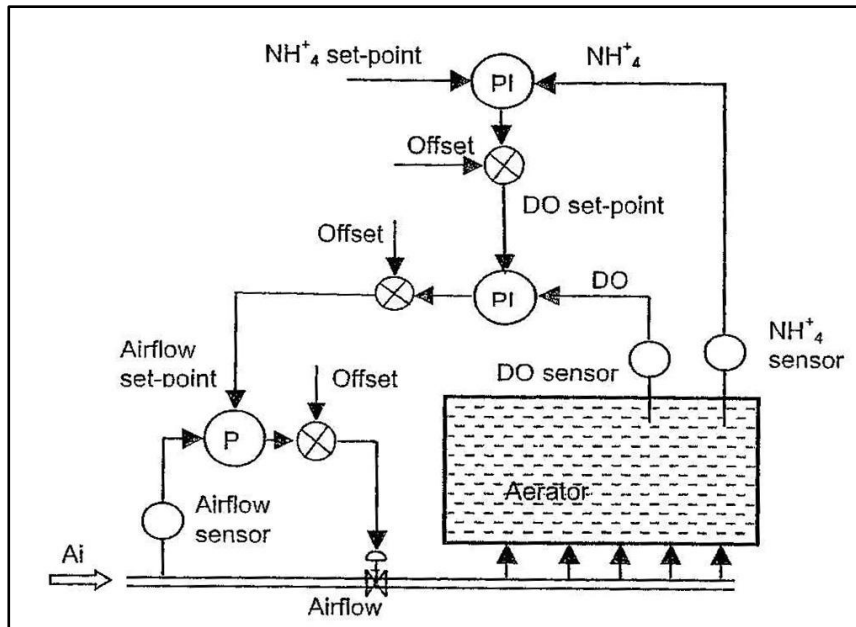


Figura 3.10 – Controllo a cascata in un sistema di aerazione

Infine, è possibile inserire un terzo controllo, quello sulla portata d'aria in ingresso. Tale controllo ha l'intento di produrre la portata d'aria desiderata ed è il risultato del grado di apertura della valvola.

L'apertura o la chiusura della valvola comportano una variazione di pressione; dal punto di vista energetico, è auspicabile che tale pressione rimanga ai livelli più bassi possibili. Se la pressione è troppo alta, infatti, sulla valvola si genera una considerevole perdita di carico che comporta uno spreco di energia.

CAPITOLO 4

MATERIALI E METODI

4.1 INTRODUZIONE

Il lavoro di sperimentazione è stato svolto su un impianto in scala da laboratorio a flusso continuo installato presso i laboratori della sede Enea di Bologna (*Sezione ACS PROT IDR - Gestione Risorse Idriche*). Si è provveduto al monitoraggio dell'impianto mediante analisi di laboratorio e allo studio dell'evoluzione dei segnali di pH, ORP e DO, misurati ed acquisiti in continuo con sonde installate sull'impianto.

Nel presente capitolo vengono descritte le caratteristiche dell'impianto e del sistema di acquisizione dati, le metodologie adottate per le analisi di laboratorio e gli strumenti informatici e di calcolo utilizzati per l'analisi dei dati.

Inoltre, vengono descritte le caratteristiche dell'impianto pilota in scala semi-reale ubicato all'interno dell'impianto di depurazione di Trebbo di Reno, su cui, nel Capitolo 6, verranno presentate le considerazioni sull'efficienza energetica e le possibilità di controllo.



Figura 4.1: Impianto in scala di laboratorio (vista laterale)

4.2 DESCRIZIONE DELL'IMPIANTO PILOTA

L'impianto è costituito da:

- Corpo reattore
- 2 sonde pH
- 2 sonde ossigeno disciolto
- 2 sonde ORP
- Sistema di agitazione
- Sistema di aerazione
- 3 pompe peristaltiche

L'impianto, che si trova all' interno di una camera termostata per garantirne il mantenimento ad una temperatura costante di circa 20°C, ha una capacità complessiva di 5400 ml, di cui 4500 ml costituiscono il volume di reazione (nitrificazione e denitrificazione).

CORPO REATTORE

Il reattore è costituito da 3 vasche comunicanti: vasca di denitrificazione, vasca di nitrificazione e sedimentatore. La vasca di denitrificazione ha una base quadrata di 10 cm per lato e 25 cm di altezza, con una capacità complessiva di 2 L. La vasca di nitrificazione misura 10 cm per 15 cm alla base e altezza di 25 cm ed è caratterizzata quindi da un volume pari a 2,5 L.

Il sedimentatore è un contenitore circolare con fondo a tramoggia, nel quale il refluo fluisce per gravità (bypassando la vasca iniziale di sedimentazione) ad una altezza pari a circa 10 cm dal collo del sedimentatore, circa 1/3 dell'altezza totale. La biomassa sospesa può quindi sedimentare per gravità verso il fondo, dove si trova il punto di prelievo dei fanghi di ricircolo. In precedenza, era utilizzato un sedimentatore trapezoidale, adiacente la vasca di nitrificazione, sostituito durante le attività di tesi precedenti, poiché non garantiva né la separazione della biomassa dal chiarificato, né l'omogeneità della biomassa al fondo, compromettendo il ricircolo fanghi e quindi i processi biologici.

Il collegamento tra il sedimentatore e la vasca aerobica è stato dotato di un ingresso supplementare per l'aria compressa in modo che questa, innescandosi per un secondo ogni 600 secondi, permetta di mantenere il passaggio sempre libero ed evitare possibili ostruzioni.

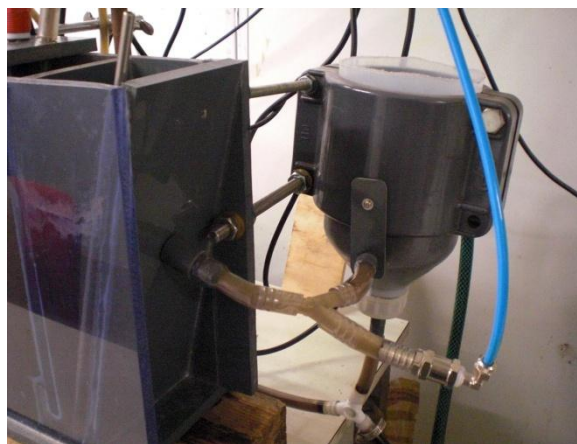


Figura 4.2: Particolare del sedimentatore

Le acque chiarificate confluiscono verso lo scarico posto a 17,5 cm rispetto alla base del reattore, il quale permette di regolare il volume della vasca di

nitrificazione e del sedimentatore stesso. Dal fondo, la biomassa sedimentata viene in parte ricircolata alla vasca di denitrificazione e in parte estratta periodicamente come fango di supero, tramite una valvola nella tubazione per il ricircolo, per compensare la biomassa formata in eccesso e regolare quindi l'età del fango. Il ricircolo fanghi è assicurato attraverso una pompa continua in rapporto 1:1 con la portata in ingresso, quindi variando l'ingresso varia anche il ricircolo fanghi.

Il reattore (predenitrificazione e nitrificazione) è costituito da due vasche a forma di parallelepipedo poste in serie, separate da un setto. L'alimentazione avviene attraverso una tubazione nella parte inferiore della vasca di denitrificazione; il refluo fluisce per stramazzo nella vasca di nitrificazione e per gravità al sedimentatore.

Il reattore è inoltre predisposto per l'alloggiamento di sei sonde, tre nella vasca di denitrificazione e tre nella vasca di nitrificazione, per la misura di pH, potenziale di ossido-riduzione e ossigeno disciolto. Sono stati predisposti ulteriori supporti per alloggiare le tubazioni di ricircolo e di aerazione oltre alle aste degli agitatori meccanici.

SISTEMA DI AGITAZIONE

Il sistema per l'agitazione è composto di un agitatore a pale che ha la funzione di forzare il moto del liquido dal centro verso l'esterno, permettendone il mescolamento per rotazione. È costituito da un'asta su cui è montata una coppia di palette, l'asta è collegata meccanicamente all'albero di un motore monofase in corrente alternata, con regolatore di velocità che ne permette una regolazione molto fine, da 50 a 1500 giri/min. La velocità di funzionamento è stata ricavata seguendo le esigenze sperimentali verificate durante il funzionamento del sistema 60 giri/min. Ciascuna vasca del reattore possiede un proprio agitatore posizionato al centro del volume interessato dal processo.

SISTEMA DI AERAZIONE

Il sistema di aerazione è ottenuto attraverso un diffusore costituito da una pietra

porosa, che garantisce una buona diffusione di bolle fini ed un alto trasferimento di ossigeno, sistemata all'interno della vasca aerobica ed alimentata da una soffiante.

Il sistema, oltre a garantire una sufficiente aerazione del refluo trattato, contribuisce all'agitazione dello stesso, soprattutto nei riguardi delle particelle sospese più piccole e dei microrganismi.

SISTEMA DI CARICO

Il carico del reattore è effettuato con una pompa peristaltica compatta a controllo manuale, avente portata regolabile da 0 a 10 L/min.

L'alimentazione dell'influente avviene a mezzo di taniche del volume di 30,40 o 50 L con carico in continuo, a portata costante di 5,47 L/giorno.

SISTEMI DI RICIRCOLO

Il ricircolo interno è effettuato con una pompa peristaltica operante in continuo ed avente portata regolabile.

La miscela areata viene prelevata per mezzo di una tubazione rigida posta all'interno della vasca di nitrificazione in prossimità del fondo della vasca e fluisce direttamente nella vasca di denitrificazione attraverso una tubazione simile posta anch'essa in prossimità del fondo. In condizioni di regime la pompa peristaltica operante per il ricircolo interno è stata impostata per erogare una portata pari a tre volte quella di carico e pari a 16,42 L/giorno.

Per quanto riguarda il ricircolo dei fanghi dal sedimentatore alla vasca di pre-denitrificazione, si è optato per una scelta progettuale di tipo discontinuo, in modo tale da poter inserire una pompa peristaltica che garantisca una maggior prevalenza e tubazioni con diametri maggiori. Infatti, dopo i primi 2 mesi in cui era stata prevista una pompa peristaltica operante in continuo con condizioni identiche a quella di alimentazione, si è preferito studiare ed adottare questa diversa soluzione operativa osservando che le basse velocità di rotazione della girante e le ridotte dimensioni delle tubazioni non garantivano il corretto ricircolo del quantitativo di biomassa previsto in linea teorica. I fattori precedentemente citati hanno, inoltre,

portato più volte a problemi impiantistici dovuti al bloccaggio del ricircolo causato da arresti della pompa ed intasamento delle tubazioni in corrispondenza dei raccordi e portato spesso alla selezione nel ricircolo di fango solo scarsamente ispessito.

La pompa discontinua è stata configurata per lavorare con ricircoli di 45 secondi (eroganti ciascuno 20,25 ml) e con 4,5 minuti di stacco, in modo tale da erogare in vasca di pre-denitrificazione una portata di 5,554 L/giorno utilizzando 274 attacchi nell'arco della giornata.

SISTEMA DI MISURA PER LA RILEVAZIONE DI pH, POTENZIALE DI OSSIDO-RIDUZIONE, OSSIGENO DISCIOLTO

Il sistema è costituito da un convertitore di misura multiparametrico, che rende disponibile il segnale per un'uscita analogica 4 – 20 mA da utilizzare nel sistema di acquisizione. Ogni vasca di processo dell'impianto è equipaggiata dalle seguenti sonde:

- un elettrodo combinato Crison per la misura di pH con range di misura da 0 a 14.
- un elettrodo combinato di platino Crison per la misura del potenziale di ossido-riduzione con range di misura $-2000 \div 2000$ mV.
- un sensore Crison per la misura di ossigeno disciolto, con range di misura 0 ± 20 mg/l.

La misura dell'ossigeno disciolto avviene utilizzando la strumentazione attualmente più diffusa e basata su un metodo polarigrafico che sfrutta l'elettrodo di Clark dotato di un catodo, generalmente in oro, ove avviene la semireazione di riduzione e un anodo, in argento, ove avviene la semireazione di ossidazione. I due elettrodi sono immersi in una soluzione di KCl e vengono separati dal liquido di cui si misura la concentrazione di O_2 , da una membrana in teflon permeabile all'ossigeno.

Al catodo viene applicata una tensione costante che polarizza l'elettrodo. L'ossigeno passa dalla membrana e viene ridotto al catodo: in questo modo si ha un passaggio di elettroni dall'anodo al catodo che crea una corrente proporzionale alla quantità di O_2 presente, o meglio, alla pressione parziale di ossigeno nel mezzo.

La corrente viene misurata da un conducimetro che ne esprime il valore direttamente in mg/l (o ppm o ppb a seconda della precisione dello strumento).

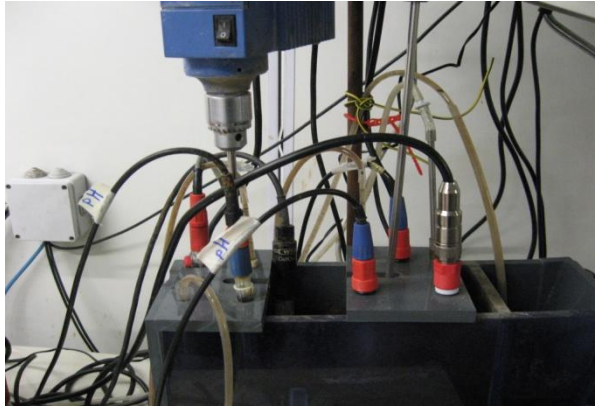


Figura 4.3 – Particolare del sistema di misura inserito nell'impianto.



Figura 4.4 – Strumentazione per le sonde ed aeratore.

4.3 DESCRIZIONE DELL'IMPIANTO PILOTA DI TREBBO DI RENO

L'impianto era ubicato presso l'impianto di depurazione delle acque di Trebbo di Reno (Bologna) di proprietà di Hera S.p.A..



Figura 4.5 - Collocazione dell'impianto pilota

Nel suo complesso, l'impianto era dotato dei seguenti componenti:

- un reattore;
- un sistema di agitazione;
- un sistema di aerazione con diffusori;
- un sistema di carico dell'influente;
- un sistema di scarico dell'effluente;
- un sistema di scarico dei fanghi di supero;
- un sistema di misura per la rilevazione di pH, potenziale di ossidoriduzione, ossigeno disciolto e temperatura;
- un sistema di acquisizione dati;
- un quadro elettrico, contenente le protezioni e i comandi dei componenti elettrici e un PLC per automatizzare il funzionamento dell'impianto.

Nell'arco di una giornata, si susseguivano 4 cicli completi di depurazione, ciascuno con inizio alle 4:30, alle 10:30, alle 16:30 e alle 22:30 rispettivamente. Il carico di influente era un refluo civile reale.

Nelle Figure 4.6 e 4.7 è possibile vedere alcune componenti dell'impianto:



Figura 4.6 – Visione anteriore dell'impianto



Figura 4.7 – Visione anteriore dell'impianto

Reattore

Il reattore era costituito da una vasca di forma cilindrica in materiale plastico, con diametro di 85 cm e altezza 1 m, per un volume utile di 500 litri. Essendo il sistema a flusso discontinuo, all'interno del reattore si susseguivano, in ordine cronologico seguente, tutte le fasi del processo:

- carico,
- anossia/anaerobiosi,
- ossidazione,
- scarico fanghi,
- sedimentazione,
- scarico effluente,
- attesa.

Sistema di aerazione

Il sistema di aerazione era ottenuto attraverso due diffusori a membrana, sistemati all'interno del reattore, alimentati da una soffiante con una portata aspirata di 69 m³/h ad una pressione di mandata di 20 hPa. Sulla linea di mandata era previsto un flussimetro per aria, con valvola a spillo per la regolazione della portata. Il costruttore dei diffusori ne assicurava la qualità, garantendo una buona diffusione di bolle fini e un alto trasferimento di ossigeno.

4.4 DETERMINAZIONE ANALITICA DEI CAMPIONI

I campionamenti, a seconda della metodologia con cui sono effettuati, possono distinguersi in:

- campionamenti di tipo “spot”
- campionamenti di tipo “track study”

I campionamenti “spot” sono stati effettuati pressoché giornalmente per monitorare l'attività dell'impianto pilota sia in condizioni di normale funzionamento sia in casi di accertato malfunzionamento. In genere questo tipo di campionamento prevede la raccolta di 50 ml di influente, 30 ml di effluente e 60 ml di liquame in ogni vasca.

I track studios sono, invece, dei campionamenti condotti durante lo svolgimento di un esperimento con cadenze prefissate, per poter monitorare nel tempo gli andamenti delle reazioni biologiche e le variazioni delle concentrazioni degli inquinanti.

Generalmente i quantitativi raccolti nelle vasche durante questi campionamenti sono di circa il 50% inferiori a quelli dei campionamenti di tipo “spot”.

In corrispondenza di ogni prelievo, inoltre, è stata effettuata la lettura dei dati forniti dalle sonde rilevatrici di DO, ORP e pH all'interno della vasca di pre-denitrificazione e su tutti i campioni prelevati sono state successivamente effettuate analisi chimico-fisiche per la determinazione dei principali parametri inquinanti e di processo.

Sia i campioni isolati che quelli per i track studies, sono stati prelevati manualmente ed analizzati presso le strutture del laboratorio chimico della Sezione Gestione Risorse Idriche della sede ENEA di Bologna.

Le analisi sono state eseguite con riferimento alle metodiche degli “Standard methods for examination of water and wastewater”, APHA, 1995.

Sui campioni sono state effettuate le seguenti misure:

- pH
- COD totale
- COD solubile
- solidi sospesi totali (SST)
- solidi sospesi volatili (SSV)
- azoto ammoniacale (N-NH₄)
- azoto nitroso (N-NO₂)
- azoto nitrico (N-NO₃) – Metodo spettrofotometrico
- azoto nitrico (N-NO₃) – Metodo cromatografico
- azoto nitrico (N-NO₃) – Sonda Scan per la misura in linea delle concentrazioni in vasca

Le determinazioni di COD totale e Solidi Sospesi sono state effettuate sul campione tal quale, mentre le altre determinazioni analitiche sono state effettuate sul campione filtrato con filtro a 0.45µm.

a) **LETTURA DEL pH**

Per la misura del pH in laboratorio sui campioni di refluo è stato utilizzato un pHmetro con elettrodo a vetro “Model SA 520”, calibrato settimanalmente attraverso una retta di regressione con letture di soluzioni tampone a pH=4, pH=7 e pH=10.

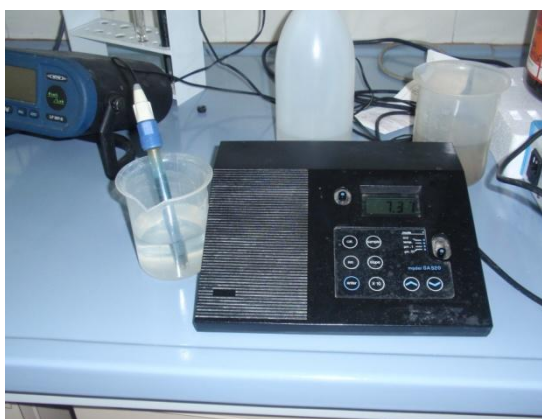


Figura 4.8 – pH-metro SA520.

b) DETERMINAZIONE DEL COD (CHEMICAL OXIGEN DEMAND)

Il COD indica la quantità di ossigeno che sarebbe necessaria per l'ossidazione chimica delle sostanze contenute nei campioni da analizzare. Queste sostanze sono determinate, dopo ossidazione a caldo in soluzione acida con bicromato di potassio, mediante retrotitolazione dell'eccesso di ossidante.

Materiali e reagenti:

- Apparato di filtrazione sotto vuoto;
- Filtri in carta con pori del diametro di 0,45 µm;
- Micropipetta da 5000 µl;
- Termoreattore HT 2000 S – DRLANGE;
- Kit CSB-DRLANGE per COD di dicromato di Potassio ($K_2Cr_2O_7$), range di misura 150 ÷ 1000 mg/l, 1000 ÷ 10000 mg/l;
- Fotometro.

Procedimento di analisi:

Si prelevano 2 ml di campione, filtrato se si desidera valutare il COD solubile, non filtrato se si desidera valutare il COD totale, eventualmente diluito con H_2O deionizzata MQ in un matraccio per fare rientrare la lettura all'interno del range di kit disponibile. Il campione in esame viene inserito all'interno dell'apposito fialetta con reattivo pre-dosato, la fialetta viene sigillata ed agitata in modo da far avvenire la reazione esotermica in modo completo. Successivamente la provetta viene posta all'interno del termoreattore che per 2 ore opera la digestione provocando graduali incrementi di temperatura fino al raggiungimento di 148°C.

In seguito alla digestione la lettura avviene, previa raffreddamento, inserendo le provette in un fotometro che fornisce direttamente in risposta la concentrazione di COD espressa in mg/L.



Figura 4.9 – Strumenti per la determinazione del COD: a sinistra il termostato per la digestione del campione, a destra lo strumento per la lettura.

c) DETERMINAZIONE DEI SOLIDI SOSPESI

Materiali:

- Essiccatore;
- Capsule di porcellana;
- Stufa a 105°C;
- Muffola a 550°C;
- Bilancia con sensibilità fino a 0.1 mg;
- Apparato di filtrazione sotto vuoto;
- Filtri in nitrato di cellulosa con pori del diametro di 1,1 µm.

Procedimento analitico:

La determinazione dei solidi sospesi si attua in maniera diretta od indiretta (per differenza tra solidi totali e disciolti) a seconda della quantità e del tipo di materiale sospeso. Per la determinazione in modo diretto dei Solidi Sospesi totali e volatili si procede come segue.

Dopo accurato mescolamento del campione, se ne preleva una quantità nota ed eventualmente diluita (peso netto) e si filtra con l'apposito apparato di filtrazione utilizzando un filtro con pori di 0.1 µm di diametro, precedentemente pesato e condizionato in muffola con H₂O deionizzata (peso filtro). Il filtro col residuo viene posto in una capsula di alluminio (tara) e messa in stufa a 105 °C per 2 ore fino a peso costante.

La capsula viene portata a temperatura ambiente in essiccatore, quindi pesata (peso dopo 105 °C) e passata in muffola a 550 °C per 1 ora fino alla formazione di ceneri bianche. La capsula viene nuovamente raffreddata in essiccatore e pesata (peso dopo 550 °C).

I Solidi Sospesi Totali ed i Solidi Sospesi Volatili, espressi come g/l, vengono calcolati in questo modo:

$$SST = \frac{\text{peso}(105^{\circ}\text{C}) - \text{tara}}{\text{campione}(\text{ml})} \cdot 100$$

$$SSV = \frac{\text{peso}(105^{\circ}\text{C}) - \text{peso}(550^{\circ}\text{C})}{\text{campione}(\text{ml})} \cdot 100$$

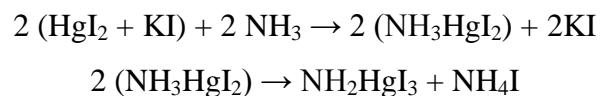


Figura 4.10 – A sinistra pompa per la filtrazione dei campioni, a destra stufa a 105°C per l'evaporazione dell'acqua dai campioni

d) DETERMINAZIONE DELL'AZOTO AMMONIACALE (Metodo Nessler)

Il metodo utilizzato è quello impiegato quando le concentrazioni di ammoniaca nel campione sono molto basse, comprese tra 40 µg/L e 4 mg/L di azoto ammoniacale.

Il metodo si basa sul fatto che l'ammoniaca (libera o idrolizzata) presente nell'acqua, reagisce con una soluzione alcalina di iodio-mercurato di potassio (reattivo di Nessler) per formare un complesso colorato secondo la reazione:



L'assorbanza del complesso colorato viene poi misurata alla lunghezza d'onda di 420 nm.

Per basse concentrazioni di ammoniaca il complesso è di colore giallo con un ottimo di assorbimento a 400–425 nm, mentre per concentrazioni più elevate il complesso è rosso o bruno ed è preferibile operare con lunghezze d'onda di 450–500 nm.

La reazione di colorazione non è istantanea, però non si deve attendere troppo prima dell'analisi in quanto il complesso colorato tende a flocculare ostacolando la lettura colorimetrica.

Il Ca, il Mg, il Fe e i solfuri possono provocare un intorbidimento in presenza del reattivo di Nessler, pertanto è opportuno precipitarli preventivamente aggiungendo al campione in esame del solfato di zinco ed una base. La presenza del flocculante $Zn(OH)_2$ è particolarmente utile nel caso di acque torbide o colorate per la rimozione delle sostanze in sospensione e delle sostanze colorate. Inoltre, affinché gli ioni calcio e magnesio rimasti in soluzione non precipitino in presenza del reattivo di Nessler alcalino, si aggiunge al campione in esame una soluzione stabilizzante di EDTA o di sale di Seignette.

Ammine alifatiche ed aromatiche, cloroammine, chetoni, aldeidi ed alcoli possono produrre una colorazione anormale (giallastra o verdastra) o un intorbidamento dopo l'aggiunta del reattivo di Nessler. Tali interferenze sono difficilmente trattabili, in quanto non si conosce alcun procedimento specifico per la loro rimozione totale: se dovessero, tuttavia, manifestarsi occorre ricorrere alla distillazione del campione.

Alcune sostanze volatili interferenti, come la formaldeide, possono essere rimosse mediante ebollizione a basso pH prima dell'aggiunta del reattivo.

Nel dosaggio dell'ammoniaca i risultati più attendibili si ottengono su campioni prelevati di fresco, in quanto la concentrazione di tale sostanza può variare rapidamente in seguito alla sua utilizzazione da parte dei consorzi batterici presenti nell'acqua. Pertanto, nell'eventualità in cui non sia possibile effettuare subito il dosaggio, è opportuno aggiungere 0,8 ml di H_2SO_4 conc. per litro di campione o, comunque, un volume tale da realizzare un pH compreso tra 1,5 ÷ 2 e conservare il campione a 4°C al fine di bloccare l'attività biologica. Se il campione è stato stabilizzato in ambiente acido, occorre neutralizzarlo aggiungendo NaOH o KOH immediatamente prima della determinazione.

Reattivi

- Reattivo di Nessler: preparato sciogliendo 100 g di ioduro mercurico e 70 g di ioduro di potassio in una piccola quantità d'acqua distillata. Questa soluzione viene successivamente aggiunta ad un'altra composta da 160 g di idrossido di sodio in 500 ml di acqua. Il tutto viene portato al volume di 1 litro con acqua distillata e il reattivo risultante deve essere conservato al buio in recipienti di pyrex per un tempo non superiore ad 1 anno.
- Sale di Seignette: preparata sciogliendo 50 g di tartrato di sodio e potassio tetraidrato ($\text{NaKC}_4\text{H}_4\text{O}_6 \cdot 4 \text{H}_2\text{O}$) in 100 ml di acqua distillata. L'ammoniaca generalmente presente nel sale di Seignette può essere allontanata portando all'ebollizione 30 ml di soluzione e, dopo raffreddamento a temperatura ambiente, riportando la soluzione al volume di 100ml con acqua distillata.
- Soluzione di Solfato di zinco: preparata sciogliendo 100 g di Solfato di zinco eptaidrato ($\text{ZnSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$) in acqua bidistillata e diluendo ad 1 litro di soluzione.
- Soluzione idrossido di sodio 6M: preparata sciogliendo 120 g di NaOH in 500 ml d'acqua distillata e portando al volume finale di 1 litro di soluzione.

Materiali

- Spettrofotometro per misure nel campo del visibile dotato di celle con cammino ottico di 1 cm;
- pH-metro con elettrodo di vetro per misure di pH alcalino;
- Micropipetta da 1000 μl ;
- Provette in vetro da 10 ml.

Procedimento di analisi

Il campione da analizzare deve essere preventivamente filtrato con filtri in carta a porosità 0,45 µm ed, eventualmente, diluito in provetta con acqua deionizzata microfiltrata MQ portando al volume finale di 5 ml.

La prova viene eseguita in parallelo su almeno 2 campioni ed 1 provetta aggiuntiva, contenente solo 5ml di H₂O MQ, funge da “bianco” per lo “zero-base” di lettura e viene tratta allo stesso modo dei campioni in esame. In ogni provetta si aggiunge nell’ordine:

- 1 goccia della soluzione del sale di Seignette (che inibisce la precipitazione dei residui ioni calcio e magnesio);
- 100 µl (= 0,1 ml) di reattivo di Nessler.

Il tutto viene miscelato e si attendono circa 15 minuti per permettere la completa reazione e lo sviluppo del colore, quindi si esegue la lettura allo spettrofotometro impostando la lunghezza d’onda precedentemente indicata.

Il bianco si prepara allo stesso modo sostituendo al campione acqua distillata.

Interpretazione dei risultati ottenuti

La concentrazione incognita viene determinata utilizzando l’equazione di una retta di taratura precedentemente costruita con soluzioni standard: in questo modo risulta possibile ricondursi dal valore dell’assorbanza (corretto del valore del “bianco”) alla concentrazione di azoto ammoniacale.

Nel caso sia stata eseguita una diluizione del campione, occorre moltiplicare il risultato ottenuto per il fattore di diluizione.

La formula da applicare segue la legge di Lambert-Beer e fornisce la concentrazione di N-NH₄⁺ direttamente in mg/l.

e) DETERMINAZIONE DELL’AZOTO NITROSO

I nitriti rappresentano uno stadio intermedio del ciclo dell’azoto e provengono dall’ossidazione dell’ammoniaca e, più raramente, dalla riduzione del nitrato.

Il metodo è basato sulla determinazione fotometrica di un complesso colorato che si ottiene dalla reazione dei nitriti col reattivo di Zambelli in ambiente

alcalino e risulta sensibile alla presenza di tricloruro di azoto e degli ioni ferrico, mercurioso, argento, bismuto, piombo, oro, cloroplatinato e metavanadato.

Per quanto riguarda il campionamento occorre prevedere la sua conservazione per un periodo massimo di 1 o 2 giorni, al riparo da luce e calore e ad una temperatura di 20°C o 4°C. Inoltre occorre evitare l'aggiunta di conservanti per evitare interferenze nell'analisi.

Reagenti

- Carbone attivo
- SULFANILAMMIDE (Reattivo di Zambelli): preparato sciogliendo 1 g di acido solfanilico, 1.5 g di fenolo e 30 ml di acido cloridrico conc. in 25 ml di acqua bidistillata. Il tutto viene riscaldando leggermente ed addizionato di altri 200 ml d'acqua distillata. Il reattivo si conserva per circa due mesi a 4° C. di temperatura.
- NAFTILETILENDIAMMINA (Reattivo B): preparata sciogliendo 0,1 g di N-(1naftil)etilenammide bicloridrato ($C_{12}H_{16}C_{12}N_2CH_3OH$) in 100 ml di acqua distillata.

Materiali

- Spettrofotometro per misure nel campo del visibile dotato di celle con cammino ottico di 1 cm;
- Micropipetta da 1000 µl;
- Provette in vetro da 10 ml.

Procedimento di analisi

Il campione da analizzare deve essere preventivamente filtrato con filtri in carta a porosità 0,45 µm ed, eventualmente, diluito in provetta con acqua deionizzata microfiltrata MQ portando al volume finale di 5 ml.

In caso di torbidità persistente occorre trattare il campione con carbone attivo per eliminare le sostanze interferenti e renderlo incolore. Per fare ciò si procede prelevando 100 ml di campione centrifugato ed aggiungendo una spatola di carbone attivo, agitando il tutto e lasciando riposare per circa 30 minuti. Quindi si filtra dapprima con carta filtro e poi sotto vuoto utilizzando filtri da 0.45 μm , verificando nuovamente la limpidezza del campione: in caso la torbidità fosse ancora presente, occorre ripetere nuovamente il trattamento con carbone attivo. L'analisi viene eseguita in parallelo su almeno 2 campioni ed 1 provetta aggiuntiva, contenente solo 5ml di H₂O MQ, funge da “bianco” per lo “zero-base” di lettura e viene tratta allo stesso modo dei campioni in esame. In ogni provetta si aggiunge nell'ordine:

- 0,1 ml della soluzione di sulfanilammide;
- 0,1 ml di Reattivo B.

Il tutto viene miscelato e si attendono dai 2 agli 8 minuti dopo l'aggiunta del primo reattivo e circa 15 minuti dopo la seconda aggiunta, per permettere la completa reazione e lo sviluppo del colore. La lettura colorimetrica deve essere eseguita allo spettrofotometro impostando la lunghezza d'onda di 543 nm e deve avvenire entro le 2 ore per evitare la comparsa di un precipitato bruno in provetta.

Il bianco si prepara allo stesso modo sostituendo al campione acqua distillata.

Interpretazione dei risultati ottenuti

La concentrazione incognita viene determinata utilizzando l'equazione di una retta di taratura precedentemente costruita con soluzioni standard: in questo modo risulta possibile ricondursi dal valore dell'assorbanza (corretto del valore del “bianco”) alla concentrazione di azoto nitroso.

Nel caso sia stata eseguita una diluizione del campione, occorre moltiplicare il risultato ottenuto per il fattore di diluizione.

La formula da applicare segue la legge di Lambert-Beer e fornisce la concentrazione di N-NO₂⁻ direttamente in mg/l.

Il minimo valore determinabile risulta 0.025 mg/l, mentre il massimo è di 18 mg/L.

f) DETERMINAZIONE DELL'AZOTO NITRICO (Metodo spettrofotometrico)

I nitrati rappresentano lo stadio di massima ossidazione dell'azoto proveniente dalla decomposizione della sostanza organica.

Il principio di analisi si basa sulla reazione dei nitrati ed il salicilato di sodio in ambiente acido per acido solforico: il Paranitrosalicilato di sodio ottenuto presenta, in soluzione alcalina, una colorazione gialla stabile misurabile spettrofotometricamente alla lunghezza d'onda di 420 nm.

Il metodo è applicabile alle acque naturali (superficiali, sotterranee e potabili), alle acque trattate e agli scarichi domestici ed industriali nell'intervallo di concentrazione da 0.5 mg/L a 5 mg/L di azoto nitrico.

Le possibili interferenze dovute all'inevitabile presenza dei cloruri non è rilevabile fino ad una concentrazione di questi pari a 400 mg/L. Se la concentrazione di cloruri risultasse più alta si avrebbe un'interferenza negativa: in questo caso, dopo aver determinato a parte l'ammontare del contenuto di cloruri nell'acqua in esame, occorrere trattare 100 ml di campione con una quantità equivalente di soluzione di Solfato di argento, lasciando coagulare il cloruro di argento e, se necessario, favorendone la coagulazione con un leggero riscaldamento.

I nitriti, al contrario, interferiscono positivamente per concentrazioni superiori ai 2 mg/l: se presenti nel campione in esame con tali quantitativi, occorre aggiungere 0,05 g di Solfato di ammonio. Se è presente, invece, sostanza organica a basse concentrazioni (per esempio COD = 100 mg/L), il metodo fornisce valori in leggero difetto rispetto agli altri metodi presentati.

Reagenti

- Acido Solforico concentrato;
- Carbone attivo;
- Soluzione di Sodio Salicilato: preparata sciogliendo 0,5 g di sodio salicilato in 20 ml di acqua distillata MQ. Tale soluzione deve essere preparata al momento dell'uso in quanto non è possibile la sua conservazione.

- Soluzione di Tartrato di sodio e potassio (Sale di Segnette) ed NaOH 10N: preparata sciogliendo con molta cautela e l'utilizzo di un agitatore magnetico, 400 g di NaOH anidro e 60g di Tartrato di sodio e potassio ($\text{NaKC}_4\text{H}_4\text{O}_6 \cdot 4 \text{H}_2\text{O}$) in 1 litro di soluzione con H_2O deionizzata MQ.

Materiali

- Spettrofotometro per misure nel campo del visibile dotato di celle con cammino ottico di 1 cm;
- Micropipetta da 1000 μl ;
- Capsule in porcellana larghe (capacità circa 60 ml).

Procedimento di analisi

Il campione da analizzare deve essere preventivamente filtrato con filtri in carta a porosità 0,45 μm ed, eventualmente, diluito in provetta con acqua deionizzata microfiltrata MQ portando al volume finale di 2 ml.

Se necessario, il campione viene trattato con carbone attivo nello stesso modo indicato per l'azoto nitroso.

L'analisi viene eseguita in parallelo su almeno 2 campioni ed 1 capsula aggiuntiva, contenente solo 2ml di H_2O MQ, funge da "bianco" per lo "zero-base" di lettura e viene tratta allo stesso modo dei campioni in esame. In ogni capsula vengono aggiunti nell'ordine:

- 0,1 ml della soluzione di Sodio salicilato;

Il tutto viene fatto evaporare a secchezza in stufa a 105°C e lasciato raffreddare.

- 1 ml di H_2SO_4 conc.;

Il campione essiccato viene "ripreso" lavando le pareti della capsula mediante inclinazione e rotazione.

- 8 ml di H_2O deionizzata MQ;

Occorre prestare attenzione alla reazione esotermica con l'acido: per evitare spruzzi di acido, l'acqua deve essere versata sulle pareti della capsula in modo deciso, quindi bisogna lasciare raffreddare il tutto.

- 8 ml di Sale di Seignette.

Il tutto viene miscelato e lasciato raffreddare a temperatura ambiente.

Prima della lettura colorimetrica si attendono 10 minuti circa dopo l'ultima aggiunta: la lettura deve essere eseguita allo spettrofotometro contro bianco, impostando la lunghezza d'onda di 420 nm e deve avvenire tenendo conto che la colorazione giallo-paglierino sviluppatasi è stabile per almeno 1 ora.

Bisogna osservare che nei liquami il campione potrebbe presentarsi di colore giallo interferendo, così, nella misura. In questi casi il campione deve essere trattato con carbone attivo in polvere, prima di eseguire la procedura per la determinazione dei nitrati. In modo meno preciso si potrebbe, altrimenti, ovviare a questo inconveniente facendo un "bianco" direttamente col campione in esame (omettendo il sodio salicilato).

Interpretazione dei risultati ottenuti

La concentrazione incognita viene determinata utilizzando l'equazione di una retta di taratura precedentemente costruita con soluzioni standard: in questo modo risulta possibile ricondursi dal valore dell'assorbanza (corretto del valore del "bianco") alla concentrazione di azoto nitrico.

Nel caso sia stata eseguita una diluizione del campione, occorre moltiplicare il risultato ottenuto per il fattore di diluizione.

La formula da applicare segue la legge di Lambert-Beer e fornisce la concentrazione di N-NO_3^- direttamente in mg/l.



Figura 4.11 – Spettrofotometro Helios α .

**g) DETERMINAZIONE DELL'AZOTO NITRICO
(Metodo cromatografico)**

L'analisi viene effettuata utilizzando il cromatografo Dionex, uno strumento per HPLC deputato all'analisi di anioni e cationi mediante cromatografia liquida a scambio ionico con rivelatore a conducibilità elettrica.

ELUENTE: 3,5 mM di Na_2CO_3 + 1 mM di NaHCO_3 in soluzione acquosa

FLUSSO DELL'ELUENTE: 0,8 ml/min

Componentistica

- *POMPA PERISTALTICA*: serve per far circolare l'eluente
- *PRECOLONNA* IonPac AG14 (4x50 mm)
- *COLONNA* IonPac AS14 (4x250mm)
- *SOPPRESSORE AUTORIGENERANTE ANIONICO ASRS*: è posto tra la colonna e il rivelatore, serve per aumentare la sensibilità dell'analisi abbattendo il contributo dovuto agli ioni dell'eluente. Contiene delle resine che scambiano lo ione sodio disciolto nella soluzione eluita con lo ione idrogeno e viene detto autorigenerante perché il Na è rimosso dalla resina attraverso un processo elettrolitico all'interno dello stesso soppressore
- *RIVELATORE*: conduttimetro.

Principio di funzionamento

La cromatografia permette di separare i componenti di una miscela attraverso una sequenza di stadi in cui gli analiti si ripartiscono tra la fase stazionaria, contenuta nella colonna analitica, e la fase mobile (eluente).

La diversa affinità degli ioni per la fase stazionaria fa sì che essi percorrano la colonna con velocità differenti e giungano separati al rivelatore, che effettua la misura della conducibilità elettrica in relazione al tempo di uscita, detto di ritenzione. Il segnale viene elaborato e visualizzato nella forma grafica del cromatogramma in cui in ascissa si riporta il tempo di analisi e in ordinata il corrispondente valore del segnale; l'aspetto del cromatogramma è una serie di picchi, il cui massimo corrisponde al tempo di ritenzione delle varie specie

separate. Nelle condizioni di analisi impiegate l'ordine di uscita degli anioni è: cloruro Cl^- , nitrito NO_2^- , nitrate NO_3^- , fosfato PO_4^{3-} e solfato SO_4^{2-} .

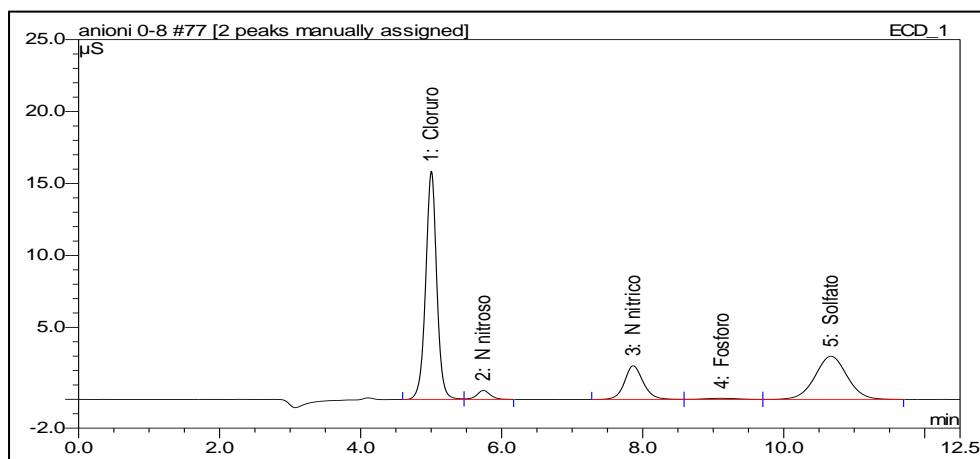


Figura 4.12 – Cromatogramma in interfaccia allo strumento.

Previa calibrazione dello strumento con soluzioni standard a contenuto anionico e concentrazione noti, è possibile risalire (mediante l'integrazione dell'area dei singoli picchi) ad un valore di concentrazione dello ione ricercato nel campione iniettato.

Ogni analisi è stata ripetuta così che il valore riportato sia mediato.



Figura 4.13 – Dionex

h) DETERMINAZIONE DELL'AZOTO TOTALE (Metodo Kjeldahl)

Nelle acque di scarico l'azoto si ritrova sottoforma di nitrato, nitrito, ammoniaca ed azoto organico.

L'azoto organico è quello legato alla materia organica allo stato di ossidazione “-3”. Poiché, secondo il metodo Kjeldahl, è possibile determinare contemporaneamente l'azoto organico e quello ammoniacale, la somma delle due forme viene comunemente indicata come “azoto totale” o “azoto Kjeldahl”. Tale parametro non va confuso con la somma di tutte le forme di azoto, ma rappresenta solamente quelle in cui l'azoto compare nello stato di ossidazione “-3”. La somma dei nitriti e nitrati viene talvolta riportata come “azoto ossidato”.

Principio del metodo

Il metodo si basa sulla trasformazione dell'azoto organico in Bisolfato di Ammonio, in seguito alla mineralizzazione del campione con acido solforico concentrato a caldo (360°C circa), in presenza di un catalizzatore (catalizzatore Kjeldahl). Dal bisolfato di ammonio si libera ammoniaca, per alcalinizzazione con idrossido di sodio, che viene distillata in corrente di vapore e raccolta in una soluzione di acido borico per il dosaggio titrimetrico.

Materiali e reagenti

- Tubi Kjeldahl
- Matracci da 300 ml
- Stufa per tubi Kjeldahl
- Distillatore a vapore
- Miscela Kjeldahl: 320 g di Potassio Solfato, 78.22 g di Rame Solfato e 5g di Selenio
- Soluzione di idrossido di sodio al 40%
- Soluzione di acido borico al 2%
- Acido solforico concentrato
- Soluzione 0.1N di acido Solforico

- Indicatore per azoto Kjeldahl od in alternativa rosso di metile (soluz. in acqua al 1 per mille)

Procedimento di analisi

In un tubo Kjeldahl si introduce un'aliquota di campione ben miscelato, con ~ 1 g di miscela Kjendahl e acido solforico (~ 20 ml). Si digerisce a caldo (~350 °C - 345°-370°C e la temperatura non deve superare i 382 °C) fino alla scomparsa del colore bruno del liquido. I vapori tossici che si sviluppano durante la digestione vengono asportati in corrente d'aria. Al termine della digestione, si lascia raffreddare e si aggiunge un po' d'acqua per raccogliere i vapori dal tubo. Si alcalinizza con idrossido di sodio (~25-30 ml) e si distilla in corrente di vapore raccogliendo il distillato (250 ml ca) nella soluzione di acido borico (100 ml) contenente alcune gocce di indicatore specifico. Quindi si titola con una soluzione 0.1 N di acido solforico, fino al viraggio dal colore verde al colore rosa intenso.

Calcolo

Per il calcolo dell'azoto totale (in mg/l di azoto) si applica la seguente formula:

$$TKN = \frac{\text{ml H}_2\text{SO}_4 \cdot P_{AN} \cdot N}{V_{\text{camp}}}$$

Dove P_{AN} è il peso atomico dell'azoto, ml H_2SO_4 sono i ml di acido solforico titolati, N e la normalità dell'acido e V_{camp} è il volume di campione utilizzato per l'analisi.

I) DETERMINAZIONE DEL CARBONIO ORGANICO TOTALE (TOC)

Il TOC (Total Organic Carbon) si determina per differenza tra il Carbonio Totale (TC) ed il Carbonio Inorganico (IC).

Lo strumento utilizzato è l'analizzatore TOC-VCPH SHIMADZU che effettua l'analisi del Carbonio Organico (TOC) disciolto, con determinazione diretta della quantità delle sostanze organiche, tramite la misura del carbonio (C) presente nella

CO₂ generata da una ossidazione delle sostanze organiche presenti. Questa metodica prevede pertanto sistemi di ossidazione delle sostanze organiche e la relativa determinazione della CO₂ prodotta.

Il campione, preventivamente filtrato con filtri in carta a porosità 0,45 µm, viene iniettato mediante micro siringa e trascinato da una corrente di acqua acidificata ed ossigeno in un tubo di pirolisi. L'anidride carbonica prodotta uscente dal tubo, somma di quella prodotta dalla combustione del carbonio organico e dalla dissociazione di carbonati e bicarbonati presenti nel campione, viene misurata e determinata come carbonio (Carbonio Totale o TC). Successivamente viene determinato il Carbonio Inorganico o IC effettuando una seconda iniezione e determinando il carbonio dalla CO₂ prodotta dallo stripping per acidificazione con una soluzione di acido ortofosforico.

Dalla differenza tra i valori ottenuti nei due casi si risale al contenuto di carbonio organico del campione (TOC).

$$\text{TOC} = \text{TC} - \text{IC}$$

Al fine di effettuare il controllo del “bianco” viene effettuata ogni volta la misura in doppio del TOC rilevato per l'acqua deionizzata.



Figura 4.14 - *Analizzatore TOC-VCPH SHIMADZU*

4.5 IL SISTEMA DI ACQUISIZIONE DEI DATI

L'acquisizione e la memorizzazione dei dati vengono effettuate con una scheda di acquisizione dati multifunzione, montata su un personal computer, sul quale viene eseguita l'applicazione software predisposta al controllo della scheda e alla memorizzazione dei dati acquisiti.

Le caratteristiche della scheda di acquisizione dati sono:

- 8 ingressi analogici differenziali con 16 bit di risoluzione,
- 8 ingressi/uscite digitali,
- 2 uscite analogiche con 12 bit di risoluzione,
- frequenza di campionamento di 333 KS/s.

Il software utilizzato per la gestione della scheda e per l'implementazione del programma che permette la costruzione dell'interfaccia grafica, l'acquisizione, l'analisi e la memorizzazione dei dati è costituito da due pacchetti commerciali:

- LabView6.i® di National Instruments.
- Matlab di Mathworks.

L'applicazione software è sviluppata in LabView che, oltre a permettere l'acquisizione dei dati tramite gli ingressi analogici, provvede anche alla scansione dei tempi del processo tramite le uscite digitali.

Per facilitare la memorizzazione dei dati e renderli più facilmente accessibili, si è utilizzato un database MySQL, di tipo open source.

Le varie tabelle relazionali sono state utilizzate per la memorizzazione dei dati campionati dalle sonde, per memorizzare le analisi e gli eventi che si sono succeduti.

In Figura 4.15 è evidenziato il diagramma ER del database utilizzato.

La tabella dati permette di memorizzare i valori campionati dalle sonde relative al pH, ORP e DO, sia in vasca di denitrificazione che in vasca di ossidazione.

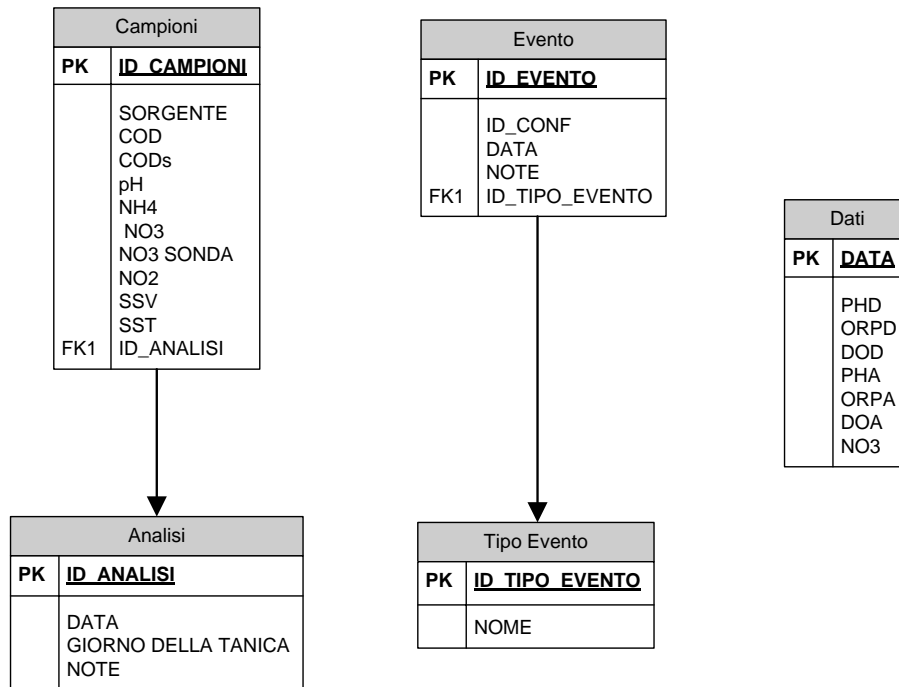


Figura 4.15 – Struttura del database.

In “campioni” sono memorizzate le analisi di laboratorio e la tabella “analisi” permette di ottenere un riferimento temporale per ogni istanza della tabella “campioni”.

Da notare nel campo “NO3” vengono memorizzati i risultati delle misure effettuate direttamente in laboratorio con metodo spettrofotometrico o cromatografico, mentre “NO3 SONDA” contiene la misura effettuata tramite sonda Scan NITRO::Lyser® che permette di rilevare la quantità di nitrati in vasca.

Le tabelle Evento e Tipo Evento permettono di memorizzare tutto ciò che è accaduto sull’impianto: esperimenti, inoculi, cambio tanica, manutenzione.

CAPITOLO 5

MONITORAGGIO DELL'IMPIANTO PILOTA ED ELABORAZIONE DEI DATI SPERIMENTALI

5.1 INTRODUZIONE

L'attività sperimentale ha avuto come oggetto di studio l'impianto pilota descritto nel capitolo precedente, sul quale sono state effettuate tutte le operazioni necessarie al fine di garantirne una gestione ottimale.

Obiettivo primario era quello di portare l'impianto in uno stato operativo stabile, caratterizzato da andamenti dei segnali acquisiti il più possibile costanti, al fine di poter successivamente effettuare prove sperimentali; infatti, solo in questo modo i risultati potevano essere interpretati unicamente in funzione delle perturbazioni eseguite sul sistema.

Nell'arco di tempo dell'attività sperimentale, molte scelte impiantistiche sono state cambiate per esigenze di processo, altri aspetti sono stati verificati e controllati per cercare di mantenere l'impianto nelle condizioni di regime.

L'impianto è stato alimentato per tutta la sperimentazione con un alimento sintetico e i principali cambiamenti effettuati durante il lavoro di tesi hanno riguardato la composizione dell'alimento, in termini di rapporto COD/TKN e la configurazione delle pompe.

5.2 FASI DI LAVORO

Per poter effettuare sperimentazioni e monitorare i segnali, nella prima fase dell'attività di tesi, ovvero nel periodo compreso tra settembre e dicembre, poiché l'impianto era già stato allestito ed avviato, si è proceduto attraverso le seguenti fasi operative:

- raggiungimento delle condizioni operative stazionarie e monitoraggio programmato dei principali parametri di controllo;
- fase di sperimentazione, con l'esecuzione di test sperimentali.

In seguito alla pausa natalizia, è stato necessario riavviare l'impianto pilota; perciò da gennaio a marzo, le fasi operative sono state le seguenti:

- equipaggiamento dell'impianto con sonde di misura dei segnali indiretti e con opportune apparecchiature elettro-meccaniche (pompe, miscelatori ed aeratori);
- avviamento dell'impianto con biomassa prelevata da un impianto reale per il trattamento di reflui civili;
- raggiungimento delle condizioni operative stazionarie e monitoraggio programmato dei principali parametri di controllo;
- fase di sperimentazione, con l'esecuzione di test sperimentali.

In tutti i sistemi biologici di trattamento a fanghi attivi, la fase di avviamento è seguita da una fase transitoria prima del raggiungimento di uno stato di funzionamento stazionario. Il tempo necessario affinché il sistema biologico raggiunga un equilibrio è generalmente quantificabile nell'ordine di qualche settimana, pur essendo funzione di numerosi fattori ambientali al contorno che influenzano l'effettiva capacità dei batteri di adattarsi e selezionarsi; nel caso della sperimentazione effettuata il tempo di avviamento è stato pari a due settimane.

5.2.1 FASE DI AVVIAMENTO

Dopo aver predisposto l'impianto per il suo funzionamento, si è provveduto all'inoculo del fango biologico prelevato dall'impianto di depurazione comunale di Trebbo di Reno all'interno delle vasche di trattamento. Questa scelta iniziale è stata fatta perché, in tal modo, la biomassa presente nei fanghi risulta acclimatata al substrato di utilizzo e questo comporta una tempistica minore per portare l'impianto a regime.

Il raggiungimento delle condizioni stazionarie avviene nel momento in cui nell'impianto si raggiungono condizioni di equilibrio, sia biologico che fisico. Questa condizione è determinata soprattutto dalla concentrazione dei fanghi nelle vasche e dalla qualità degli stessi, che devono essere attivi per poter smaltire il carico in ingresso.

Per raggiungere tale condizione occorre ricreare le condizioni di crescita e sviluppo dei batteri, come ad esempio mantenere una concentrazione di ossigeno adeguata nella vasca di nitrificazione e, contemporaneamente, un ambiente privo di ossigeno nella vasca di denitrificazione, mantenere una età del fango adeguata attraverso l'estrazione del supero giornaliero ed il corretto funzionamento dell'alimentazione e dei ricircoli.

5.3 CARATTERIZZAZIONE DELL'ALIMENTO

Per prima cosa, si è provveduto a verificare che la composizione dell'alimento sintetico in ingresso all'impianto avesse caratteristiche tali da soddisfare due esigenze primarie: portare e mantenere il sistema in uno stato di equilibrio noto e permettere di simulare in tutte le sue caratteristiche un refluo reale medio civile tipico della zona d'interesse. In particolare è stato definito accuratamente l'ingresso in termini di rapporto Carbonio/Azoto (COD/TKN) e ed in termini di quantitativi di elementi necessari per la sopravvivenza e la crescita della biomassa.

Nell'arco della sperimentazione si possono individuare tre momenti, in cui le concentrazioni di sostanze organiche e di azoto ammoniacale sono state modificate al fine di ricercare un'efficace resa depurativa e di studiare l'andamento dei segnali monitorati, in funzione del diverso rapporto COD_{tot}/TKN in ingresso; durante settembre e ottobre il rapporto COD/TKN era pari a 6,6, per poi passare ad un

rapporto pari a 5,8 ed infine, nel periodo compreso tra novembre e marzo ad un rapporto pari a 6,0. In ognuno di questi periodi, si è provveduto ad una caratterizzare dell'alimento con analisi specifiche ogni qual volta avveniva un cambio di tanica. La caratterizzazione è stata effettuata attraverso analisi del COD solubile (filtrato a 45 µm), con analisi dell'azoto ammoniacale presente nel refluo e con lettura del pH.

Di seguito, in Tabella 5.1 e 5.2, vengono riportate la composizione dell'alimento sintetico, il dosaggio utilizzato durante una fase della ricerca ed il contributo fornito dai singoli reagenti in termini di substrato carbonioso ed azoto, determinato sperimentalmente con analisi di laboratorio per i diversi tipi di rapporto COD/TKN che hanno caratterizzato le diverse fasi sperimentali.

ALIMENTO fino al 20/11/2009 C/N=6,6			
	QUANTITA'	APPORTO DI COD	APPORTO DI TKN
	g/l	g/l	g/l
1) CH ₃ COONa.3H ₂ O	0,268	0,1264	
2) YEAST EXTRACT	0,237	0,2370	0,0232
3)NH ₄ Cl	0,278		0,0728
4) CaCl ₂ .2H ₂ O	0,009		
5) MgSO ₄ .7H ₂ O	0,06		
6) GLUCOSIO	0,182	0,1947	
7) Na ₂ CO ₃	0,1		
8) K ₂ HPO ₄	0,004		
9) NUTRIENTE	0,4		

Tabella 5.1- Ricetta dell'alimento: COD/TKN=6,6

CALCOLO DELLA RESA DELL'ALIMENTO IN TERMINI DI COD_T E TKN:

$$\text{COD}_T = 0.1640 + 0.2370 + 0.2321 = 0.633 \text{ g/l}$$

$$\text{TKN} = 0.0232 + 0.0728 = 0.096 \text{ g/l}$$

COMPOSIZIONE DEL NUTRIENTE:

COMPONENTE	QUANTITA' (g/l)
FeCl ₃ • 6 H ₂ O	1.50
H ₃ BO ₃	0.15
CuSO ₄ • 5 H ₂ O	0.03
KI	0.18
MnCl ₂ • 4 H ₂ O	0.12
Na ₂ MoO ₄ • 2 H ₂ O	0.06
ZnSO ₄ • 7 H ₂ O	0.12
CoCl ₂ • 6 H ₂ O	0.15
EDTA	0.01

Tabella 5.2 – Composizione del nutriente

Questa 'ricetta' dell'alimento è stata utilizzata fino al 19 novembre 2009. Il rapporto C/N=6,6 garantiva un apporto notevole di carbonio; a causa di tali concentrazioni elevate, in vasca di denitrificazione si verificavano anche delle reazioni parallele di consumo della sostanza organica: la solfato riduzione (ad opera dei solforiduttori) e la metanogenesi (ad opera dei batteri metanogeni).

Conseguentemente a tali riflessioni si è deciso di abbassare il rapporto C/N portandolo da 6,6 a 5,8 correggendo il COD della ricetta e mantenendo costante il TKN.

Questa ricetta è stata utilizzata solo per pochi giorni poiché l'impianto non ha risposto bene al cambiamento. La modifica fatta ha coinvolto il glucosio e l'acetato, determinando una diminuzione del COD_{TOT}, ed in particolare abbassando la parte di COD prontamente degradabile (*rbCOD*). L'apporto in ingresso di carbonio prontamente degradabile all'impianto avveniva quindi in quantità insufficiente per completare il processo di denitrificazione, determinando un accumulo di nitriti e nitrati in vasca.

Tale considerazione ha prodotto un ulteriore cambiamento nella ricetta, nella quale è stato mantenuto il C/N di 5,8, bilanciando però tra loro la componente di COD lentamente degradabile (lievito) con la componente di COD prontamente degradabile (acetato e glucosio). L'ultimo cambiamento fatto sull'ingresso ha riguardato la correzione del rapporto C/N a 6,0, aumentando il TKN in ingresso agendo sulla quantità di cloruro d'ammonio.

Per tutta la durata della sperimentazione si è provveduto alla preparazione dell'alimento sintetico ad intervalli regolari in taniche da 30-40-50 l. Generalmente l'alimento è stato preparato un paio di volte la settimana in modo da garantire un buon apporto di COD prontamente degradabile.

5.4 ANALISI DI LABORATORIO

Il monitoraggio dell'impianto è stato condotto attraverso dei campionamenti giornalieri nelle sezioni impiantistiche e conseguenti determinazioni analitiche, nonché la contemporanea osservazione dei segnali provenienti dalle sonde inserite nelle vasche di denitrificazione e nitrificazione. Tale lavoro è stato svolto, nel periodo compreso tra settembre e dicembre, in concomitanza con lo sviluppo di un altro lavoro di tesi, pertanto per i dati relativi a tale periodo si rimanda all'elaborato di Pulcini Dalila (*Analisi di pH ORP e DO finalizzata all'utilizzo di segnali indiretti per il monitoraggio e il controllo automatico di impianti di depurazione a fanghi attivi*, Tesi di laurea in Ingegneria per l'Ambiente e il Territorio A.A. 2008-2009).

L'andamento dei dati ottenuti dalle analisi svolte nel periodo compreso tra gennaio a marzo è invece riportato nelle Figure 5.1 e 5.2 sottostanti:

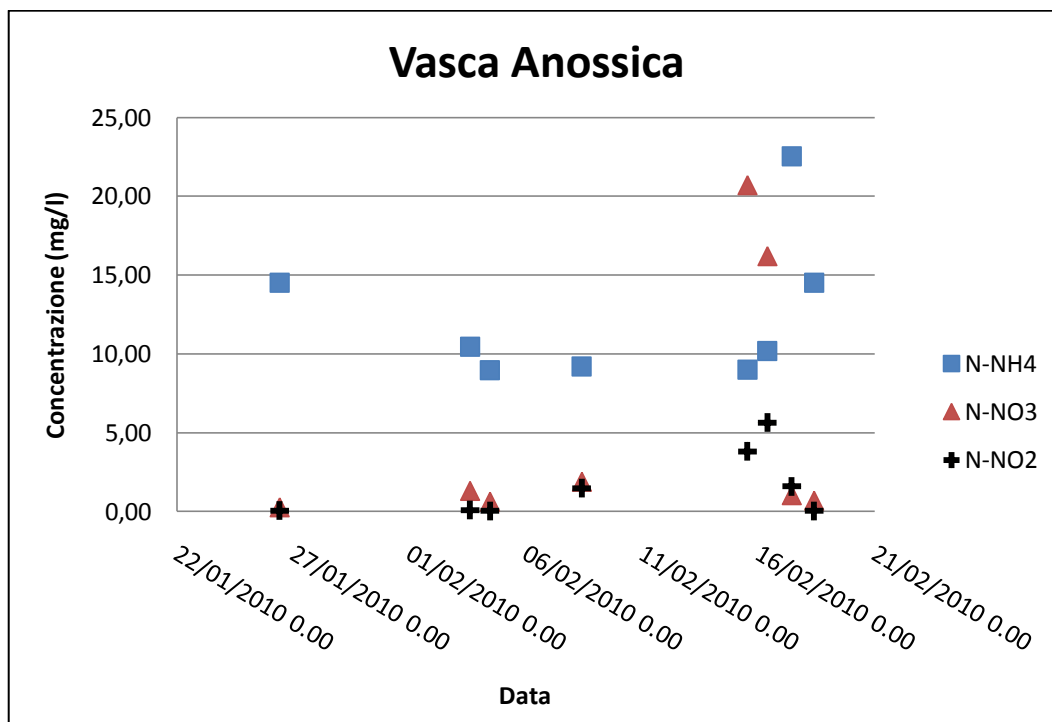


Figura 5.1 – Andamento temporale di N-NH₄, N-NO₃ e N-NO₂ in vasca anossica

In vasca anossica, l'andamento dell' $N-NH_4$ è pressoché costante attorno al valore di 10 mg/l, fatto salvo per il primo punto (riferito al 26/01/2010) in cui l'impianto non si trovava ancora in uno stato di equilibrio in seguito al riavviamento, e per gli ultimi due punti, in cui si era verificato in vasca un accumulo di nitrati.

Ciò è confermato anche dall'andamento dei nitriti e dei nitrati che sono prossimi allo zero, fatto salvo per le giornate in cui nell'impianto si era verificato l'accumulo in vasca.

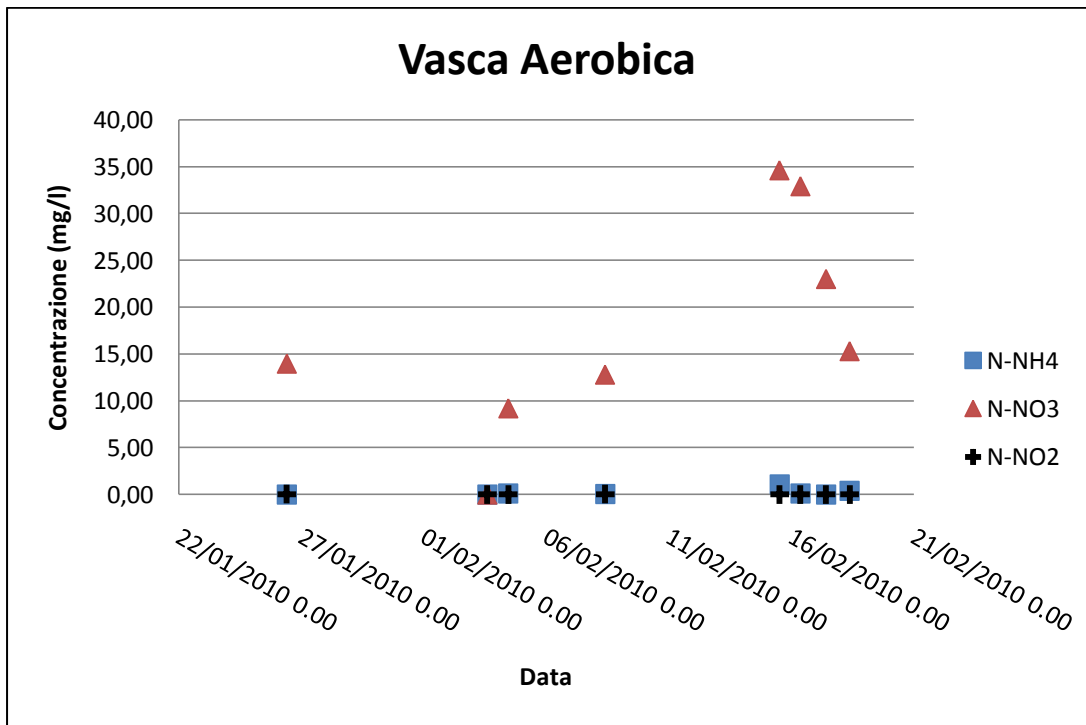


Figura 5.2– Andamento temporale di $N-NH_4$, $N-NO_3$ e $N-NO_2$ in vasca aerobica

In vasca aerobica, la concentrazione di nitriti e ammoniaca è prossima allo zero, indice di completa nitrificazione. L'azoto nitrico ha mediamente una concentrazione di 10÷15 mg/l; solo in occasione dell'accumulo in vasca si sono registrati concentrazioni superiori, attorno ai 35 mg/l. Ciò era dovuto al contributo derivante della vasca anossica, in cui era stato constatato un accumulo di nitrati, che si sommava alla normale produzione in vasca aerobica.

5.5 ESPERIMENTI EFFETTUATI

La presente attività sperimentale, si sviluppa come prosieguo di quella svolta nel periodo compreso tra ottobre e dicembre, in cui si erano evidenziati dei problemi in vasca di ossidazione; l'accumulo di ammoniaca, indice di una scarsa o parziale nitrificazione, aveva portato a considerare che la concentrazione di ossigeno presente, in quel periodo ancora regolata attraverso il controllo on-off, fosse insufficiente e quindi agisse come fattore limitante.

Per questo motivo, si è deciso di sospendere il controllo on-off dell'ossigeno, passando invece ad una gestione manuale della concentrazione presente in vasca. L'obiettivo era quello di verificare, attraverso gli esperimenti eseguiti e di seguito riportati, se in questo modo fosse possibile fornire una sufficiente quantità di ossigeno alla biomassa, tale da consentire una completa ed efficiente nitrificazione.

Di seguito viene riportato l'esperimento eseguito il 18/12/2009 che ha portato alle considerazioni circa l'ossigeno come possibile fattore limitante, e gli esperimenti eseguiti il 4/02/2010 e il 18/02/2010. In questi ultimi, è stata dapprima raddoppiata la portata in ingresso, ed in seguito incrementata la portata di ricircolo per piccoli steps successivi. Mentre nell'esperimento del 4 febbraio l'ossigeno è stato lasciato libero, senza intervenire in nessun modo su di esso al fine di valutarne l'andamento, nell'esperimento del 18 febbraio, si è intervenuti sulla concentrazione di ossigeno, aumentandola, per verificare se in questo modo si potesse raggiungere una nitrificazione completa.

5.5.1 ESPERIMENTO DEL 18/12/2009

Questo esperimento aveva come obiettivo quello di trovare la portata di ricircolo ottimale; a tal fine, è stata raddoppiata la portata d'ingresso e, con un ritardo di circa 45 minuti è stato raddoppiato anche il ricircolo interno. Poiché i segnali sembravano mettere in luce una denitrificazione spinta, si è deciso di aumentare ancora il ricircolo per piccoli steps successivi.

Le variazioni delle portate sono riportate nella tabella seguente:

ORA	PORTATE	
	Q _{IN}	Q _{IR}
	ml/min	ml/min
11.00	5	15
11.10	10	15
11.45	10	31,8
12.50	10	34
14.50	10	35
15.00	10	36
15.20	10	37
15.35	10	38
16.25	10	39
17.00	10	40
17.20	10	41
17.35	10	42
17.50	10	43
18.00	10	44
18.10	10	46
18.30	10	48
20.00	5	14

Tabella 5.3 - Variazioni portate d'ingresso e di ricircolo

Nelle Tabelle 5.4 e 5.5 vengono riportati i risultati delle analisi effettuate:

ORA	VASCA DENITRO			
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃	COD _s
	(mg/l)	(mg/l)	(mg/l)	(mg/l)
11.00	24,27	0,48	0,68	32,3
11.40	29,46	0,13	0,6	30,4
12.15	21,29	0,21	1,8	27,8
12.45	22,58	0,62	1,2	28,4
14.45	25,35	0,04	0,28	29,5
18.30	25,40	0,07	0,32	

Tabella 5.4 – Risultati delle analisi in vasca anossica

ORA	VASCA NITRO		
	N-NH ₄	N-NO ₂	N-NO ₃
	(mg/l)	(mg/l)	(mg/l)
11.00	0,00	0,88	29,5
11.40	0,00	0,83	27,7
12.15	5,39	1,06	23,6
12.45	6,94	0,99	20,44
14.45	12,12	1,01	17,72
16.20	14,52	0,99	14,45
18.30	17,24	1,01	14,93

Tabella 5.5 - Risultati delle analisi in vasca aerobica

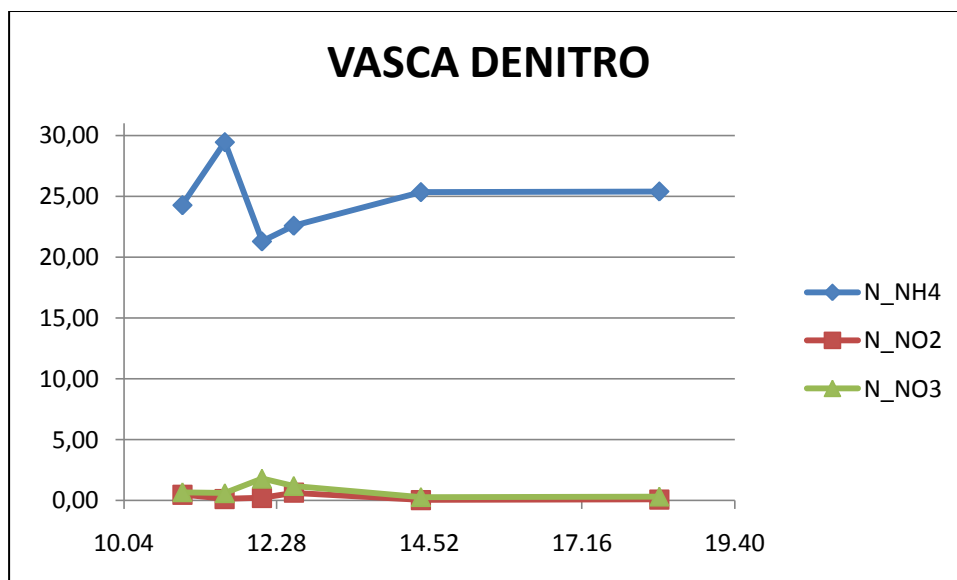


Figura 5.3 - Risultati delle analisi in vasca di denitrificazione

L'aumento della portata in ingresso si nota nell'andamento dell'ammoniaca in vasca anossica che segnala il picco alle ore 11:40, poi, nel corso dell'esperimento, si è mantenuta circa costante intorno a 25 mg/l. Le concentrazioni di nitriti e nitrati sono molto basse il che indica la denitrificazione completa.

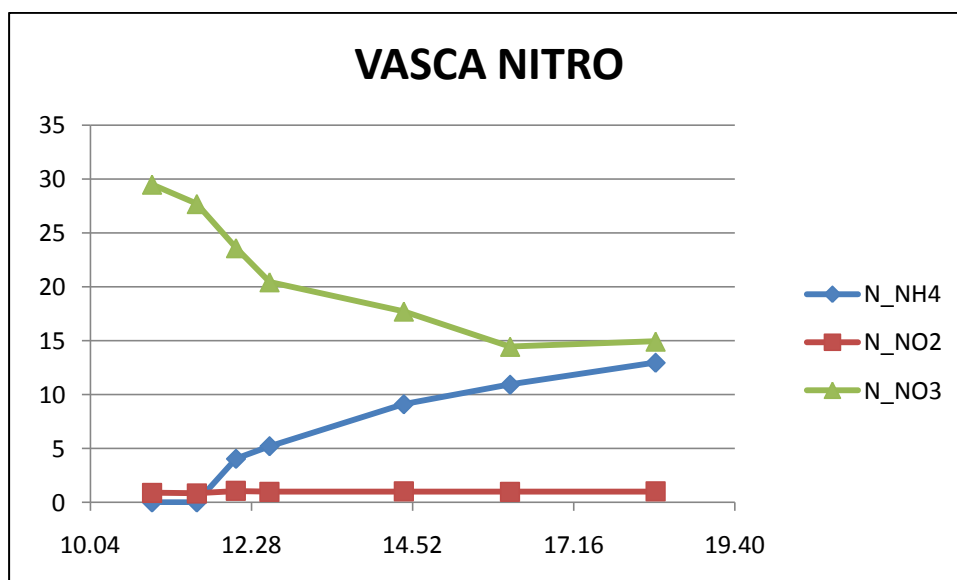


Figura 5.4 - Risultati delle analisi in vasca di nitrificazione

Le analisi in vasca aerobica mostrano una bassa produzione di nitrati che determina il conseguente accumulo di ammoniaca. Si è pensato che il fenomeno

potesse essere dovuto ad una carenza di ossigeno, tale da non consentire la completa ossidazione dell'ammoniaca in ingresso.

Valutando la corrispondenza con i segnali in vasca:

➤ Segnali Vasca Anossica

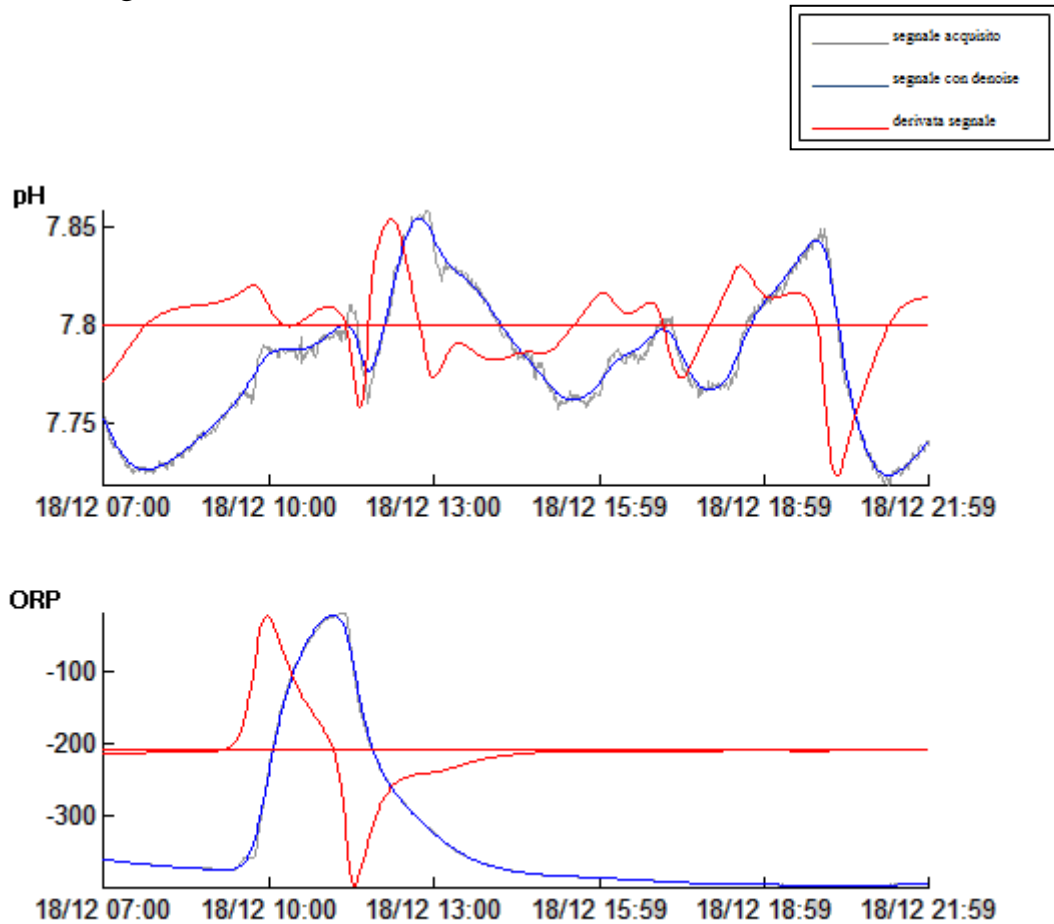


Figura 5.5 - Andamento dei segnali in vasca anossica

I profili di pH e ORP in vasca anossica mostrano che il processo di denitrificazione è completo; l'aumento della portata di ricircolo non ha determinato un accumulo di nitriti e nitrati, come già dimostrato dalle analisi in vasca, ed infatti le sonde misurano valori molto bassi di ORP, tipici di denitrificazioni molto spinte.

➤ Segnali Vasca Aerobica

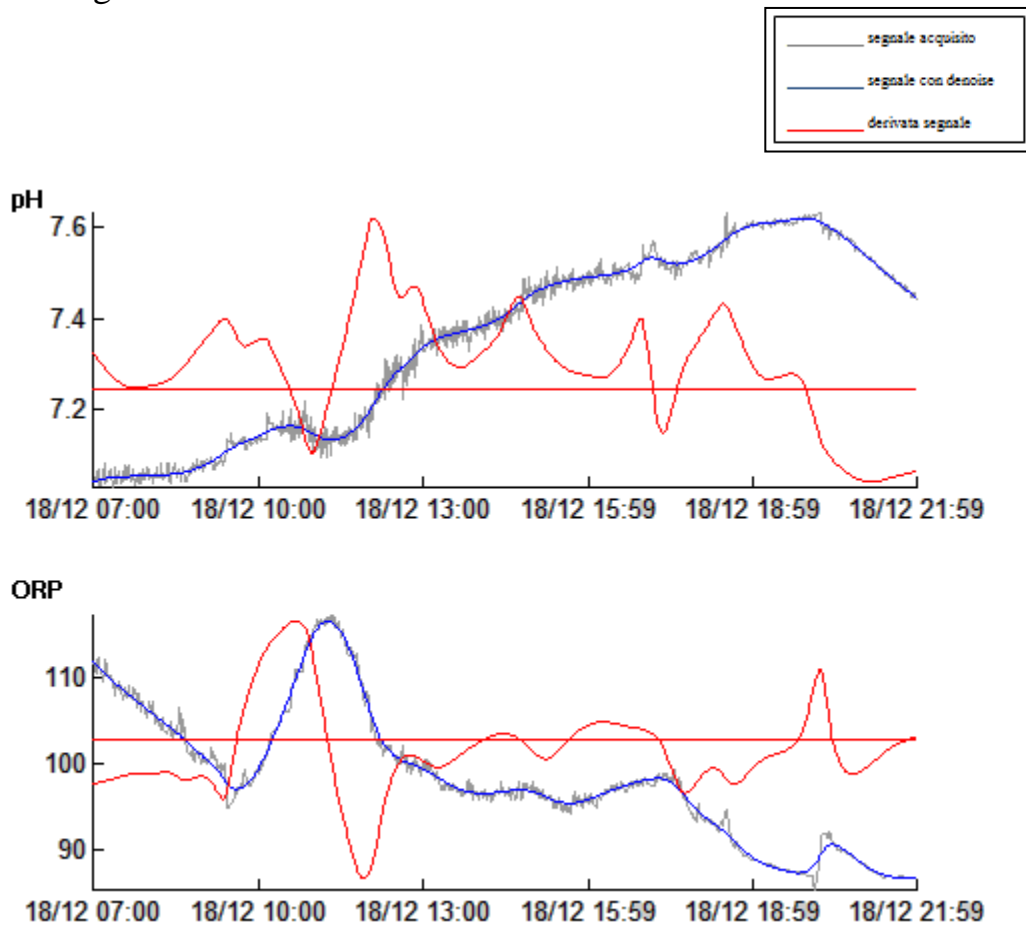


Figura 5.6 - Andamento dei segnali in vasca aerobica

In vasca aerobica possiamo notare la difficoltà da parte della biomassa a nitrificare l'ammoniaca in ingresso, causando un accumulo della stessa ed una minor produzione di nitrati. Il fenomeno è confermato anche dal pH, il cui andamento crescente è sintomo di una nitrificazione non completa.

5.5.2 ESPERIMENTO DEL 04/02/2010

A seguito dei risultati ottenuti dalle precedenti sperimentazioni, di cui è stato esposto un esempio nel paragrafo sopra, si è deciso di adottare come politica di gestione la sospensione del controllo on-off dell'ossigeno, che è stato quindi stato lasciato libero. L'obiettivo era quello di verificare l'andamento dell'ossigeno al variare delle condizioni di equilibrio del sistema.

Ad un iniziale raddoppio di carico in ingresso, atto a simulare l'aumento di carico organico che potrebbe verificarsi all'ingresso di un impianto reale, si è proceduto

umentando il ricircolo interno per piccoli steps consecutivi; prima di ciascun cambio di portata è stato eseguito un campionamento.

Di seguito è riportata la tabella con i cambi di portata:

ORA	Operazione	Q _{IN} (ml/min)	Q _{IR} (ml/min)
10.55	PRELIEVO	5	20
11.20	CAMBIO	10	20
11.55	PRELIEVO		
11.56	CAMBIO	10	25
13.00	PRELIEVO		
13.45	PRELIEVO		
13.46	CAMBIO	10	30
14.55	PRELIEVO		
14.56	CAMBIO	10	35
15.45	PRELIEVO		
15.46	CAMBIO	10	40
16.40	PRELIEVO		
16.41	CAMBIO	10	42
18.20	PRELIEVO		
18.21	CAMBIO	5	42
19.05	PRELIEVO		
19.06	CAMBIO	5	20

Tabella 5.6 - Variazioni delle portate d'ingresso e di ricircolo

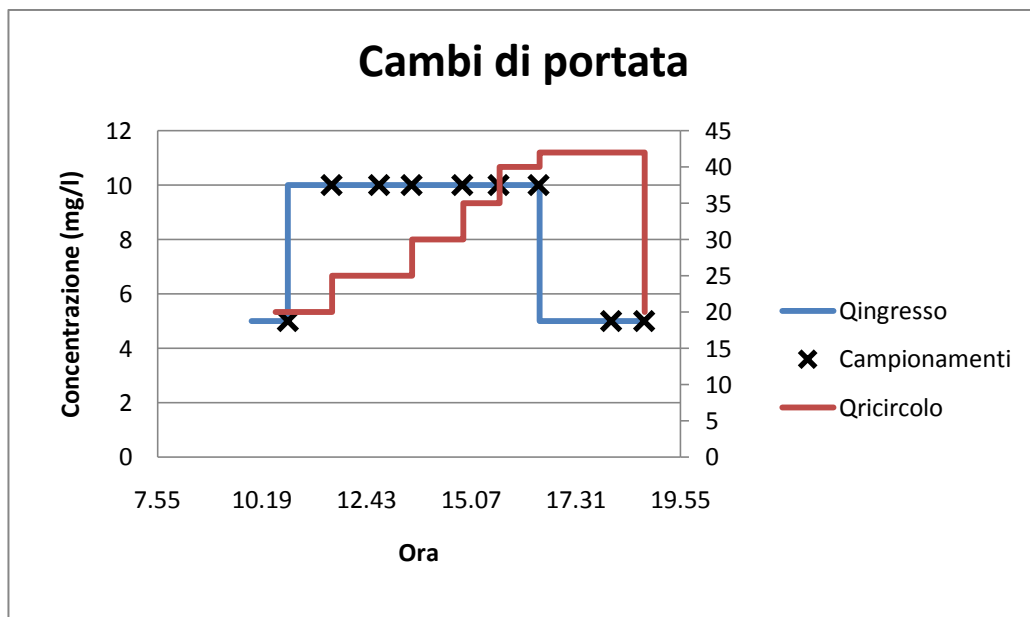


Figura 5.7 - Variazioni delle portate d'ingresso e di ricircolo

Nelle Tabelle 5.7 e 5.8 vengono riportati i risultati delle analisi effettuate:

VASCA DENITRO				
ORA	N-NH₄ (mg/l)	N-NO₂ (mg/l)	N-NO₃ (mg/l)	TC (mg/l)
10.55	8,96	0,04	0,64	42,09
11.55	13,71	0,01	0,04	43,6
13.00	16,45	0,06	0,16	45,52
13.45	17,32	0,04	0,48	46,91
14.55	18,42	0,02	0,2	48,56
15.45	19,68	0,01	0,12	48,94
16.40	19,21	0,05	0,4	49,61
18.20	21,43	0,09	0,24	
19.05	17,25	0,13	2,12	

Tabella 5.7 – Risultati delle analisi in vasca anossica

VASCA NITRO				
ORA	N-NH₄ (mg/l)	N-NO₂ (mg/l)	N-NO₃ (mg/l)	TC (mg/l)
10.55	0,09	0	9,2	27,15
11.55	0,88	0,06	9,2	43,6
13.00	2,17	0,39	9	27,91
13.45	8,54	0,06	8,6	30,75
14.55	10,76	0,06	8,2	34,11
15.45	11,88	0,04	7,5	36,08
16.40	13,06	0,26	6,5	38,58
18.20	15,60	0,46	6,5	
19.05	14,23	0,52	7,3	

Tabella 5.8 – Risultati delle analisi in vasca di ossidazione

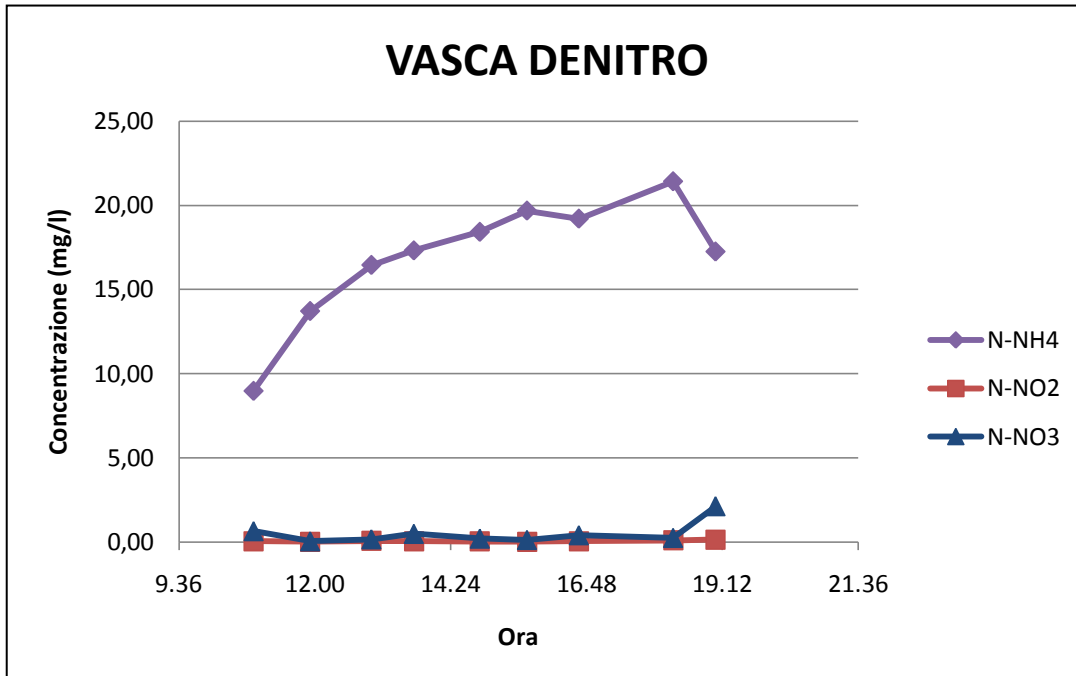


Figura 5.8 – Risultati delle analisi in vasca di denitrificazione

Dalle analisi e dal grafico sopra riportato, si può osservare come in vasca anossica la denitrificazione sia completa nonostante il continuo aumento della portata di ricircolo interno; ciò è osservabile dai valori delle concentrazioni di nitriti e nitrati presenti in vasca.

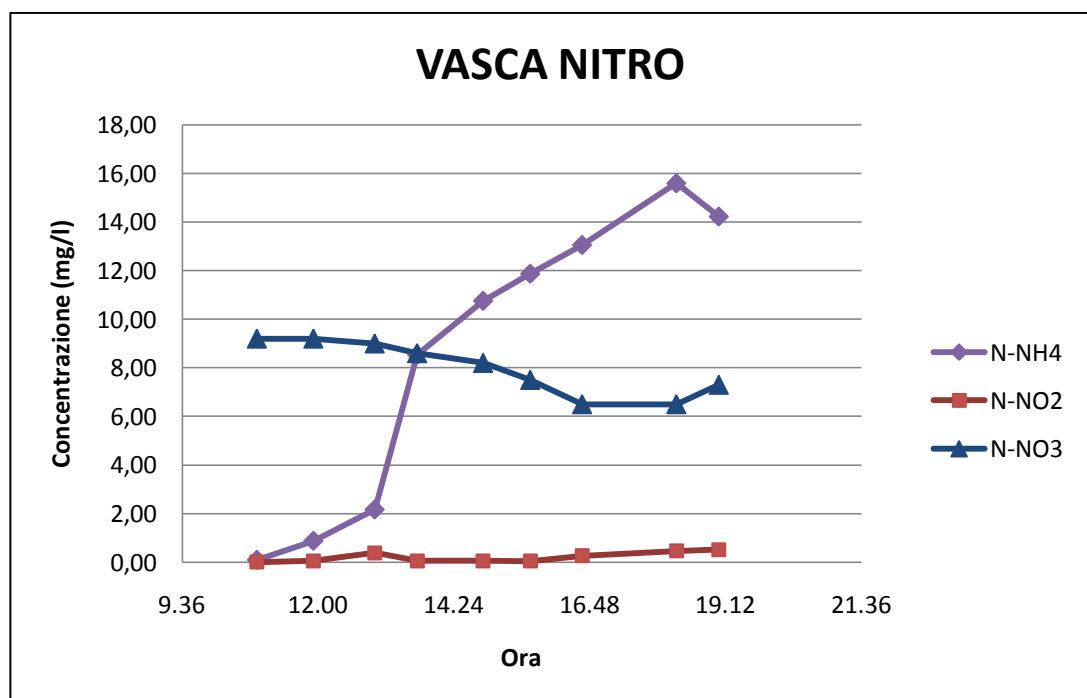


Figura 5.9 - Risultati delle analisi in vasca di nitrificazione

Dalle analisi e dal grafico sopra riportato, si può osservare che in vasca di ossidazione solo fino alle 13.00 la nitrificazione è stata soddisfacente. Dopo questo campionamento, è evidente come in vasca si sia progressivamente accumulata ammoniaca e contestualmente sia diminuita la produzione di nitrati, nonostante il progressivo aumento del ricircolo interno; questo sta ad indicare l'inibizione della reazione di nitrificazione.

Valutando la corrispondenza con i segnali in vasca:

➤ Segnali Vasca Anossica:

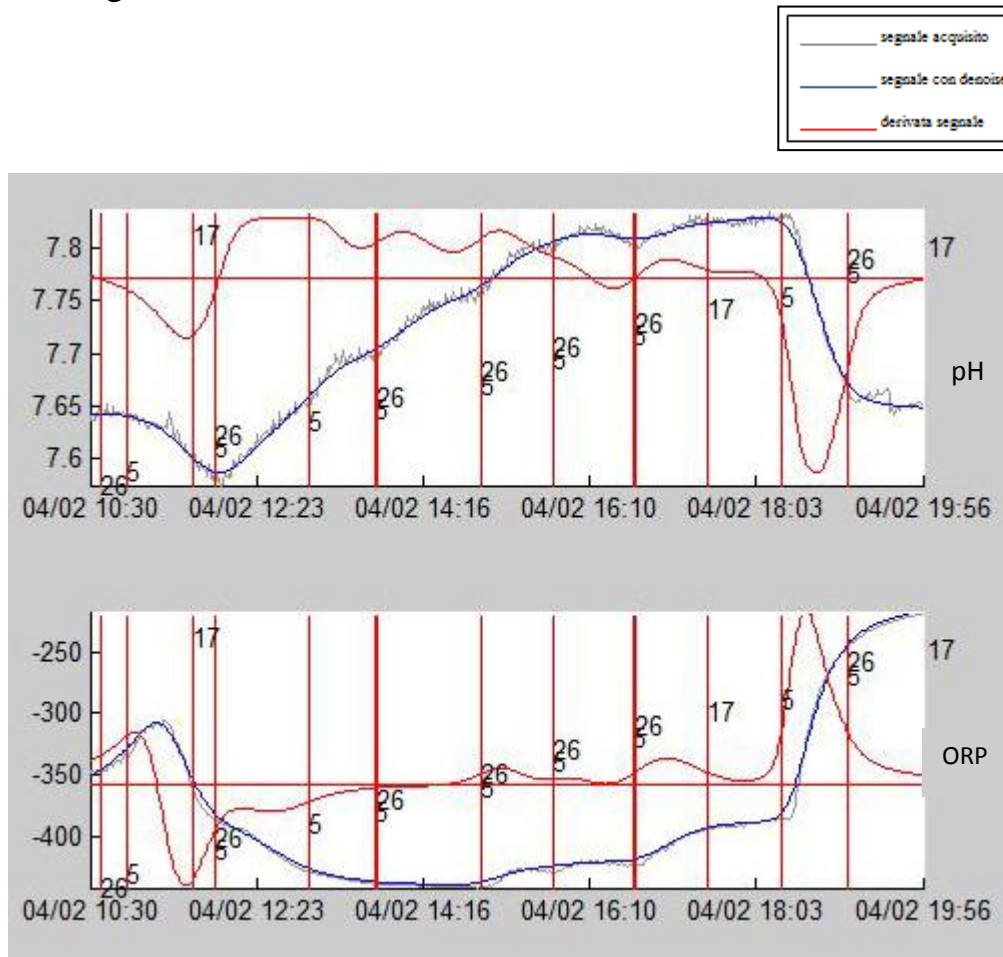


Figura 5.10 – Andamento dei segnali in vasca anossica

Anche dai segnali è possibile confermare le considerazioni fatte mediante le analisi di laboratorio: i segnali di pH e ORP confermano la completa denitrificazione, indicata soprattutto da un valore di ORP estremamente negativo, al di sotto dei -400 mV.

➤ Segnali Vasca Ossidazione:

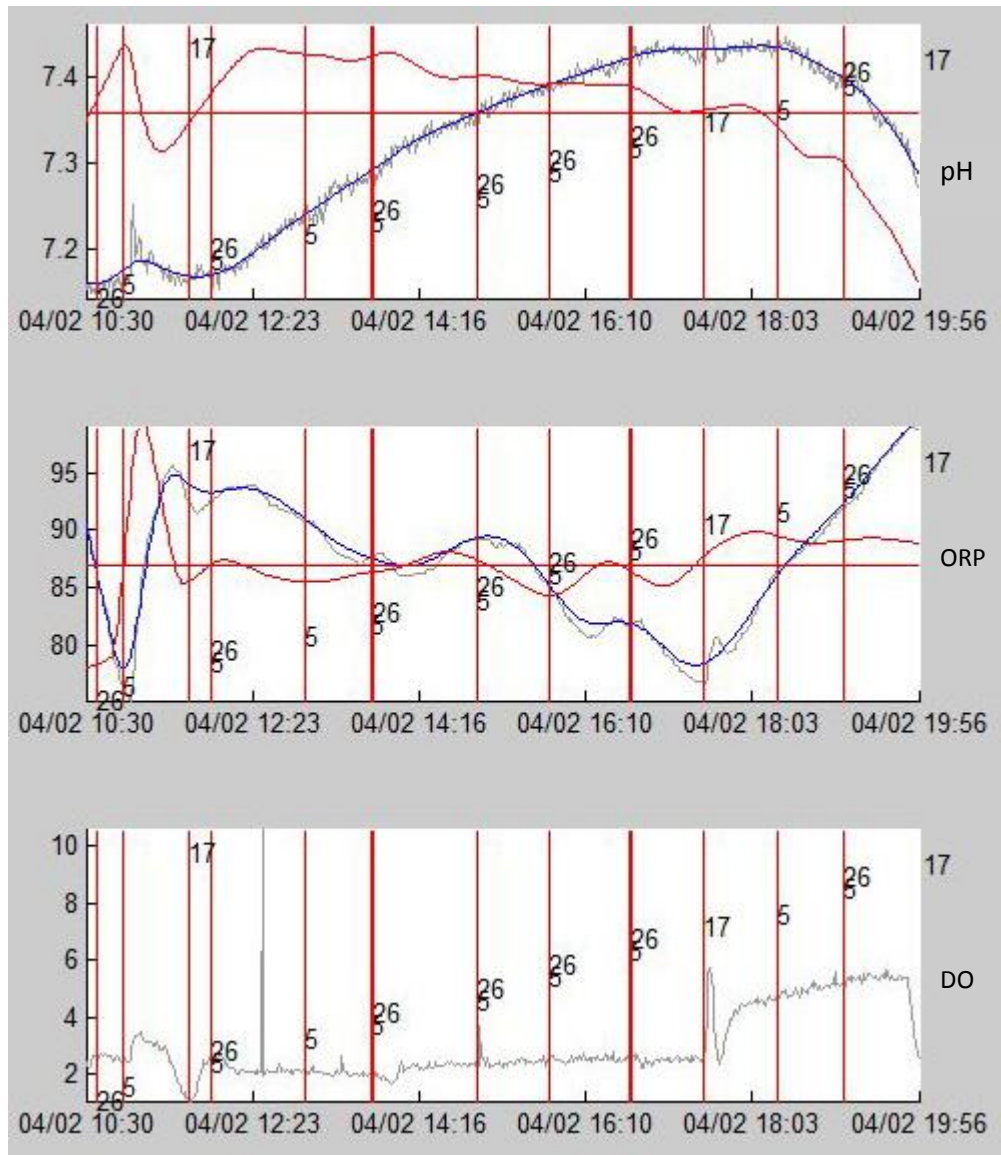


Figura 5.11 - Andamento dei segnali in vasca di ossidazione

La difficoltà della biomassa a completare la reazione di nitrificazione, osservata dai risultati delle analisi di laboratorio è supportata anche dall'analisi dei segnali; l'andamento crescente del pH e quello decrescente dell'ORP, infatti, sono rappresentativi di nitrificazione incompleta.

Per quanto riguarda l'ossigeno, si può osservare la rapida discesa della concentrazione in vasca, corrispondente al raddoppio del carico organico in ingresso. In seguito a questo fenomeno, si è intervenuti manualmente riportando la concentrazione di DO a valori prossimi ai 2 mg/l, per essere certi che in vasca non fosse presente una concentrazione limitante di ossigeno. Nonostante ciò, la

reazione di nitrificazione non è comunque terminata, per cui alle 17:00 è stato aumentata la concentrazione di DO, a 5 mg/l.

5.5.3 ESPERIMENTO DEL 16/02/2010

In questa giornata, si sarebbe dovuto ripetere l'esperimento precedente, intervenendo però manualmente sull'ossigeno disciolto aumentandone progressivamente la concentrazione in diversi step. In realtà, in seguito a problemi occorsi durante il weekend, l'impianto non era in condizioni stazionarie; l'ORP in vasca di dentro aveva assunto valori prossimi allo 0 e il pH era molto basso. Si è perciò pensato ad un accumulo di nitriti e nitrati nell'impianto, successivamente confermato dalle analisi di laboratorio.

Dalla teoria sappiamo che l'accumulo di nitrati è dovuto ad uno sbilanciamento di carbonio in ingresso, per smaltire tale accumulo le possibili soluzioni sono:

- Aumentiamo il carbonio prontamente degradabile;
- Diminuiamo l'apporto di nitrati in vasca anossica.

Si è deciso quindi di abbassare il rapporto di ricircolo per smaltire l'accumulo, trovando per quelle condizioni operative il rapporto di ricircolo ottimale.

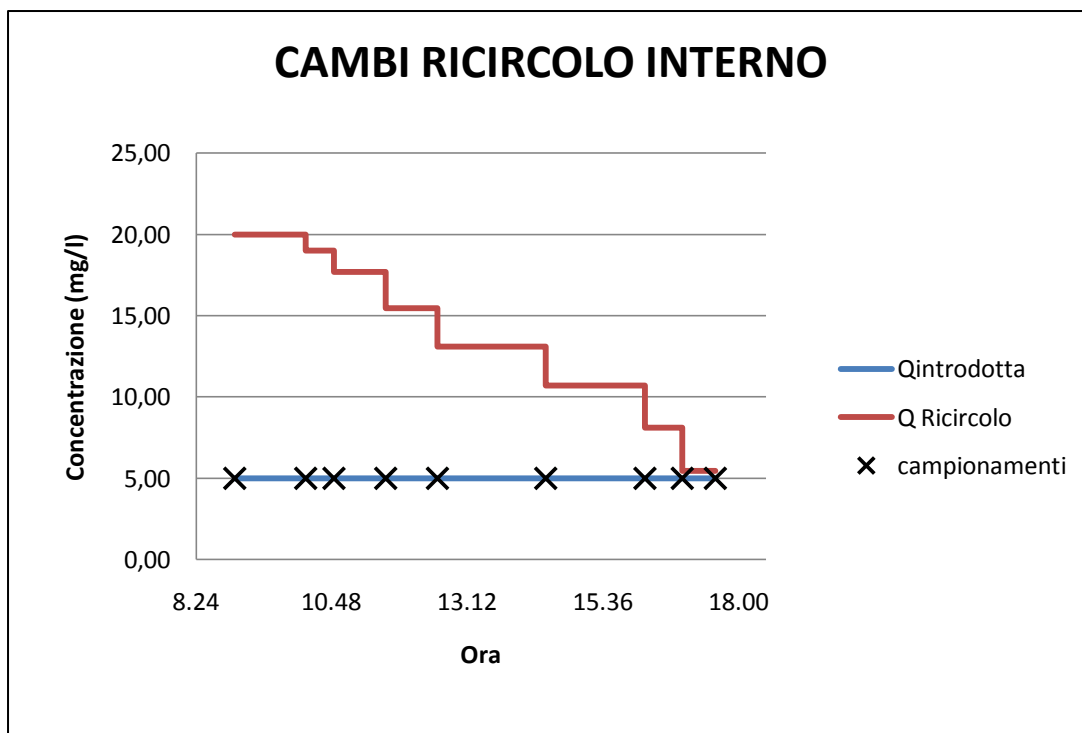


Figura 5.12 - Andamento delle portate di ricircolo interno

Durante l'arco della giornata si sono eseguiti diversi campionamenti, al fine di monitorare le condizioni dell'impianto in seguito ai cambi di portata del ricircolo interno. Di seguito, in Tabella 5.9, sono riportati i risultati delle analisi di laboratorio:

ORA	Q _{in} (ml/min)	Q _{IR} (ml/min)	VASCA DENITRO			VASCA NITRO		
			N-NH ₄ (mg/l)	N-NO ₂ (mg/l)	N-NO ₃ (mg/l)	N-NH ₄ (mg/l)	N-NO ₂ (mg/l)	N-NO ₃ (mg/l)
9.05	5,00	20,00	10,19	6,5	16,20	0,08	0,01	32,90
10.20	5,00	19,01	11,36	6,2	15,5	0,00	0	32,2
10.50	5,00	17,70	11,24	6,4	15,6	0,23	0	32,3
11.45	5,00	15,45	10,96	7,6	12,3	0,00	0	32,7
12.40	5,00	13,10	11,23	8,1	11,4	0,05	0	31,9
14.35	5,00	10,70	13,01	9,8	7,1	0,24	0	31,8
16.20	5,00	8,12	14,12	10	5,3	0,00	0,01	30,9
17.00	5,00	5,46	14,70	10,6	4	0,00	0	31,3
17.35	5,00	5,46	15,60	11,4	2,6	0,00	0,01	31,8

Tabella 5.9 - Risultati delle analisi in vasca anossica e di ossidazione

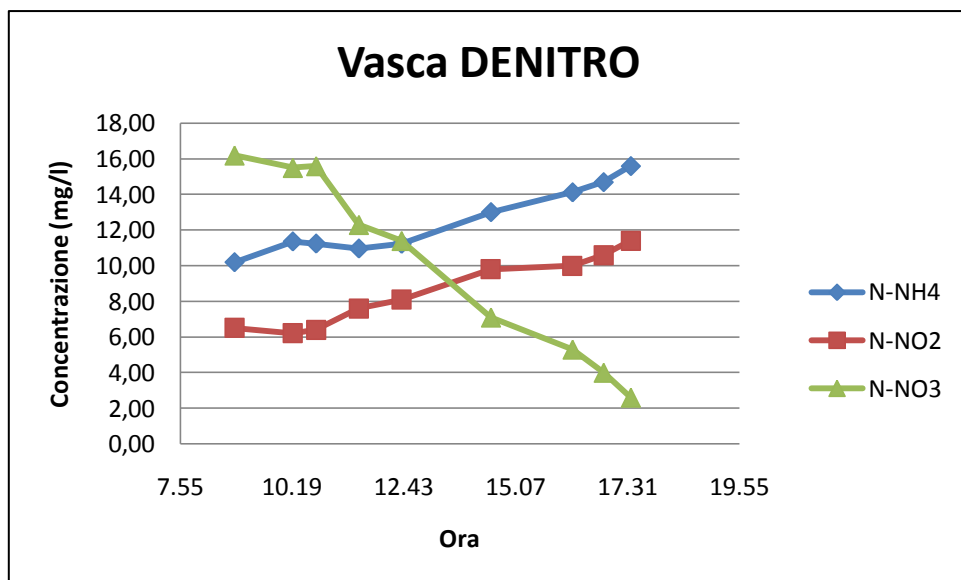


Figura 5.13 – Risultati delle analisi in vasca di denitrificazione

Si può osservare la difficoltà della biomassa a denitrificare, deducibile dall'accumulo di nitriti (in rosso) e nitrati in vasca; questi ultimi, tuttavia, hanno un andamento decrescente, indice dello smaltimento dell'accumulo dovuto alla progressiva diminuzione del ricircolo interno.

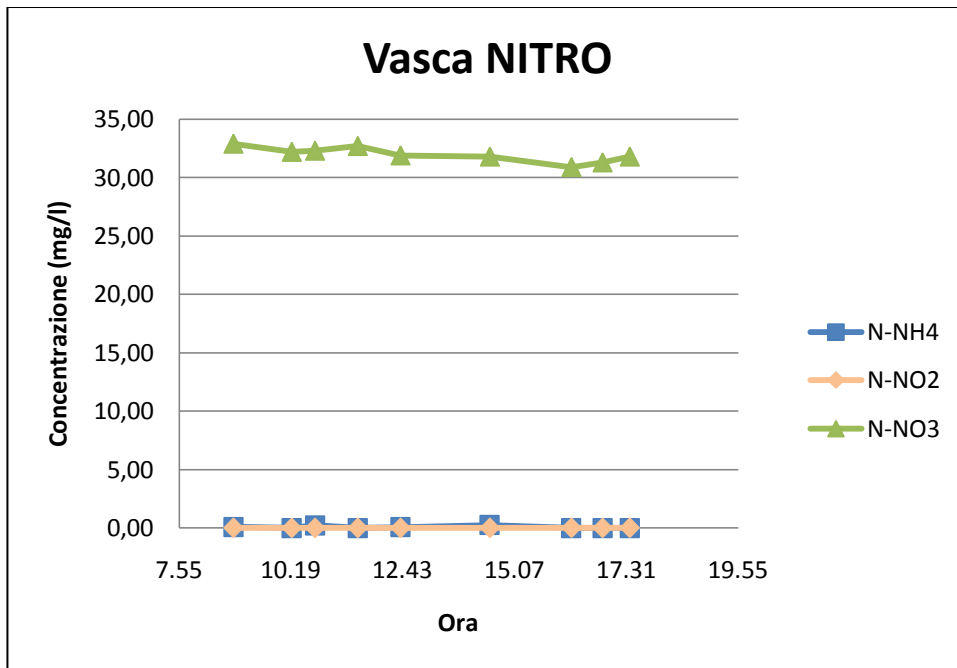


Figura 5.14 – Risultati delle analisi in vasca di ossidazione

➤ Segnali Vasca Anossica:

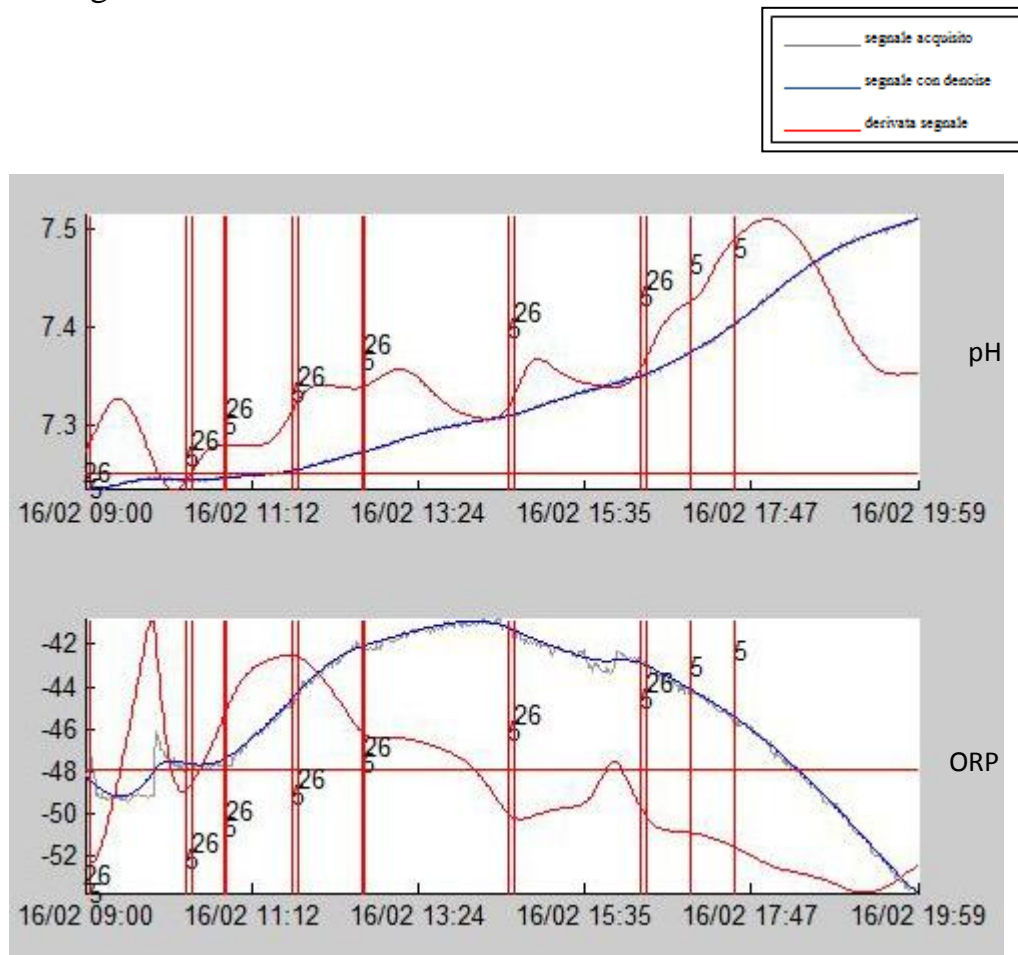


Figura 5.15 – Andamento dei segnali in vasca anossica

Con il progressivo smaltimento dei nitrati, l'ORP diminuisce mentre il pH aumenta.

➤ Segnali Vasca Aerobica:

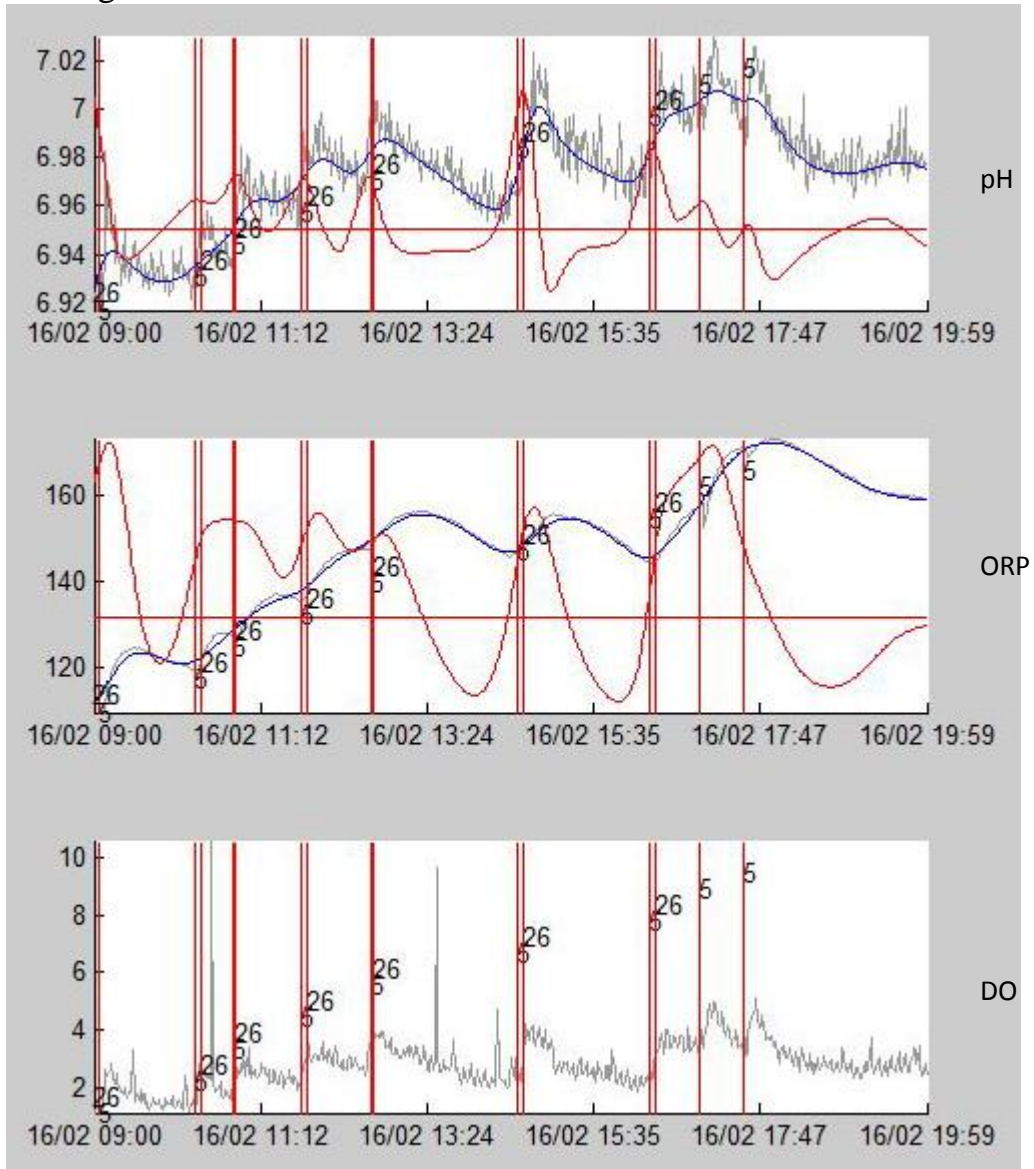


Figura 5.16 – Andamento dei segnali in vasca aerobica

5.5.4 ESPERIMENTO DEL 18/02/2010

In questo esperimento si è voluto ripetere il lavoro del 04/02/2010; questa volta, però, in seguito ai problemi di nitrificazione dell'esperimento precedente, si è pensato, come politica di gestione, di mantenere nella prima fase dell'esperimento una concentrazione di DO in vasca compresa tra 3 mg/l e 4 mg/l, aumentandola, nella seconda parte della giornata, tra i 4 e i 7 mg/l, al fine di agevolare la reazione di nitrificazione.

Di seguito sono riportati i cambi di portate e le analisi di laboratorio eseguite:

ORA	OPERAZIONE	Q introdotta (ml/min)	Q _{IR} (ml/min)
9.15	PRELIEVO	5	10,7
9.35	CAMBIO INGRESSO	10	10,7
10.13	PRELIEVO	10	10,7
10.15	CAMBIO RICIRCOLO	10	15,5
11.00	AUMENTATO OSSIGENO	10	15,5
14.00	PRELIEVO	10	15,5
14.06	CAMBIO RICIRCOLO	10	17,7
14.30	AUMENTATO OSSIGENO	10	17,7
14.59	PRELIEVO	10	17,7
15.20	CAMBIO RICIRCOLO	10	20
16.15	PRELIEVO	10	20
16.17	CAMBIO RICIRCOLO	10	24,05
17.15	PRELIEVO	10	24,05
17.20	CAMBIO RICIRCOLO	10	28
17.50	PRELIEVO	10	28
17.51	CAMBIO RICIRCOLO	10	31,7
18.30	PRELIEVO	10	31,7
18.31	CAMBIO INGRESSO	5	31,7
19.05	PRELIEVO	5	31,7
19.06	CAMBIO RICIRCOLO	5	10,7
19.10	DIMINUITO OSSIGENO	5	10,7

Tabella 5.10 - Variazioni delle portate d'ingresso e di ricircolo

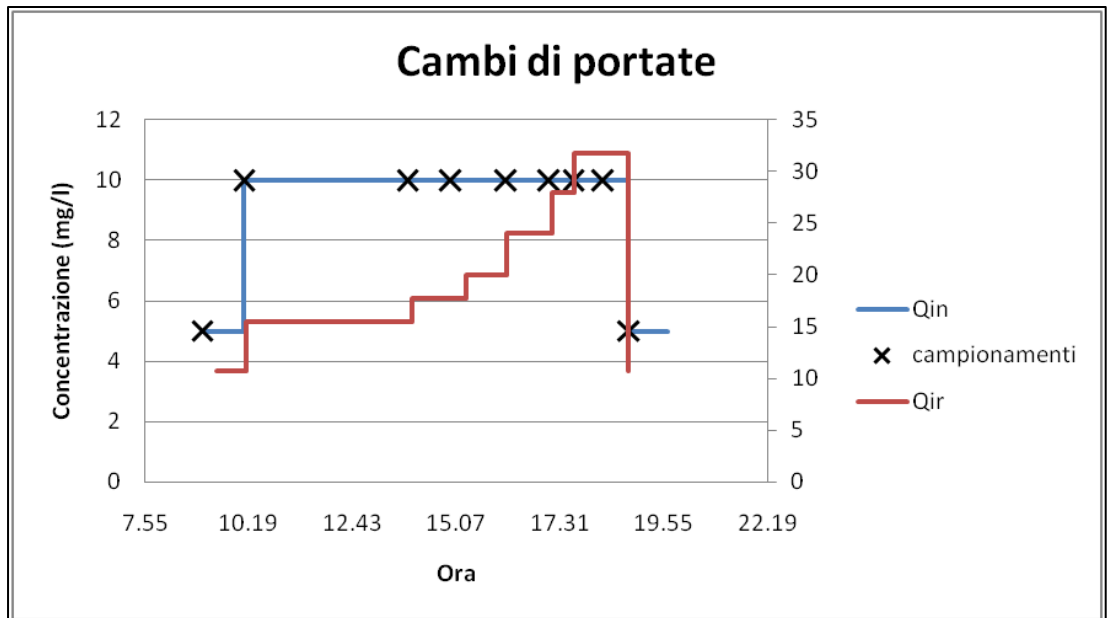


Figura 5.17 - Andamento delle portate di ricircolo interno

Di seguito, in Tabella 5.11 e 5.12, sono riportati i risultati delle analisi di laboratorio:

ORA	VASCA DENITRO			
	N-NH ₄ (mg/l)	N-NO ₂ (mg/l)	N-NO ₃ (mg/l)	TC (mg/l)
9.15	14,53	0,04	0,70	51,15
10.13	18,58	0,01	0,4	53,78
14.00	23,74	0,01	0,2	27,95
14.59	24,82	0,04	0,1	61,81
16.15	23,61	0,04	0,1	62,79
17.15	23,74	0,05	0,3	62,73
17.50	22,92	0,05	0,3	62,14
18.30	22,96	0,13	0,4	62,08
19.05	20,99	0,81	0,8	

Tabella 5.11 - Risultati delle analisi in vasca anossica

ORA	VASCA NITRO			
	N-NH ₄ (mg/l)	N-NO ₂ (mg/l)	N-NO ₃ (mg/l)	TC (mg/l)
9.15	0,28	0	15,30	29,92
10.13	0,43	0	15,6	29,2
14.00	7,89	0,24	17,3	17,28
14.59	8,75	0,24	16,6	32,15
16.15	10,77	0,24	16,3	33,87
17.15	13,54	0,22	13,1	36,7
17.50	14,69	0,18	13,3	37,13
18.30	14,77	0,13	11,3	41,29
19.05	15,25	0,2	10	

Tabella 5.12 - Risultati delle analisi in vasca aerobica

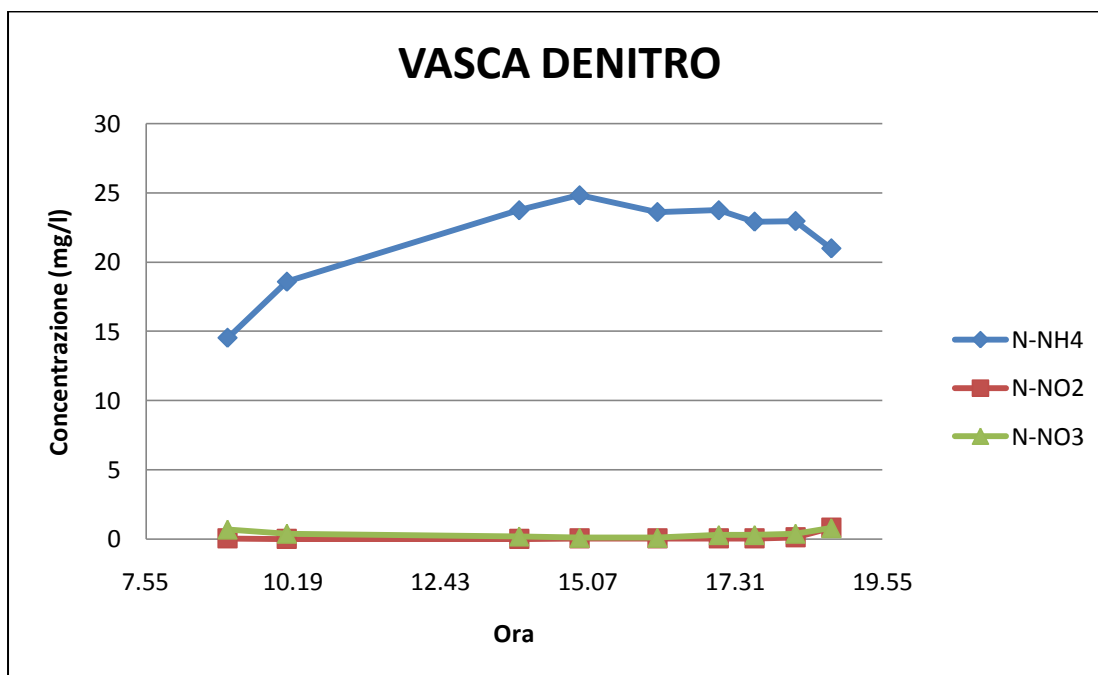


Figura 5.18 – Risultati delle analisi in vasca di denitrificazione

In vasca anossica si osserva una denitrificazione completa, poiché i nitriti e i nitrati hanno tutti valori prossimi allo zero. Ciò è supportato anche dall'analisi dei segnali, riportati in Figura 5.18, in cui è possibile osservare come l'ORP si attesti su valori decisamente negativi, vicino ai -400 mV, e il pH sia in costante crescita.

➤ Segnali Vasca Anossica:

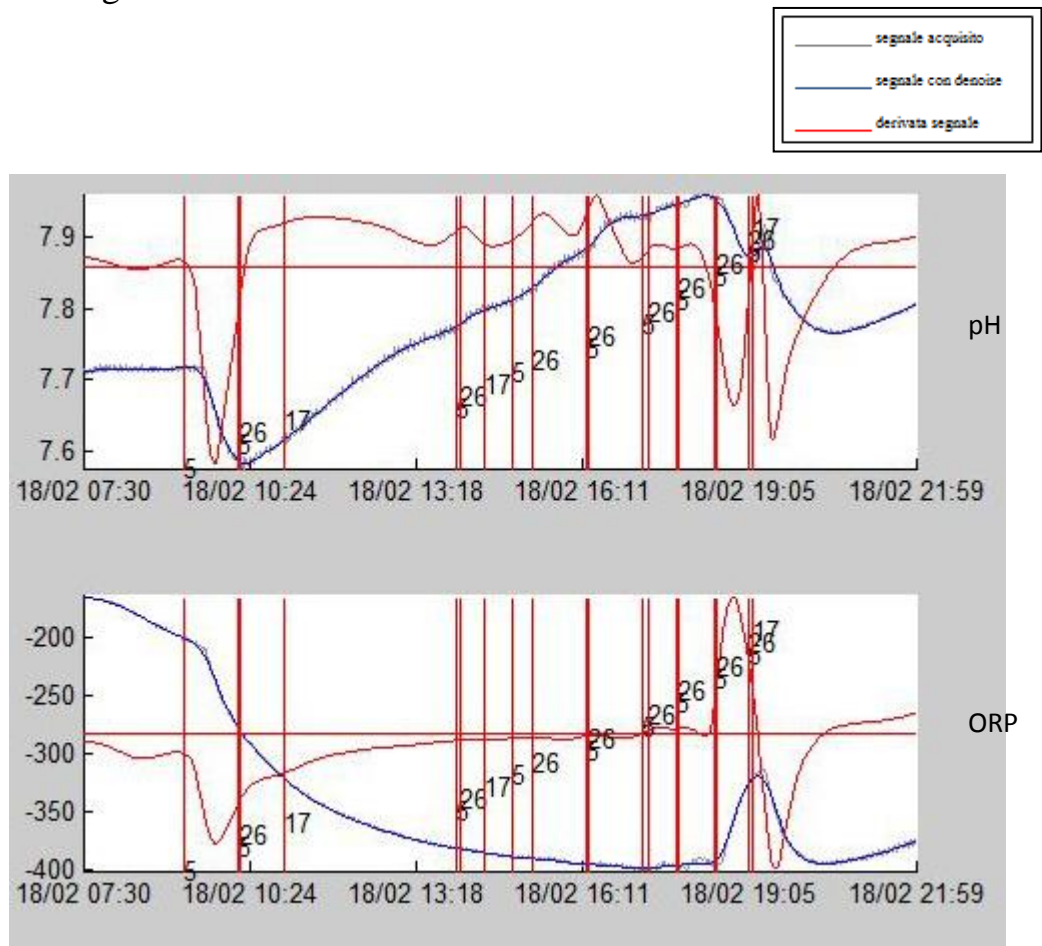


Figura 5.19 – Andamento dei segnali in vasca anossica

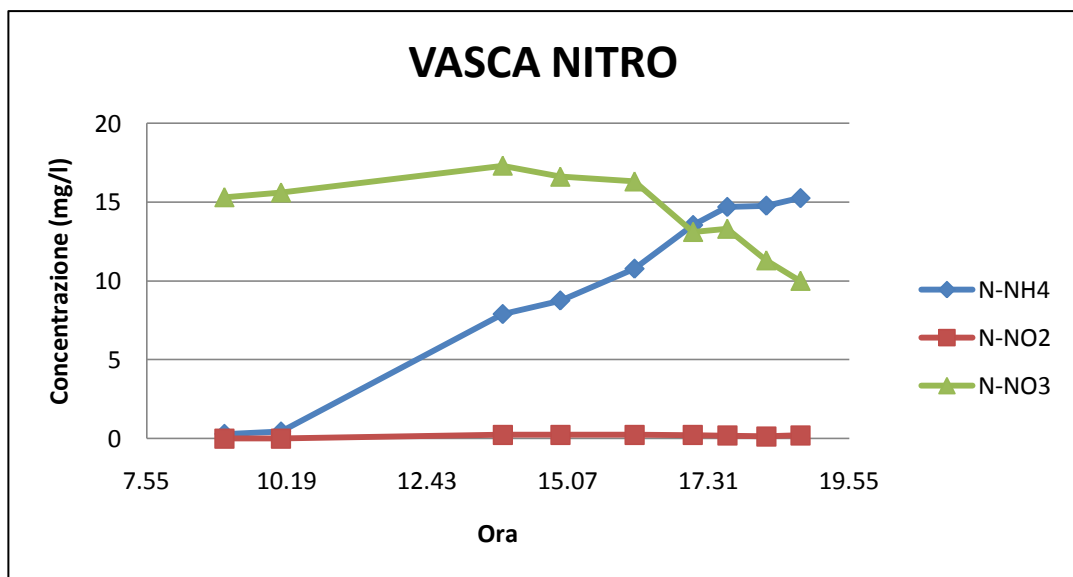


Figura 5.20 – Risultati delle analisi in vasca di ossidazione

In vasca di ossidazione si osserva un forte accumulo di ammoniaca, indice di una insufficiente reazione di nitrificazione. Questo è verificato anche dall'andamento del segnale del pH, che è in continua crescita; probabilmente, il fattore inibente è da ricercare nello stato dei solidi nitrificanti in vasca, essendo presente una concentrazione di ossigeno non limitante.

In queste condizioni, si sarebbe potuto pensare di aumentare il ricircolo interno in un unico step, poco dopo l'aumento del carico in ingresso, data la consistente capacità denitrificante in vasca anossica, come osservabile dall'andamento del segnale fortemente negativo dell'ORP.

➤ Segnali Vasca Aerobica:

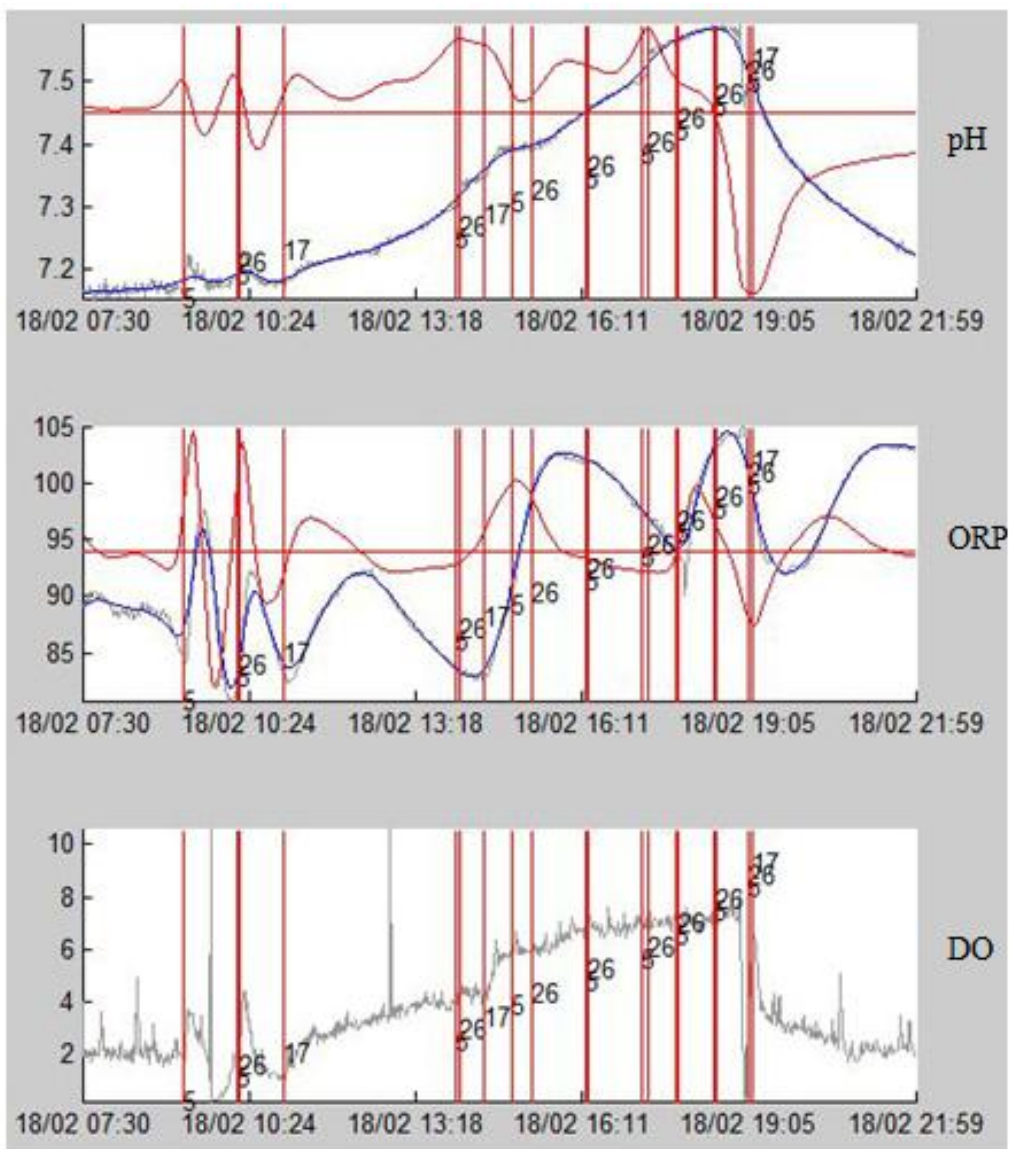


Figura 5.21 – Andamento dei segnali in vasca aerobica

5.7 PROVE DI PORTATA DELLA SOFFIANTE

Poiché l'attività sperimentale è stata svolta applicando come politica di gestione il controllo dell'ossigeno disciolto, per valutare la portata della soffiante, si sono eseguite delle prove, dette prove di portata, attraverso l'utilizzo di un gas-counter. Lo strumento è un cilindro di vetro chiuso, al cui interno è posizionata una piccola camera di volume noto, pari a $5,4 \text{ cm}^3$, completamente immersa in acqua. Ad esso è collegato il tubo attraverso cui fluisce la portata d'aria generata dalla soffiante; a seconda del flusso entrante, la camera ruota di 180° riempiendosi e svuotandosi di acqua, in sequenza. Ogni rotazione corrisponde ad uno scatto contato.

Per ottenere la corrente d'aria da misurare, si è collegato il gas-counter con una bottiglia sigillata in cui è stata inserita la pietra porosa, immersa in acqua, collegata con la soffiante in questione.



Figura 5.22– Strumentazione utilizzata per le prove di portata:

gas-counter (a sinistra)

Sono state eseguite tre prove, rispettivamente di cinque, dieci e quindici minuti, per verificare la linearità della portata della soffiante, regolata al minimo della potenza erogabile. Di seguito, in Tabella 5.16 vengono riportati i risultati:

TEMPO (min)	SCATTI
5	115
10	216
15	351

Tabella 5.13 – Dati delle prove di portata

Riportando i risultati in grafico è possibile osservare come la soffiante abbia un andamento pressoché lineare:

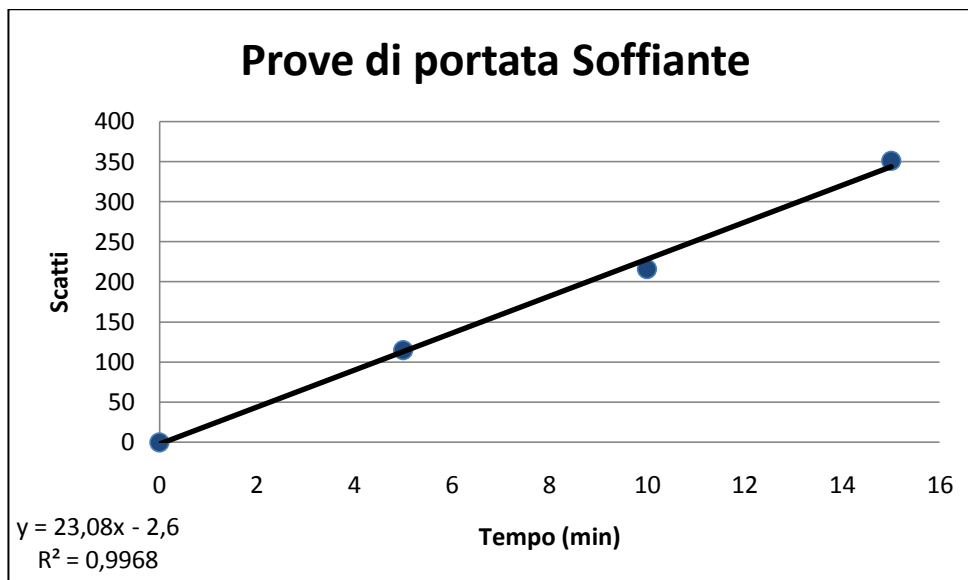


Figura 5.23 – Grafico dei risultati ottenuti dalle prove di portata della soffiante.

Si è potuto, quindi, procedere alla valutazione della portata. Considerando che, mediamente, sono stati contati 23 scatti/min, la portata della soffiante risulta essere di 124 cm³/min.

La procedura appena esposta è stata, quindi, ripetuta con la soffiante regolata al massimo della potenza erogabile, utilizzando, questa volta un gas-counter con volume noto pari a 113,05 cm³/min. Di seguito, in Tabella 5.17, vengono riportati i risultati ottenuti:

TEMPO (min)	SCATTI
2,5	68
5	137
7,5	208

Tabella 5.14 – Dati delle prove di portata

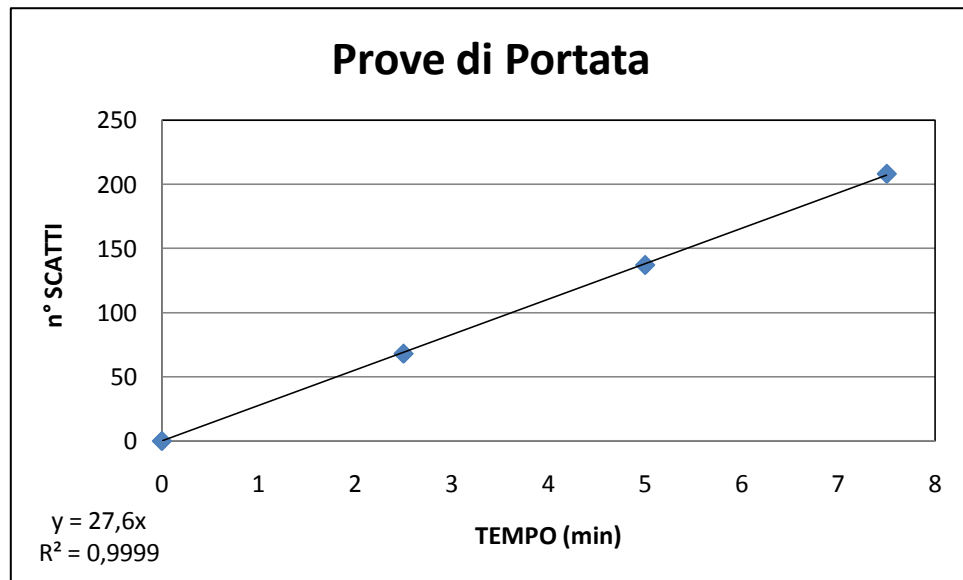


Figura 5.24– Grafico dei risultati ottenuti dalle prove di portata della soffiante.

Considerando che, mediamente, si sono contati 27 scatti/min, la portata della soffiante risulta essere di 3052 cm³/min.

Per il controllo della concentrazione di ossigeno disciolto in vasca, durante la prima fase della sperimentazione (cioè nel periodo compreso tra settembre e dicembre) si è utilizzato un controllo di tipo on – off, con set - point minimo e massimo impostati rispettivamente a 1.5 e 2.5 mg/L. Successivamente, nella seconda fase della sperimentazione (cioè nel periodo compreso tra gennaio e marzo) si è deciso di tralasciare il controllo on-off e lasciare quindi libere le variazioni di ossigeno disciolto.

5.8 ANALISI DEI RISULTATI

Il lavoro di sperimentazione presentato si inquadra nel più ampio progetto dell'automazione e del controllo di impianti di depurazione a fanghi attivi. L'analisi dei processi può essere effettuata misurando direttamente in vasca le concentrazioni di NH₄, NO₂, NO₃ e COD, ma questa modalità di misura richiede un investimento iniziale molto elevato per l'acquisto di specifiche sonde, che

necessitano anche di una manutenzione altrettanto onerosa. Tale investimento è sostenibile solo in impianti di grosse dimensioni, propri unicamente delle città più popolose. Per tutte le altre tipologie di impianti, sicuramente quelli inferiori a 100.000 AE, gli unici investimenti sostenibili depurazione sono quelli relativi al controllo automatico on-line. La ricerca è infatti orientata allo studio di politiche di gestione e logiche di controllo degli impianti che consentano di intervenire attraverso l'analisi dei segnali indiretti rispetto ai processi, quali sono pH, ORP, DO provenienti dalle vasche, misurabili con sonde comuni, robuste ed economiche. Stabilire una relazione tra le concentrazioni che descrivono gli andamenti in tempo reale dei processi biologici in vasca e gli andamenti dei segnali acquisiti è l'ultima frontiera della ricerca.

I risultati dell'attività sperimentale oggetto del presente lavoro di tesi, hanno dato un contributo alla valutazione e allo studio del controllo dell'ossigeno disciolto in vasca, in un impianto pilota a flusso continuo.

In particolare, dopo un esperimento nel mese di dicembre in cui l'aumento del carico in ingresso non consentiva il completamento della reazione di nitrificazione, con un conseguente accumulo di ammoniaca in vasca aerobica, si è ipotizzato che il set-point per la concentrazione di ossigeno disciolto non fosse quello ottimale; si è, quindi, deciso di studiare la concentrazione ottimale di ossigeno necessaria alla nitrificazione, eliminando il controllo on-off.

Per quanto riguarda l'esperimento del 4 febbraio si è osservata, in corrispondenza al raddoppio del carico organico in ingresso, la rapida discesa della concentrazione di ossigeno disciolto in vasca aerobica. In seguito a questo fenomeno, si è intervenuti manualmente riportando la concentrazione di DO a valori prossimi ai 2 mg/l, per essere certi che in vasca non fosse presente una concentrazione limitante di ossigeno. Nonostante ciò, la reazione di nitrificazione non è comunque terminata, come dimostrato dalle analisi di laboratorio che evidenziano un progressivo aumento di ammoniaca in vasca; proprio per questo, alle 17:00 è stata aumentata la concentrazione di DO a 5 mg/l. La difficoltà della biomassa a completare la reazione di nitrificazione è supportata anche dall'analisi dei segnali; l'andamento crescente del pH e quello decrescente dell'ORP, infatti, sono rappresentativi di nitrificazione incompleta.

In seguito ai problemi di nitrificazione sopra descritti, è stato effettuato un altro esperimento nel quale si è pensato, come politica di gestione, di mantenere nella

prima fase dell'attività una concentrazione di DO in vasca compresa tra 3 mg/l e 4 mg/l, aumentandola, nella seconda parte della giornata, tra i 4 e i 7 mg/l, al fine di agevolare la reazione di nitrificazione. Nonostante ciò, si è riscontrato un progressivo aumento della concentrazione di ammoniaca in vasca aerobica, indice di una insufficiente reazione di nitrificazione. Probabilmente, il fattore inibente è da ricercare nello stato dei solidi nitrificanti in vasca, essendo presente una concentrazione di ossigeno non limitante.

Nei giorni precedenti l'esperimento, a causa delle ridotte dimensioni dell'impianto pilota, e quindi del sistema di aerazione utilizzato, è stato difficile mantenere livelli stabili della concentrazione di ossigeno disciolto in vasca senza l'intervento del controllo on-off. Di conseguenza, sono state registrate parecchie fluttuazioni della concentrazione di ossigeno che hanno presumibilmente causato una condizione di stress alla popolazione microbica, contribuendo alla difficoltà di completamento della reazione di nitrificazione.

Per questi motivi sarà necessario definire ed adottare una nuova politica di gestione, che potrebbe prevedere il ritorno ad un controllo on-off dell'ossigeno disciolto in vasca.

CAPITOLO 6

CONSIDERAZIONI ENERGETICHE SU DIVERSE TIPOLOGIE DI IMPIANTI A FANGHI ATTIVI

6.1 INTRODUZIONE

Data l'importanza del processo di aerazione per l'attività biologica e per la depurazione, nel corso degli anni sono state numerose le migliorie e le modifiche apportate a tali sistemi, sia in termini di innovazioni tecnologiche che in relazione ai consumi energetici.

L'aerazione è infatti il processo maggiormente energivoro tra tutti quelli che compongono i trattamenti di depurazione delle acque; in particolare, il consumo energetico dei sistemi di aerazione per il trattamento di depurazione a fanghi attivi tradizionale tipicamente si attesta tra i 45÷60% del consumo totale degli impianti. A questi vanno aggiunti i costi capitali, che per l'aerazione rappresentano il 15÷25% dei costi di costruzione totali dell'impianto.

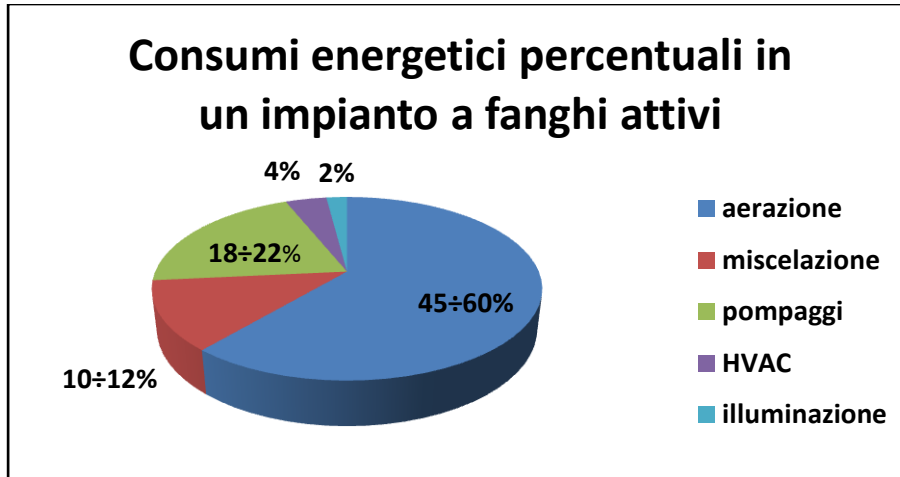


Figura 6.1 - Consumi energetici percentuali in un impianto a fanghi attivi

Per queste ragioni, nel capitolo seguente vengono riportate le considerazioni energetiche sulle diverse tipologie di impianti a fanghi attivi prese in considerazione nella presente tesi.

6.2 CONSUMI ENERGETICI DEI SISTEMI DI AERAZIONE: IL CASO DI UN IMPIANTO REALE

L'impianto di depurazione preso in esame, posto nella prima periferia di Bologna, è un impianto da classificarsi tra quelli di medio-piccole dimensioni, in quanto serve circa 15.000 AE, ed è ritenuto di importanza rilevante dal gestore per le proprie attività in quanto composto di tre linee, due in parallelo a Flusso Continuo di tipo tradizionale (linee 2A e 2B) e una linea di tipo MBR (linea 1).

LINEE	N° BACINI	CAPACITA' TOTALE (m ³)	Q ingresso (m ³ /d)	Q/24 (m ³ /h)	Qmax (m ³ /h)	BOD ingresso (kg/d)	TKN ingresso (kg/d)
2a-2b	2	2.600	3.280	136	340	984	180
1	1	1.000	1.520	64	160	456	84
TOTALE Modulo A	3	3.600	4.800	200	500	1.440	264

Tabella 6.1: Caratteristiche tecniche e biologiche del comparto di ossidazione

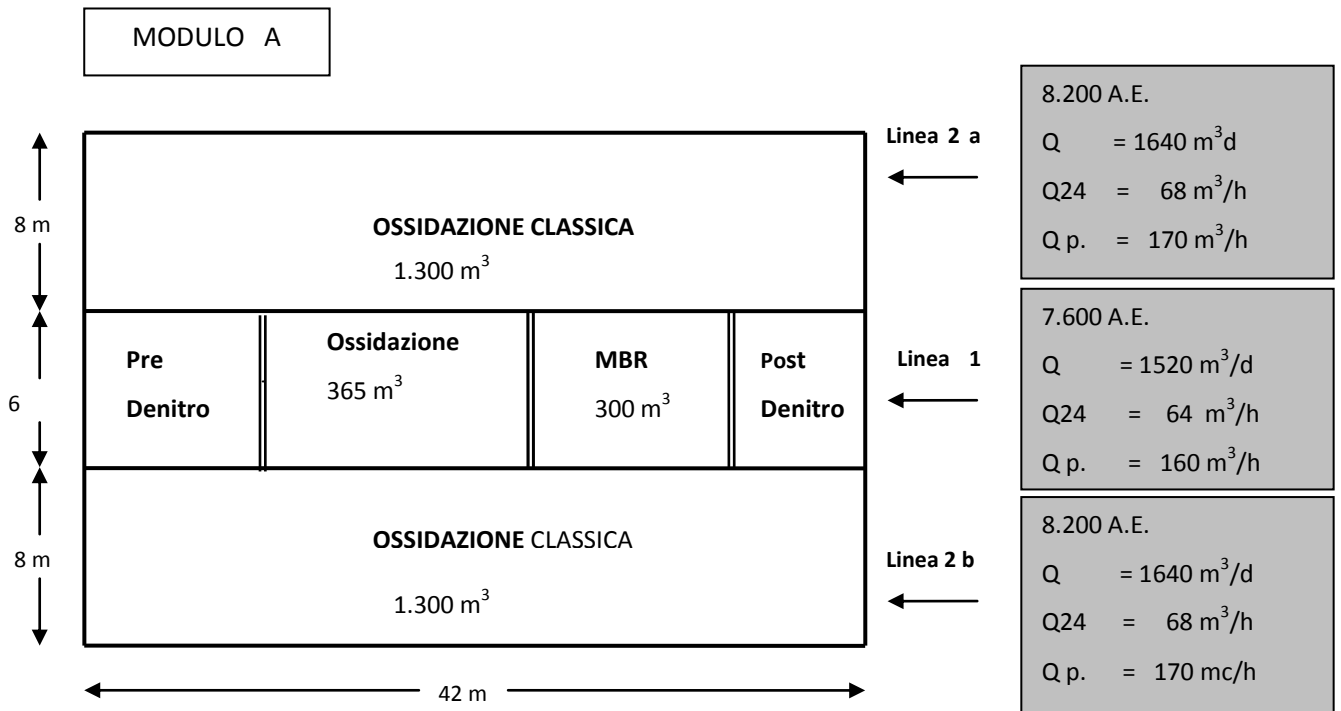


Figura 6.2- Schema di processo delle linee 1 e 2 dell'impianto di Calderara di Reno

Il bacino di ossidazione del Modulo A, con capacità utile di circa 3.600 m³, è suddiviso in tre linee:

- Linea 1: con applicazione di un processo di microfiltrazione a membrane;
- Linee 2a e 2b: con applicazione di un processo di ossidazione classico.

Per il calcolo della richiesta complessiva di ossigeno si considerano le fonti di assorbimento rappresentate dalle reazioni di sintesi, dalle reazioni di respirazione endogena e dalla nitrificazione dei composti azotati. Il fabbisogno totale di ossigeno, adottando le espressioni e i coefficienti consigliati per i liquami domestici e tenendo conto di un coefficiente di punta di 1,2, si ottiene come segue:

$$\Delta O_2 = a(S_0 - S_e)Q_{18} + bVX_{tot} + cQ_{18}[TKN_0 - TKN_e - 0,05\Delta(S_i - S_e)] = 2.130 kg/d$$

Per passare dalle condizioni standard a quelle reali, tenuto conto della temperatura di esercizio della miscela aerata, della concentrazione dell'ossigeno disciolto alle condizioni ottimali di funzionamento (2 mg/l) e del fattore di correzione del valore di apporto di ossigeno per il passaggio da miscela liquame-

fango ad acqua pura, si ricava che il sistema di aerazione dovrà erogare circa 3.400 kgO₂/d.

Per fornire tale quantità di ossigeno, nell'impianto sono adottati differenti sistemi di aerazione per le due linee: mentre nella linea tradizionale a flusso continuo (linea 2A e 2B) è utilizzato un sistema di aerazione ibrido, nella linea di trattamento a membrane (linea 1) viene utilizzato un sistema di aerazione a diffusione. Più nel dettaglio, la linea tradizionale a flusso continuo (2A e 2B) è costituita da 6 aeratori sommersi, 3 per ogni bacino, con potenza del motore nominale di 15 kW/cad., alimentati con aria in pressione fornita da due soffianti (più una di riserva attiva). Le soffianti erogano 2.600 m³/h cadauna d'aria, ciascuna a servizio di una terna di aeratori sommersi; anche la soffiante di riserva ha le medesime caratteristiche.

Trasferimento O₂ standard: n° 6 aeratori x 31,1 kg/h = 186,6 kg/h

Portata aria : n° 6 aeratori x 856 Nm³/h = 5.136 Nm³/h

Pertanto, per fornire la portata d'aria richiesta, gli aeratori funzionano mediamente per circa 19 ore/giorno.

Nella linea a membrane (Linea 1) il sistema di aerazione utilizzato è quello a diffusione e l'insufflazione d'aria avviene attraverso 208 diffusori tubolari a bolle fini, suddivisi in 26 gruppi di aerazione, posti ad una profondità di 4,00 m ed installati a 20 cm dal fondo. La portata di ciascun diffusore risulta pari a 7,2 m³/h con aria fornita da una soffiante del tipo ad aspi rotanti con potenza nominale 37 kW, in grado di erogare 1.500 m³/h di aria a 5,20 m di pressione di mandata.

Utilizzando la formula sopra riportata, l'ossigeno necessario per i processi di ossidazione del comparto MBR è calcolato in 920 kg/d. Considerando precauzionalmente un rendimento di utilizzo dell'ossigeno da parte della coltura batterica pari al 9%, si ricava che la richiesta d'aria è pari a 1.500 m³/h.

Per poter garantire un flusso idraulico adeguato a consentire la filtrazione e quindi il funzionamento delle membrane, sono utilizzate 3 elettropompe sommerse alimentate soltanto ad energia elettrica; ad esse va aggiunta un'ulteriore elettropompa per l'estrazione del permeato, una volta avvenuta la filtrazione.

Per contrastare il fenomeno del fouling, ovvero lo sporcamento delle membrane dovuto all'intasamento dei pori, è necessaria una costante manutenzione e pulizia delle membrane stesse. A tal fine, viene utilizzata una soffiante che produce un

flusso d'aria diretto verso l'alto; tale flusso causa la formazione di bolle d'aria, che provocano quindi un'elevata turbolenza. A causa di tale turbolenza il fouling è rimosso dalla superficie della membrana. Si può quindi considerare che tali soffianti lavorino in continuo, addizionando l'aria necessaria al lavaggio al flusso diretto.

Oltre al metodo di pulizia fisico sopra citato, esiste anche la pulizia chimica delle membrane, la cui necessità di frequenza è proporzionale al flusso a cui vengono fatte lavorare le membrane, ed eseguita con sostanze quali l'ipoclorito di sodio, acido citrico o acido cloridrico, per sporcamento organico, e l'acido ossalico per lo sporcamento inorganico. Ai flussi dell'operatività dell'impianto in questione, sono tollerabili 2/4 lavaggi chimici all'anno.

CONSUMI ENERGETICI

Di seguito è riportata una tabella con i dati sui consumi energetici dell'apparato di aerazione dell'impianto preso in esame.

CONSUMI ENERGETICI DELL'IMPIANTO						
MBR- LINEA 1						
	N	POTENZA INSTALLATA UNITARIA [kW]	POTENZA INSTALLATA TOTALE [kW]	POTENZA ASSORBITA TOTALE [kW]	ORE FUNZIONAMENTO [h/d]	CONSUMI [kWh/d]
Soffiante ossidazione	1	37	37	28,9	24	693,6
Soffiante pulizia membrane	2	42	84	78	24	1.872
Soffiante riserva ossidazione	1	37	37	37		
Elettropompa sommersa	3	1,3	3,9	2,55	10	25,5
Elettropompa a estrazione permeato	2	1,5	3,0	2,4	1	2,4
Elettropompa lavaggio chimico	2			2,2	0	0
TOTALE						2.593,5
portata media trattata=1.520 m ³ /d						
consumo 1,70 kWh/m³						

Tabella 6.2- Consumi energetici della linea a membrane (MBR) dell'impianto.

Considerando che la portata media trattata nel comparto di ossidazione della linea a membrane è di 1.520 m³/d, il consumo energetico del sistema di aerazione della linea a membrane, per m³ di liquame trattato, è di circa 1,70 kWh/m³.

CONSUMI ENERGETICI DELL'IMPIANTO						
FC- LINEA 2A e 2B						
	N	POTENZA INSTALLATA UNITARIA [kW]	POTENZA INSTALLATA TOTALE [kW]	POTENZA ASSORBITA TOTALE [kW]	ORE FUNZIONAMENTO [h/d]	CONSUMI [kWh/d]
Soffiante ossidazione	2	37	74	66	19	1254
Aeratore sommerso	6			61,2	19	1162,8
TOTALE						2416,8
portata media trattata=3.280 m ³ /d						
consumo 0,74 kWh/m³						

Tabella 6.3 - Consumi energetici della linea tradizionale dell'impianto

Considerando che la portata media trattata nel comparto di ossidazione della linea a membrane è di 3.280 m³/d, il consumo energetico del sistema di aerazione della linea a membrane, per m³ di liquame trattato, è di circa 0,74 kWh/m³.

Dai dati riportati, risulta evidente che i consumi energetici della linea MBR sono 2,3 volte superiori rispetto a quelli ottenuti per la linea tradizionale a flusso continuo; tale stima, ottenuta per l'impianto oggetto di studio, è in linea con i valori riportati in letteratura (Wallis-Lage et al., 2007).

ANALISI DEI COSTI

Alla luce dei consumi energetici sopra valutati, considerando il costo dell'energia pari a 0,18 €/kWh (da tariffario ENEL per le industrie) e ipotizzando una portata di refluo trattata pari a 1520 m³/d, si ottengono le seguenti valutazioni sui costi:

- **Impianto MBR**

$$\begin{aligned} \text{Costo} &= \text{Consumo} \left(\frac{\text{kWh}}{\text{m}^3} \right) \cdot \text{Costo Energia} \left(\frac{\text{€}}{\text{kWh}} \right) \cdot \text{Portata media trattata} \left(\frac{\text{m}^3}{\text{d}} \right) = \\ &= 1,70 \left(\frac{\text{kWh}}{\text{m}^3} \right) \cdot 0,18 \left(\frac{\text{€}}{\text{kWh}} \right) \cdot 1520 \left(\frac{\text{m}^3}{\text{d}} \right) = 465,12 \frac{\text{€}}{\text{d}} \end{aligned}$$

- **Impianto a Flusso Continuo**

$$\begin{aligned} \text{Costo} &= \text{Consumo} \left(\frac{\text{kWh}}{\text{m}^3} \right) \cdot \text{Costo Energia} \left(\frac{\text{€}}{\text{kWh}} \right) \cdot \text{Portata media trattata} \left(\frac{\text{m}^3}{\text{d}} \right) = \\ &= 0,74 \left(\frac{\text{kWh}}{\text{m}^3} \right) \cdot 0,18 \left(\frac{\text{€}}{\text{kWh}} \right) \cdot 1520 \left(\frac{\text{m}^3}{\text{d}} \right) = 202,46 \frac{\text{€}}{\text{d}} \end{aligned}$$

Se invece consideriamo l'impianto in questione, poiché la portata trattata dalla linea a membrane è di 1520 m³/d, mentre quella trattata nella linea tradizionale a flusso continuo è di 3280 m³/d, la valutazione dei costi diventa:

- **Impianto MBR**

$$\begin{aligned} \text{Costo} &= \text{Consumo} \left(\frac{\text{kWh}}{\text{m}^3} \right) \cdot \text{Costo Energia} \left(\frac{\text{€}}{\text{kWh}} \right) \cdot \text{Portata media trattata} \left(\frac{\text{m}^3}{\text{d}} \right) = \\ &= 1,70 \left(\frac{\text{kWh}}{\text{m}^3} \right) \cdot 0,18 \left(\frac{\text{€}}{\text{kWh}} \right) \cdot 1520 \left(\frac{\text{m}^3}{\text{d}} \right) = 465,12 \frac{\text{€}}{\text{d}} \end{aligned}$$

- **Impianto a Flusso Continuo**

$$\begin{aligned} \text{Costo} &= \text{Consumo} \left(\frac{\text{kWh}}{\text{m}^3} \right) \cdot \text{Costo Energia} \left(\frac{\text{€}}{\text{kWh}} \right) \cdot \text{Portata media trattata} \left(\frac{\text{m}^3}{\text{d}} \right) = \\ &= 0,74 \left(\frac{\text{kWh}}{\text{m}^3} \right) \cdot 0,18 \left(\frac{\text{€}}{\text{kWh}} \right) \cdot 3280 \left(\frac{\text{m}^3}{\text{d}} \right) = 436,90 \frac{\text{€}}{\text{d}} \end{aligned}$$

6.3 POSSIBILITA' DI INTERVENTO PER IMPIANTI MBR

Dall'analisi dei consumi energetici e dei costi riportati nel paragrafo precedente, risulta evidente come per poter raggiungere l'eccellenza tecnologica i sistemi MBR debbano necessariamente ridurre il fabbisogno energetico.

Come illustrato in Figura 6.3, il principale consumo energetico in un impianto MBR è imputabile al sistema di aerazione (76%), seguito dall'energia necessaria al pompaggio (14%).

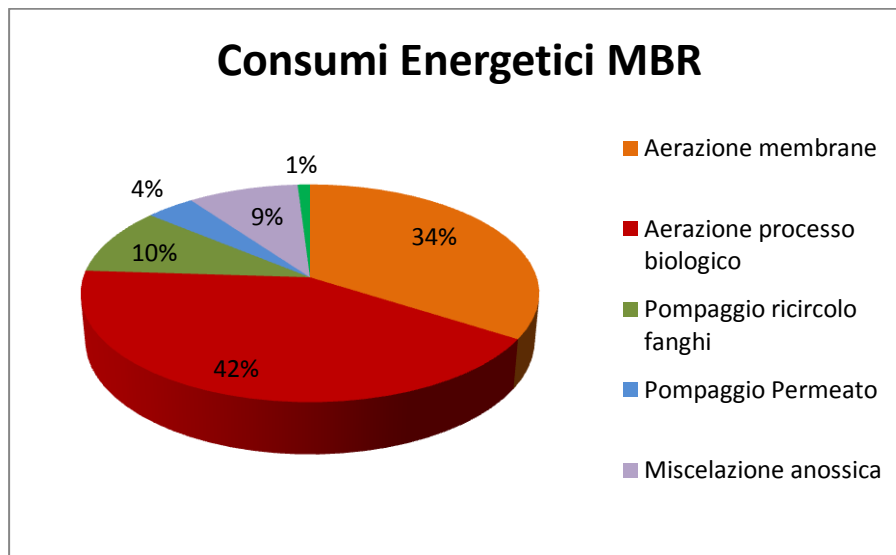


Figura 6.3 – Energia richiesta da un sistema MBR

Ci sono diverse possibilità di intervento ai fini dell'ottimizzazione energetica per gli impianti MBR:

- **Chiarificatore primario**

L'introduzione di un chiarificatore primario comporterebbe la riduzione del carico in ingresso all'MBR con un duplice vantaggio: da un lato, quello di diminuire la potenza richiesta associata all'aerazione, dall'altro, la riduzione del volume della vasca di reazione.

Inoltre, il decremento del carico in ingresso consentirebbe al reattore di operare con una concentrazione di solidi sospesi (MLSS, Mixed Liquor Suspended Solids) minore, anche in questo caso con un duplice vantaggio: diminuire la tendenza al fouling delle membrane ed aumentare l'efficienza di trasferimento dell'ossigeno,

diminuendo quindi la potenza richiesta per l'aerazione e, conseguentemente, abbassando i costi di gestione.

Di contro, va considerato che l'introduzione del chiarificatore primario non comporterebbe solo benefici; infatti non solo aumenterebbe la superficie utile dell'impianto, ma tale dispositivo produrrebbe anche cattivi odori, che necessiterebbero quindi di controllo.

- **Pulizia delle membrane**

Un fattore molto importante per garantire elevate performance dei sistemi MBR è la manutenzione ed il lavaggio delle membrane. Varie tipologie a flusso d'aria per la pulizia delle membrane sono state studiate, al fine di ridurre i consumi energetici:

- a) Flusso d'aria "ciclico", della ZENON: il flusso d'aria viene avviato per un intervallo di dieci secondi e poi disattivato per altri 10 secondi; in processo viene ripetuto più volte. Con questo sistema si possono risparmiare circa 0,2 kWh/m³.
- b) Un altro sistema, quello ideato da Kubota, utilizza invece una portata d'aria continua, ma regolata in base al flusso; per un flusso scarso si utilizzerà quindi una bassa portata d'aria.
- c) Infine, con il sistema brevettato da Siemens, che combina l'insufflazione di aria ed acqua per la pulizia delle membrane, si possono ottenere delle sensibili diminuzioni della richiesta energetica per quanto riguarda la manutenzione delle membrane.

- **Ottimizzazione delle membrane in servizio**

Si può considerare di utilizzare all'interno del reattore una batteria di membrane; a seconda del flusso da trattare, verranno messe in funzione solo un certo numero di membrane. Quelle non in funzione, non richiedono la stessa portata d'aria per la manutenzione, comportando, quindi, una diminuzione della richiesta energetica.

- **Ottimizzare l'ossigeno disciolto DO**

In un sistema MBR esistono due modi diversi per ridurre la domanda di ossigeno da parte della popolazione microbica, e quindi, per ottimizzare l'ossigeno disciolto in vasca:

- a) Operare con la concentrazione minima di DO tale da consentire un efficiente processo depurativo;
- b) Ricircolare i solidi dalla vasca contenente le membrane alla vasca aerobica, sfruttando l'elevata concentrazione di DO presente nella prima e dovuto all'aria insufflata per la pulizia delle membrane.

Inoltre, l'utilizzo delle membrane come sistema di separazione dei fanghi attivi dall'effluente, invece che un sedimentatore secondario, consente una sensibile riduzione dell'impatto negativo dei batteri filamentosi sul processo di nitrificazione; ne consegue una migliore efficienza del processo di ossigenazione, che consente di lavorare a concentrazioni di OD mediamente più basse, pur mantenendo una elevata efficienza depurativa.

6.4 ANALISI DEI CONSUMI ENERGETICI DELLA SOFFIANTE DELL'IMPIANTO PILOTA DI TREBBO DI RENO

Nel seguente paragrafo, verrà illustrato un esempio di controllo della durata della fase di aerazione in base all'analisi dei segnali e all'identificazione dei punti caratteristici di pH e ORP. Tale analisi, è stata svolta utilizzando i dati raccolti provenienti dall'impianto pilota ubicato presso l'impianto municipale di trattamento reflui in località Trebbo di Reno (Bo) e descritto nel Capitolo 4.

I segnali acquisiti ed analizzati da tale impianto sono del tipo:

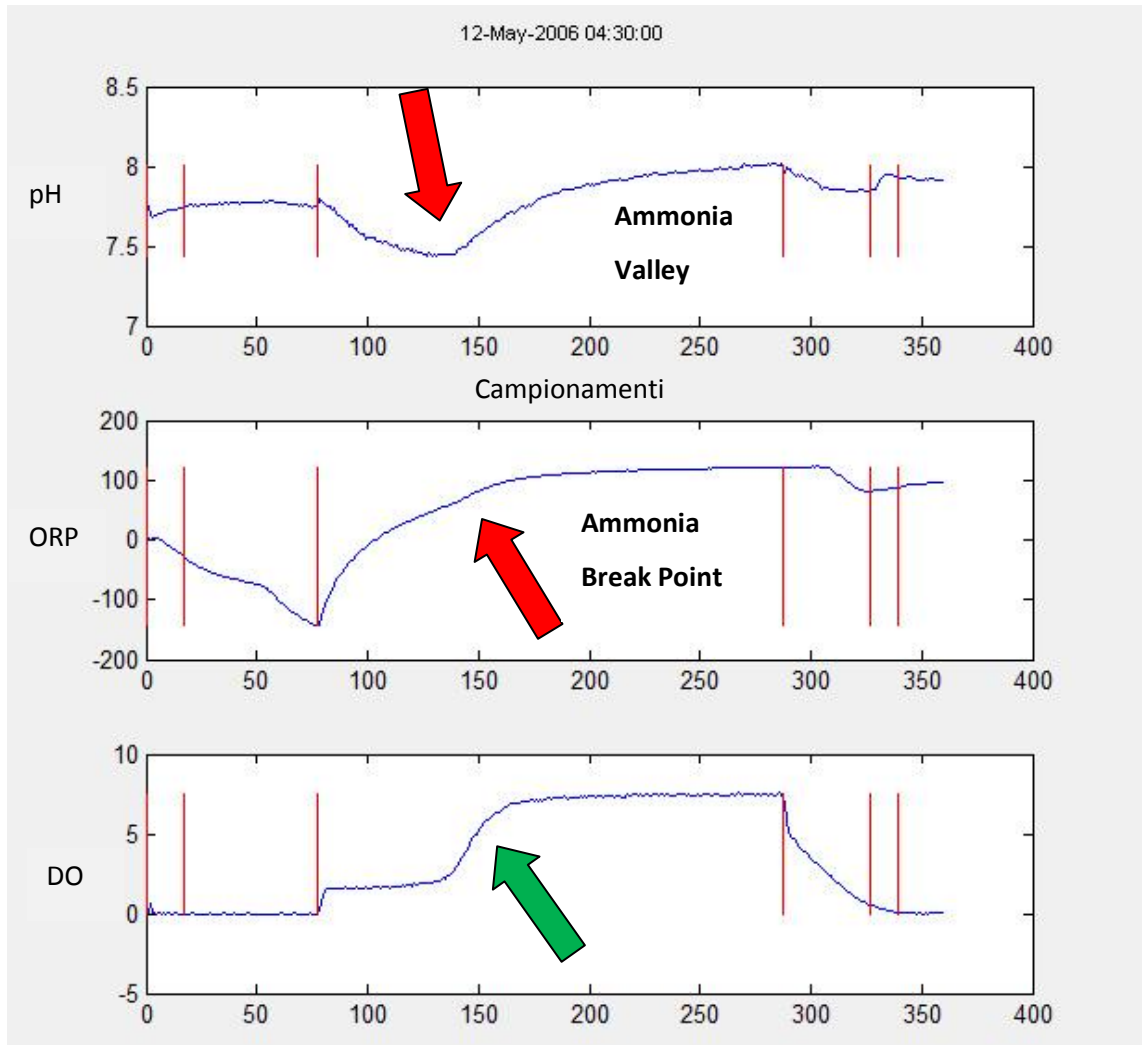


Figura 6.4 – Esempio di segnali acquisiti dall'impianto pilota

Come spiegato nei paragrafi precedenti, i due punti caratteristici nei profili di pH ed ORP, rispettivamente l'”ammonia valley” e l'”ammonia break point” (indicati in Figura 6.4 dalle frecce rosse), sono indice dell'avvenuta e conclusa fase di nitrificazione; in corrispondenza di essi è osservabile un ulteriore punto caratteristico, cioè il gradino nel profilo dell'ossigeno disciolto (indicato in Figura 6.4 dalla freccia verde).

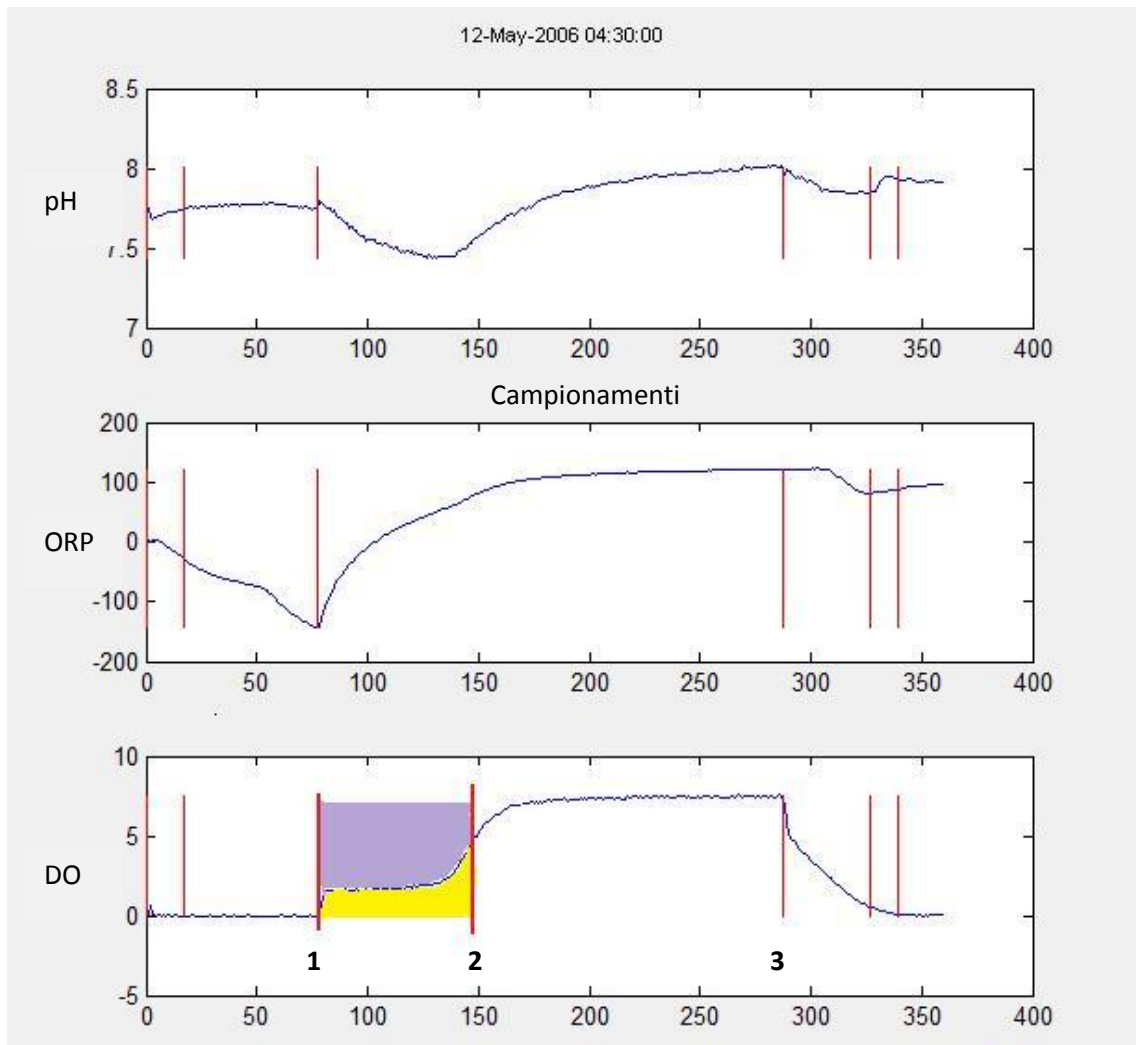


Figura 6.5 – Esempio di segnali acquisiti dall'impianto pilota:
ossigeno utilizzato nella reazione

L'effettiva durata della reazione di nitrificazione, quindi, è quella compresa tra i punti 1 e 2 indicati in Figura 6.5; dall'elaborazione dei dati, risulta essere circa il 26% della durata complessiva della fase di ossidazione che, invece, è quella compresa tra i punti 1 e 3. Nel caso considerato, l'intera fase di ossidazione aveva la durata fissata in 210 minuti.

L'area colorata in viola, indica il rateo di ossigeno utilizzato dalla popolazione microbica nella reazione di nitrificazione per trasformare l'azoto ammoniacale in nitriti e nitrati; tale quantità è solo il 20% della portata di ossigeno erogata. L'area colorata in giallo, rappresenta, invece, l'ossigeno che rimane disciolto all'interno del liquame in vasca e che quindi non è utilizzato (7%) Nel complesso quindi, l'ossigeno fornito in vasca nella fase di ossidazione, ma non utilizzato ai fini della

reazione biologica è quello evidenziato in verde in Figura 6.6, ed è ben il 93% di quello complessivamente erogato, mentre quello effettivamente utilizzato è indicato, sempre nella medesima figura, in viola.

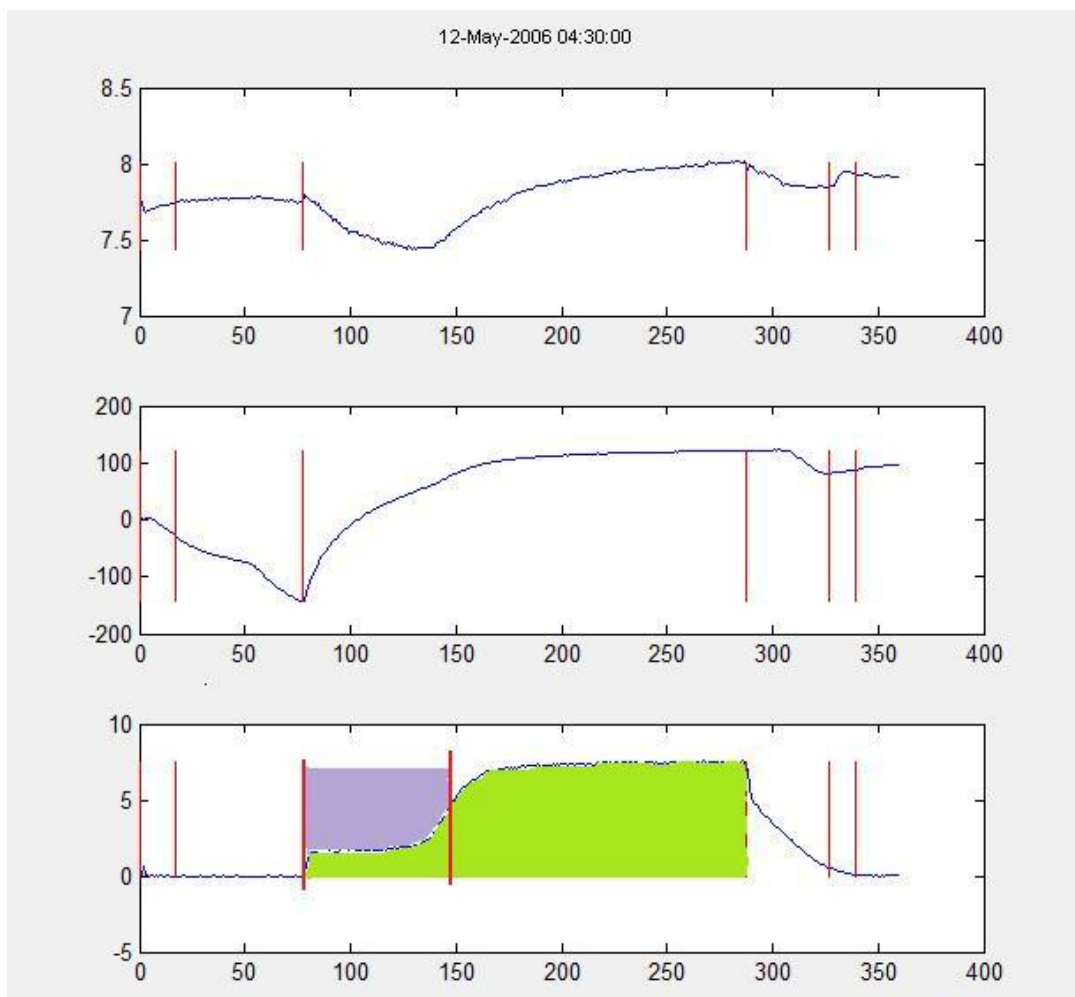


Figura 6.6 – Ossigeno utilizzato nella reazione ed ossigeno inutilizzato (in verde).

I segnali fin qui analizzati si riferiscono al ciclo delle 4:30, ovvero alla fascia oraria in cui è minore il carico organico in ingresso. Risulta quindi immediatamente evidente come, in questa fascia oraria, il rateo di ossigeno fornito ed effettivamente utilizzato per la reazione sia molto modesto, mentre risulta cospicuo il rateo di ossigeno inutilizzato; ciò comporta, quindi, un notevole consumo di energia.

I segnali riportati nelle Figure 6.7, 6.8 e 6.9, invece, sono quelli relativi alla fascia oraria delle 10:30.

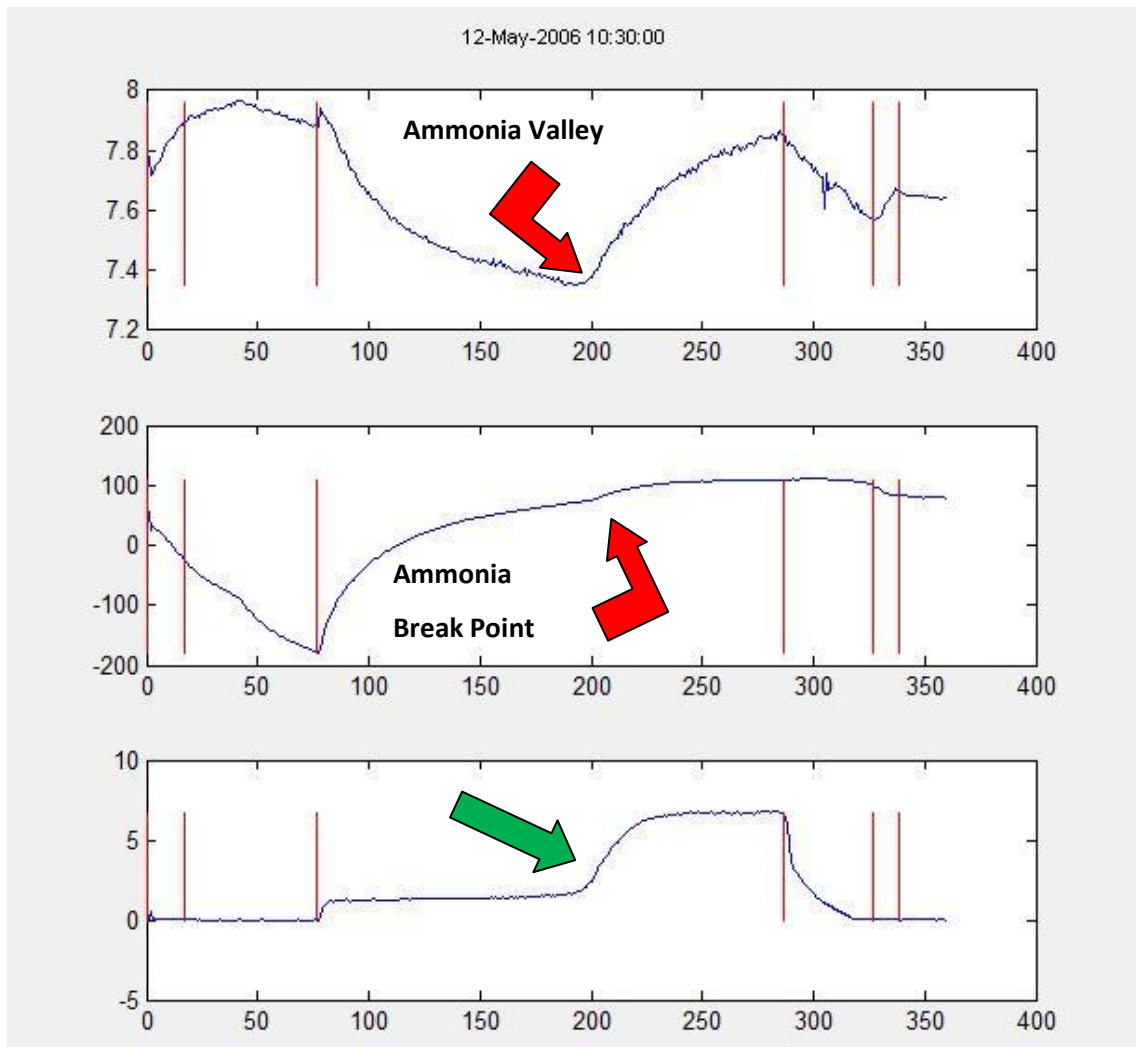


Figura 6.7 – Esempio di segnali acquisiti dall'impianto pilota: fascia oraria 10:30

In questo secondo caso, si può osservare come ci si trovi in una situazione diametralmente opposta rispetto alla fascia oraria delle 4:30 vista precedentemente. In questo caso, infatti, il carico in ingresso, dovuto alle attività mattutine è considerevole; è possibile, quindi, osservare come sia necessario un tempo sensibilmente maggiore perché la reazione di nitrificazione sia completa (il 56% a differenza del 26% visto in precedenza).

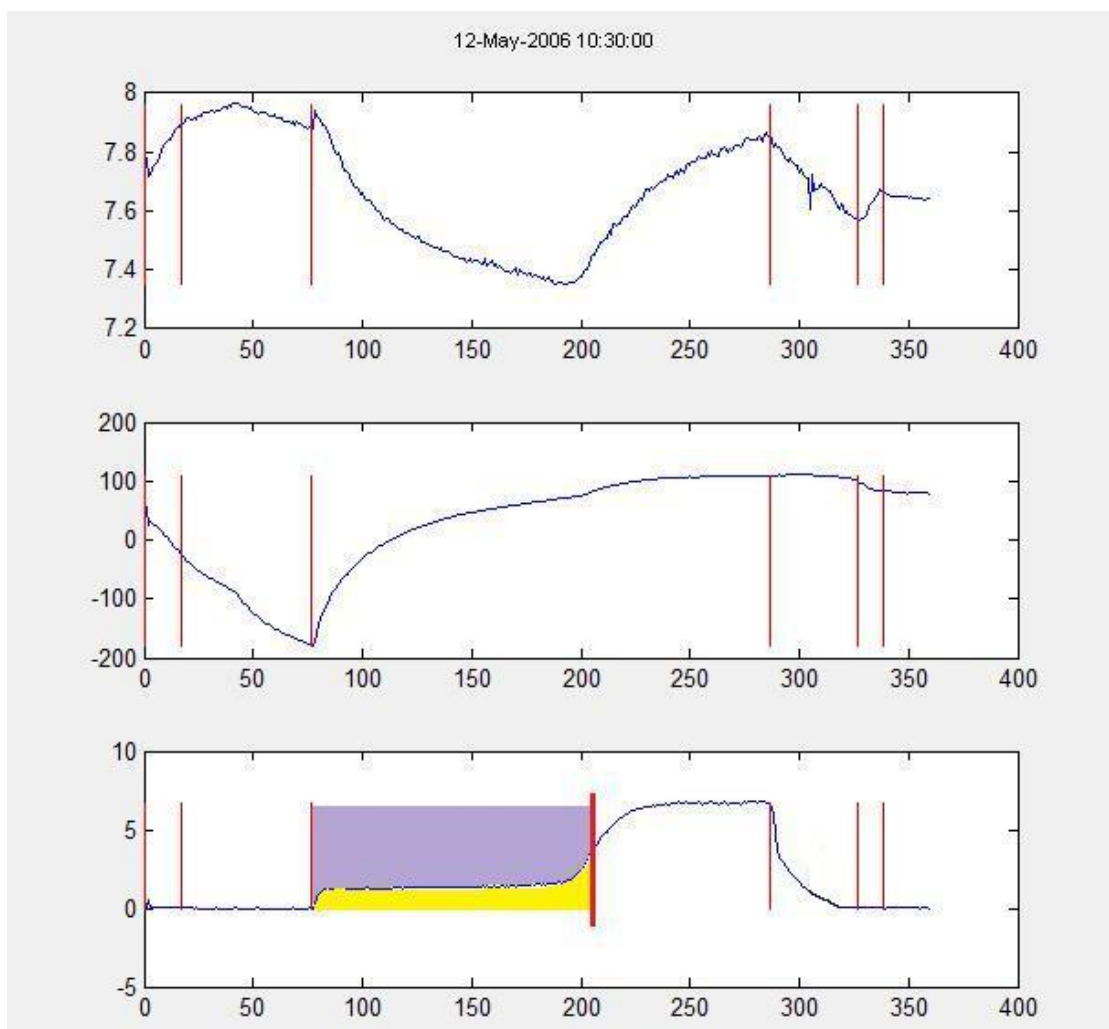


Figura 6.8 –Ossigeno utilizzato nella reazione: fascia oraria delle 10:30

Dalle Figure 6.8 e 6.9, è possibile osservare come anche la quantità di ossigeno effettivamente utilizzata per la reazione (indicata dall'area colorata in viola) sia considerevolmente maggiore (43%), mentre, ovviamente, risulta minore il rateo di ossigeno inutilizzato e quindi l'energia sprecata (indicata dall'area colorata in verde).

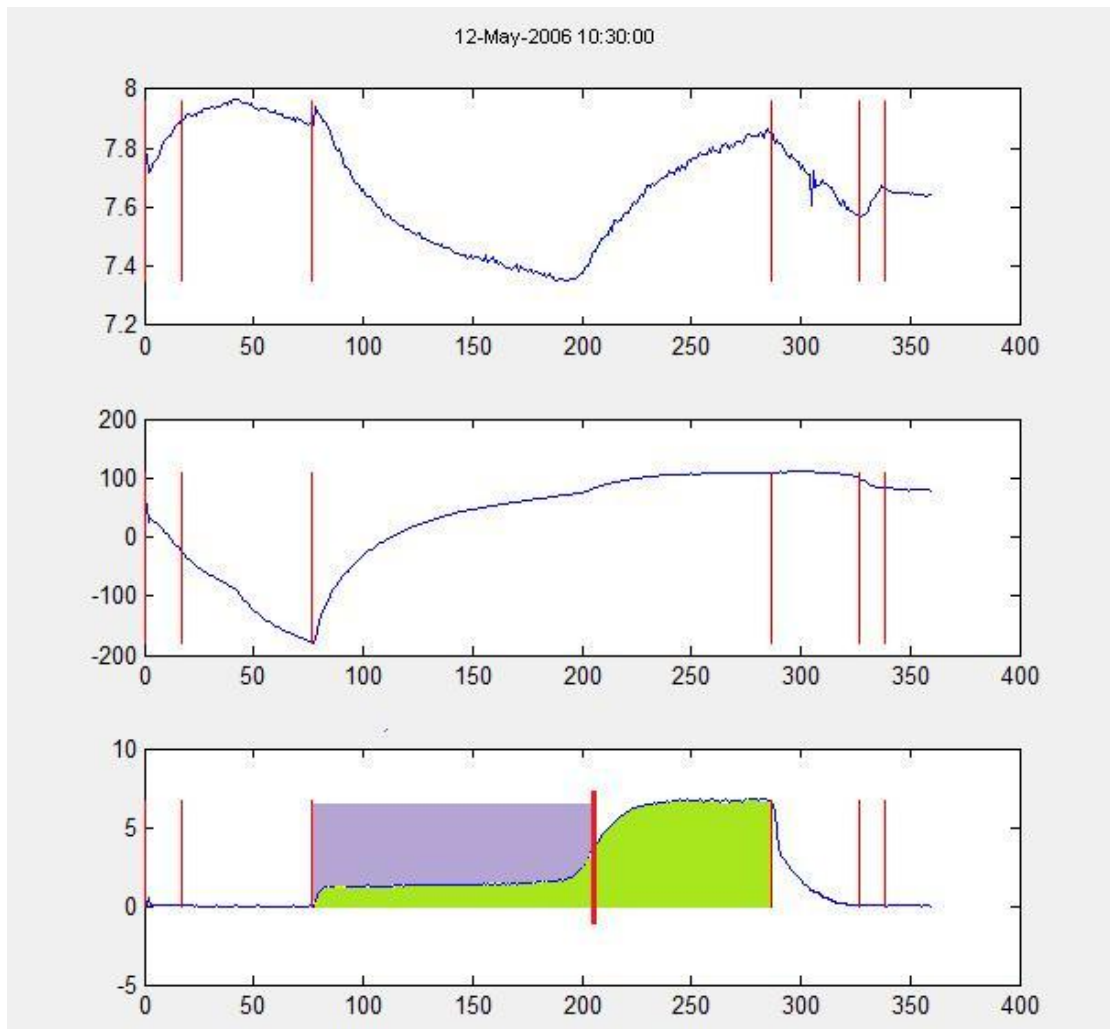


Figura 6.9 – Ossigeno utilizzato nella reazione ed ossigeno inutilizzato (in verde).

Nello svolgere questa elaborazione dati si sono considerati i segnali di sette giorni settimanali, dal lunedì alla domenica, uno per ciascuna delle quattro fasce orarie, al fine di poter valutare le differenze di carico presenti fra i giorni settimanali e quelli del weekend e le differenze tra le diverse fasce orarie nel corso della stessa giornata. L'obiettivo era quindi quello di osservare come cambia il consumo di ossigeno ed il tempo necessario alla reazione di nitrificazione.

Di seguito, in Tabella 6.4, è riportata nel dettaglio tutta l'elaborazione dati da me svolta.

SEGNALE	GIORNO	OSSIGENO DISCIOLTO REAZ. BIOLOGICA (mg/l)	OSSIGENO INUTILIZZATO (mg/l)	O ₂ TOTALE (O ₂ REAZIONE + O ₂ DISCIOLTO) (mg/l)	OSSIGENO UTILIZZATO REAZIONE (mg/l)	PORTATA OSSIGENO UTILIZZATA (m ³)
2723	Mer 16:30	75,63	1010,80	331,50	255,87	31,57
2724	Mer 22:30	92,18	970,50	413,53	321,35	38,45
2725	Gio 04:30	87,44	1099,50	333,44	246,01	28,43
2726	Gio 10:30	182,96	577,90	674,40	491,44	64,99
2728	Gio 22:30	80,49	922,90	378,66	298,17	37,94
2729	Ven 04:30	84,43	1049,10	362,66	278,23	32,64
2730	Ven 10:30	154,25	535,20	673,63	519,38	71,15
2731	Ven 16:30	68,11	879,80	366,70	298,59	39,67
2732	Ven 22:30	65,96	879,90	380,63	314,67	41,34
2733	Sab 04:30	74,35	979,80	368,21	293,87	36,10
2734	Sab 10:30	140,76	445,60	733,03	592,27	83,22
2736	Sab 22:30	51,81	837,60	337,00	285,19	40,21
2744	Lun 22:30	52,94	825,00	402,37	349,43	47,15
2748	Mar 22:30	57,98	688,60	451,32	393,33	57,14
2749	Mer 04:30	55,86	909,90	407,07	351,21	44,16
2750	Mer 10:30	114,01	360,90	676,44	562,43	89,79
2755	Gio 16:30	46,67	703,00	358,66	311,19	48,66
2763	Sab 16:30	48,49	568,80	405,23	356,73	60,65
2765	Dom 04:30	45,14	679,60	365,89	320,75	50,80
2766	Dom 10:30	87,21	255,50	618,84	531,62	100,69
2767	Dom 16:30	45,91	539,40	402,76	356,85	62,72
2768	Dom 22:30	42,53	541,00	421,34	378,81	65,19
2769	Lun 04:30	38,51	658,00	343,33	304,83	50,41
2773	Mar 04:30	33,42	650,10	349,88	316,46	52,41
2774	Mar 10:30	47,81	425,70	502,57	454,77	81,13
2775	Mar 16:30	32,02	642,50	336,52	304,50	51,51
2798	Lun 10:30	59,68	334,80	537,11	477,44	90,68
2855	Lun 16:30	26,23	756,30	365,78	339,54	50,11

SEGNALE	GIORNO	RAPP. O ₂ DISCIOLTO/ O ₂ TOTALE	% OSSIGENO DISCIOLTO REAZIONE	RAPP. O ₂ INUTILIZZATO/ O ₂ TOTALE	% OSSIGENO INUTILIZZATO
2723	Mer 16:30	0,07	7	0,93	93
2724	Mer 22:30	0,09	9	0,91	91
2725	Gio 04:30	0,07	7	0,93	93
2726	Gio 10:30	0,24	24	0,76	76
2728	Gio 22:30	0,08	8	0,92	92
2729	Ven 04:30	0,07	7	0,93	93
2730	Ven 10:30	0,22	22	0,78	78
2731	Ven 16:30	0,07	7	0,93	93
2732	Ven 22:30	0,07	7	0,93	93
2733	Sab 04:30	0,07	7	0,93	93
2734	Sab 10:30	0,24	24	0,76	76
2736	Sab 22:30	0,06	6	0,94	94
2744	Lun 22:30	0,06	6	0,94	94
2748	Mar 22:30	0,08	8	0,92	92
2749	Mer 04:30	0,06	6	0,94	94
2750	Mer 10:30	0,24	24	0,76	76
2755	Gio 16:30	0,06	6	0,94	94
2763	Sab 16:30	0,08	8	0,92	92
2765	Dom 04:30	0,06	6	0,94	94
2766	Dom 10:30	0,07	7	0,75	75
2767	Dom 16:30	0,09	9	0,92	92
2768	Dom 22:30	0,07	7	0,93	93
2769	Lun 04:30	0,24	24	0,94	94
2773	Mar 04:30	0,08	8	0,95	95
2774	Mar 10:30	0,07	7	0,90	90
2775	Mar 16:30	0,22	22	0,95	95
2798	Lun 10:30	0,07	7	0,85	85
2855	Lun 16:30	0,07	7	0,97	97

SEGNALE	GIORNO	DURATA REAZIONE (min)	TEMPO TOTALE CICLO (min)	TEMPO SPRECO (min)	TEMPO REAZIONE/ TEMPO TOTALE CICLO	% TEMPO REAZIONE
2723	Mer 16:30	51,87	210	158,15	0,25	25
2724	Mer 22:30	62,75	210	147,27	0,30	30
2725	Gio 04:30	48,87	210	161,13	0,23	23
2726	Gio 10:30	113,10	210	96,92	0,54	54
2728	Gio 22:30	61,10	210	148,92	0,29	29
2729	Ven 04:30	53,95	210	156,07	0,26	26
2730	Ven 10:30	117,03	210	92,98	0,56	56
2731	Ven 16:30	61,78	210	148,23	0,29	29
2732	Ven 22:30	63,42	210	146,60	0,30	30
2733	Sab 04:30	57,37	210	152,65	0,27	27
2734	Sab 10:30	130,62	210	79,40	0,62	62
2736	Sab 22:30	60,25	210	149,75	0,29	29
2744	Lun 22:30	68,85	210	141,17	0,33	33
2748	Mar 22:30	83,15	210	126,87	0,40	40
2749	Mer 04:30	65,53	212	146,48	0,30	30
2750	Mer 10:30	136,95	210	73,07	0,65	65
2755	Gio 16:30	70,95	210	139,07	0,34	34
2763	Sab 16:30	81,13	195	113,88	0,42	42
2765	Dom 04:30	68,25	195	126,77	0,35	35
2766	Dom 10:30	138,02	195	56,98	0,71	71
2767	Dom 16:30	83,37	195	111,65	0,43	43
2768	Dom 22:30	85,38	195	109,63	0,44	44
2769	Lun 04:30	66,87	195	128,15	0,34	34
2773	Mar 04:30	68,23	195	126,78	0,35	35
2774	Mar 10:30	105,58	195	89,43	0,54	54
2775	Mar 16:30	67,03	195	127,98	0,34	34
2798	Lun 10:30	120,13	195	74,88	0,62	62
2855	Lun 16:30	63,57	195	131,43	0,33	33

SEGNALE	GIORNO	TEMPO SPRECO/ TEMPO TOT. CICLO	% TEMPO SPRECO	H TOTALE	H REAZIONE NITRIFICAZIONE
2723	Mer 16:30	0,75	75	6,39	1,46
2724	Mer 22:30	0,70	70	6,59	1,47
2725	Gio 04:30	0,77	77	6,82	1,79
2726	Gio 10:30	0,46	46	5,96	1,62
2728	Gio 22:30	0,71	71	6,20	1,32
2729	Ven 04:30	0,74	74	6,72	1,57
2730	Ven 10:30	0,44	44	5,76	1,32
2731	Ven 16:30	0,71	71	5,94	1,10
2732	Ven22:30	0,70	70	6,00	1,04
2733	Sab 04:30	0,73	73	6,42	1,30
2734	Sab 10:30	0,38	38	5,61	1,08
2736	Sab 22:30	0,71	71	5,59	0,86
2744	Lun 22:30	0,67	67	5,84	0,77
2748	Mar 22:30	0,60	60	5,43	0,70
2749	Mer 04:30	0,70	70	6,21	0,85
2750	Mer 10:30	0,35	35	4,94	0,83
2755	Gio 16:30	0,66	66	5,06	0,66
2763	Sab 16:30	0,58	58	4,99	0,60
2765	Dom 04:30	0,65	65	5,36	0,66
2766	Dom 10:30	0,29	29	4,48	0,63
2767	Dom 16:30	0,57	57	4,83	0,55
2768	Dom 22:30	0,56	56	4,93	0,50
2769	Lun 04:30	0,66	66	5,13	0,58
2773	Mar 04:30	0,65	65	5,13	0,49
2774	Mar 10:30	0,46	46	4,76	0,45
2775	Mar 16:30	0,66	66	5,02	0,48
2798	Lun 10:30	0,38	38	4,47	0,50
2855	Lun 16:30	0,67	67	5,75	0,41

Tabella 6.4 – Elaborazione dati

Di seguito in Figura 6.10 e in Figura 6.11 sono riportati i grafici che relazionano il tempo effettivo della reazione di nitrificazione con il tempo totale della fase sia per un giorno feriale, il venerdì, che per un giorno festivo, la domenica.

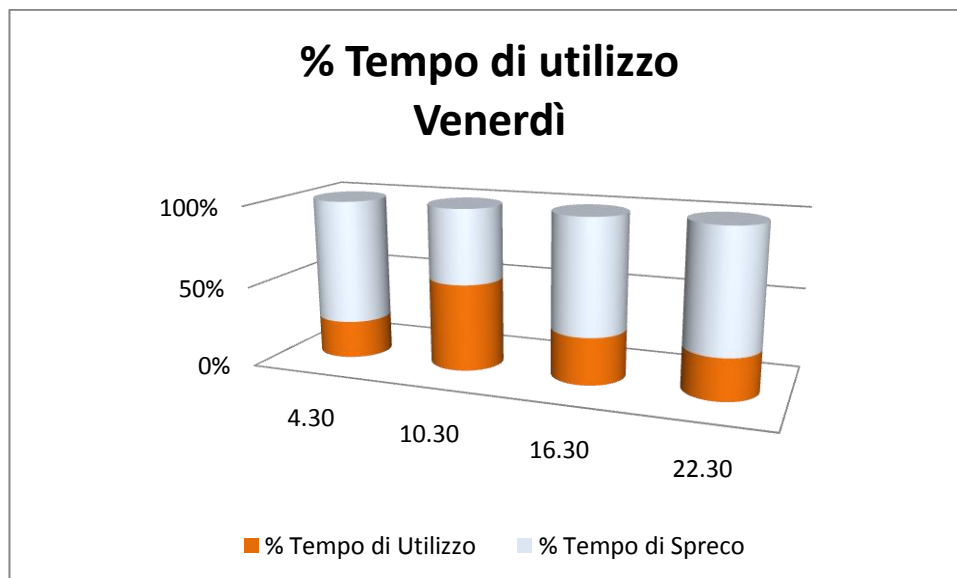


Figura 6.10 – Grafico del rapporto tempo di reazione/ tempo di spreco per un giorno feriale

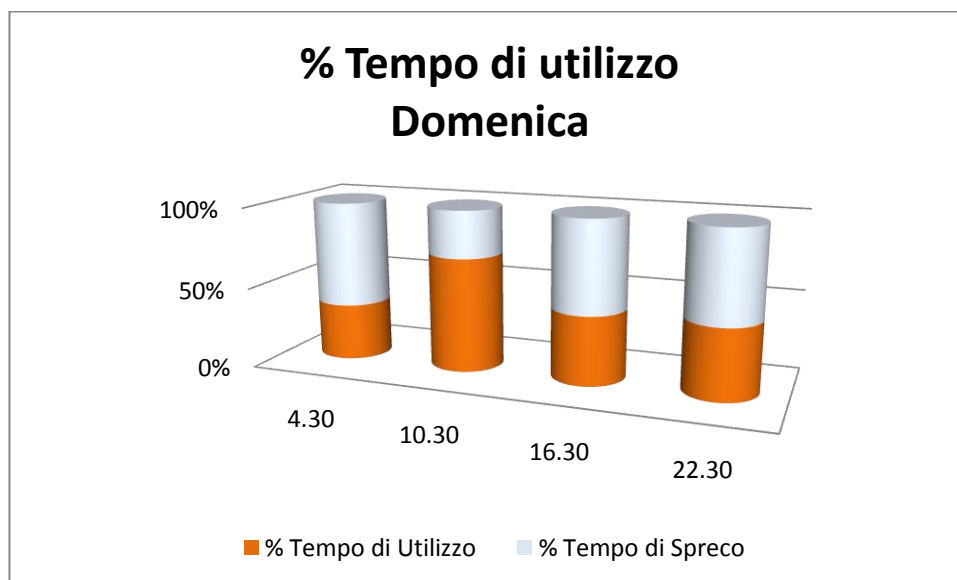


Figura 6.11 – Grafico del rapporto tempo di reazione/ tempo di spreco per un giorno feriale

Si può osservare come, la domenica, la durata della reazione di nitrificazione sia maggiore in tutte le fasce orarie, a dimostrazione dei maggiori carichi distribuiti in

tutto l'arco della giornata; si nota un aumento anche nella fascia notturna delle 4:30, probabilmente determinato dalle attività notturne ricreative del sabato sera.

Viene poi riportato l'andamento settimanale, diviso per fasce orarie:

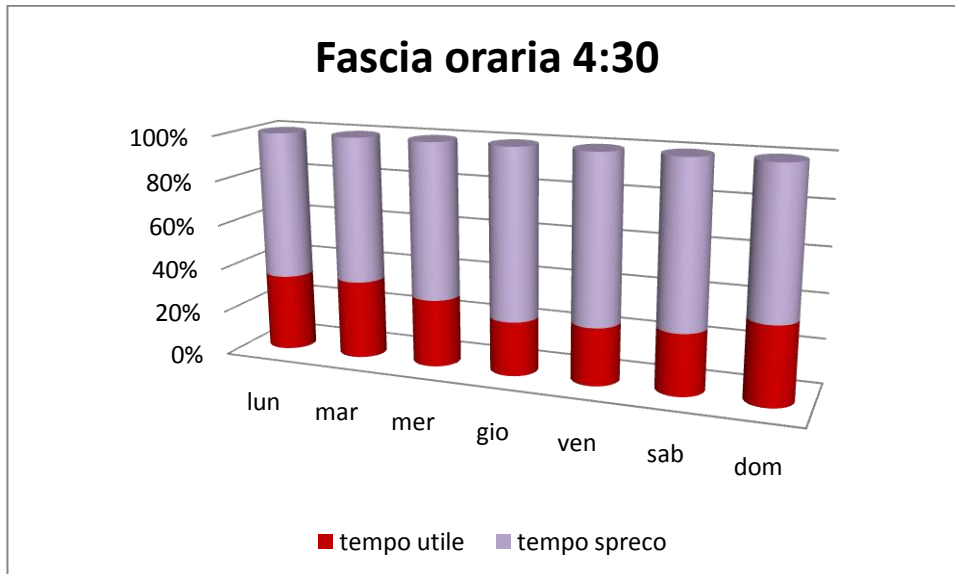


Figura 6.12 – Grafico del rapporto tempo di reazione/ tempo di spreco settimanale

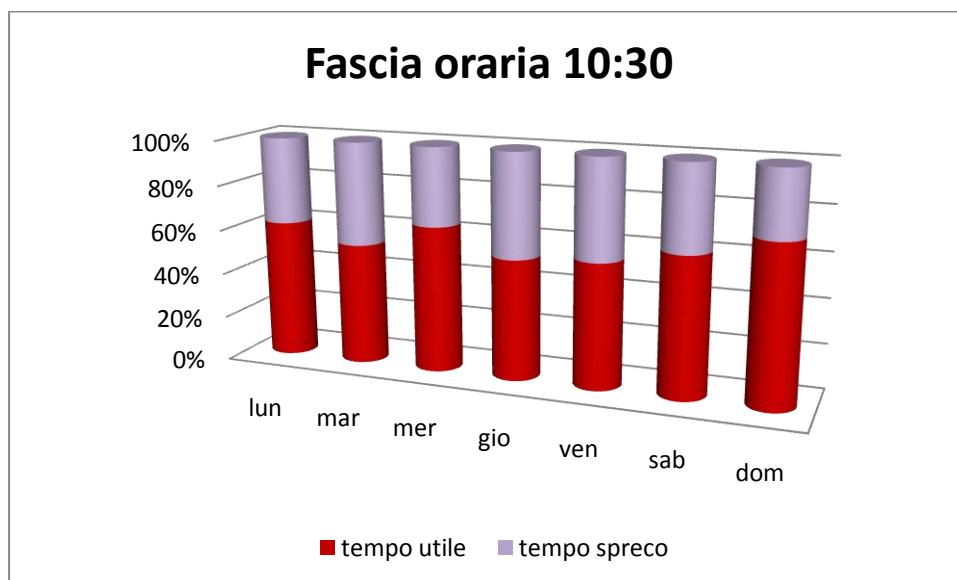


Figura 6.13 – Grafico del rapporto tempo di reazione/ tempo di spreco settimanale

A conferma di quanto detto in precedenza, anche da questi due ultimi grafici, Figura 6.12 e 6.13, è possibile osservare la grande differenza tra la fascia oraria notturna, delle 4:30 e quella mattutina, delle 10:30; la prima, costituita da bassi carichi in ingresso, è caratterizzata da reazioni di nitrificazione veloci, in cui quindi

il tempo di utilizzo è scarso, mentre elevato è il tempo di inutilizzo dell'ossigeno e quindi il dispendio energetico. La seconda, invece, è caratterizzata da elevati carichi in ingresso, per cui la reazione di nitrificazione è più lunga (può arrivare anche al 70% del tempo totale) con una conseguente riduzione del tempo di spreco e quindi del consumo energetico.

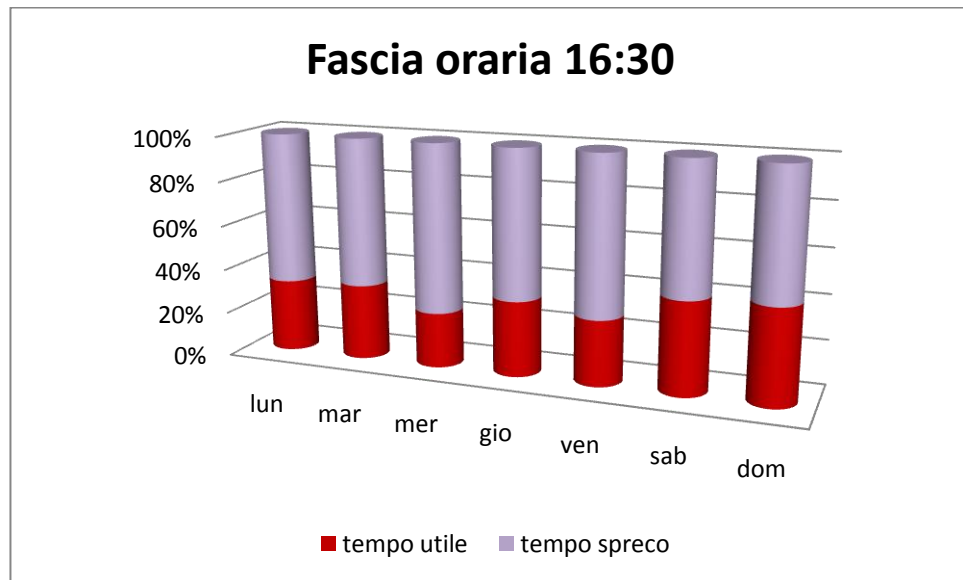


Figura 6.14 – Grafico del rapporto tempo di reazione/ tempo di spreco settimanale

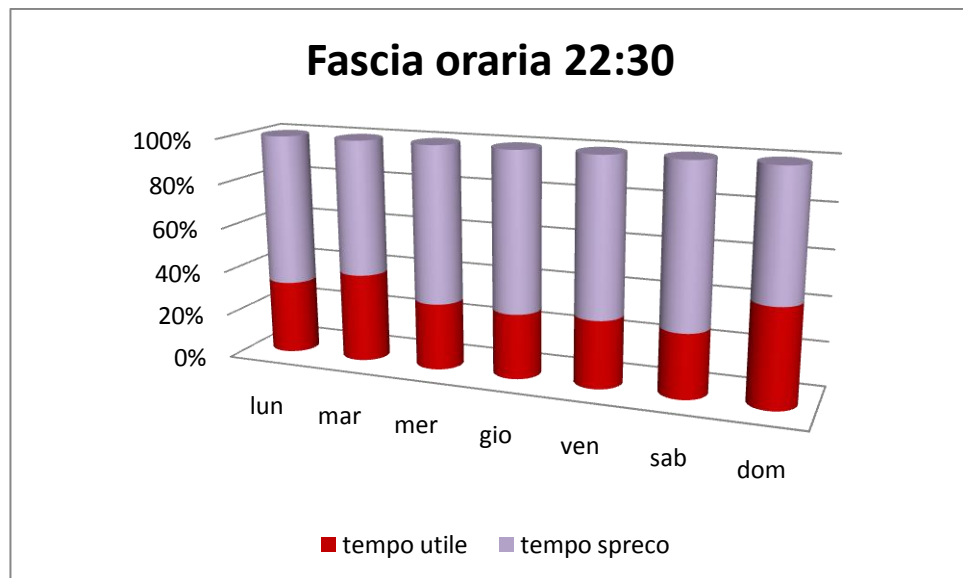


Figura 6.15 – Grafico del rapporto tempo di reazione/ tempo di spreco settimanale

In Figura 6.14 e 6.15 sono presentati gli andamenti temporali della fascia pomeridiana e di quella serale. Gli andamenti sono simili; i carichi in ingresso sono

intermedi tra quelli della fascia notturna e quelli delle 10:30, con un conseguente tempo di reazione compreso tra il 20% e il 40% del tempo totale della fase.

Sono poi riportati gli andamenti della percentuale effettiva di ossigeno utilizzato, cioè quello impiegato nella reazione di nitrificazione, sia nella giornata di venerdì che in quella di domenica.

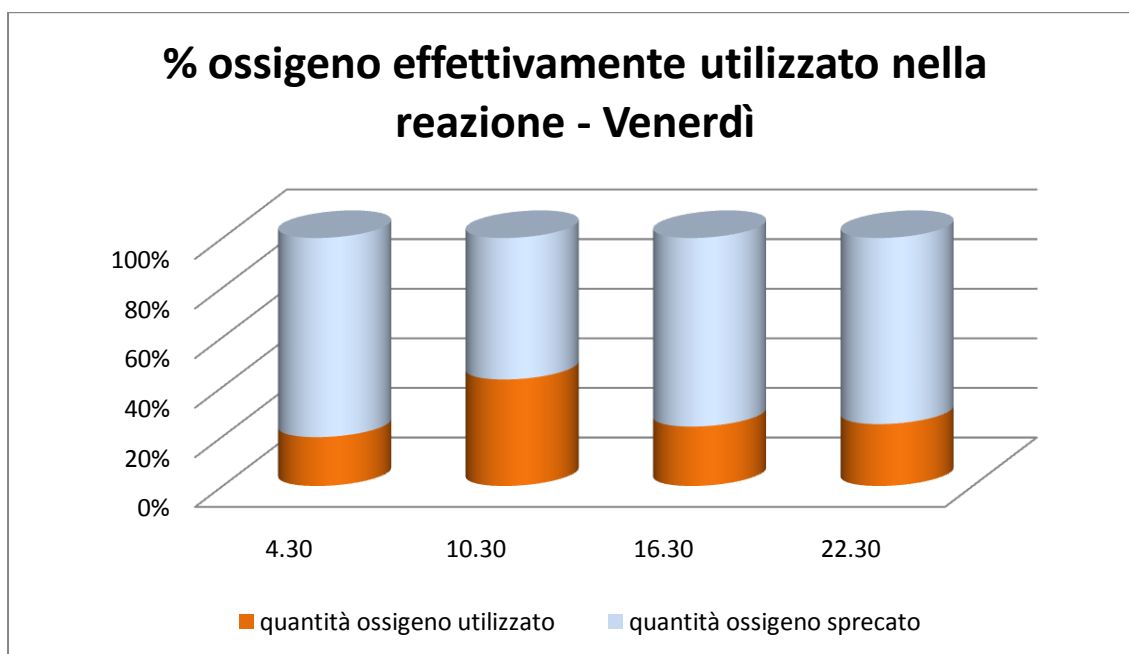


Figura 6.16 – Grafico della % di ossigeno utilizzato dalla reazione; giorno feriale.

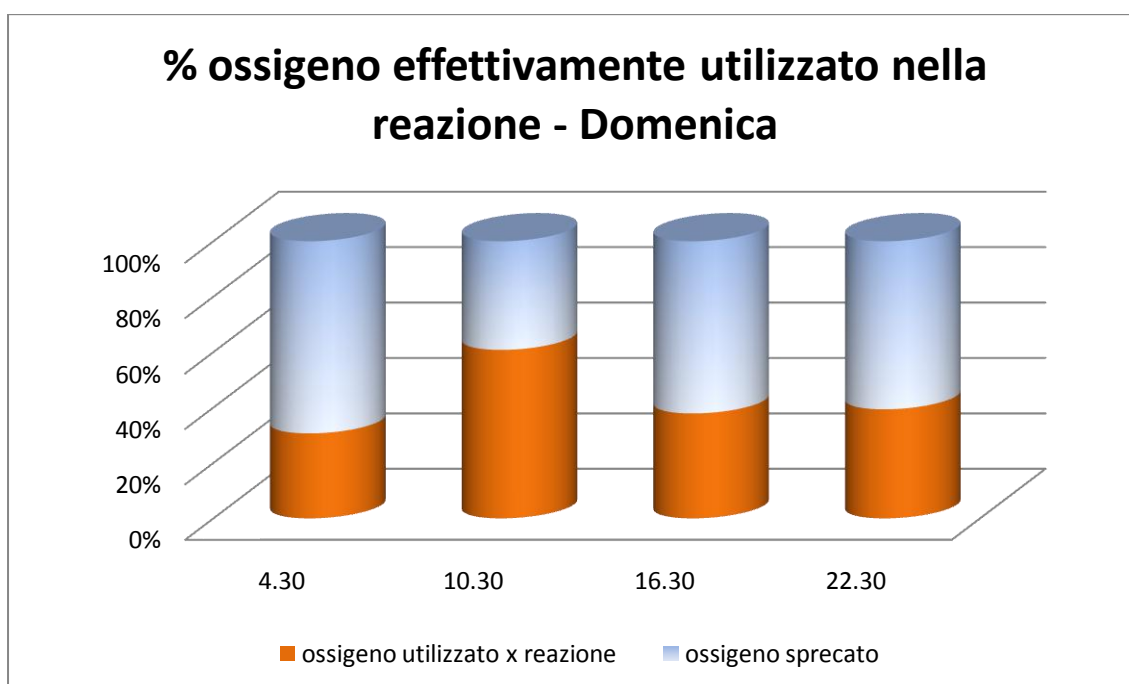


Figura 6.17 – Grafico della % di ossigeno utilizzato dalla reazione; giorno festivo.

Infine, gli andamenti settimanali:

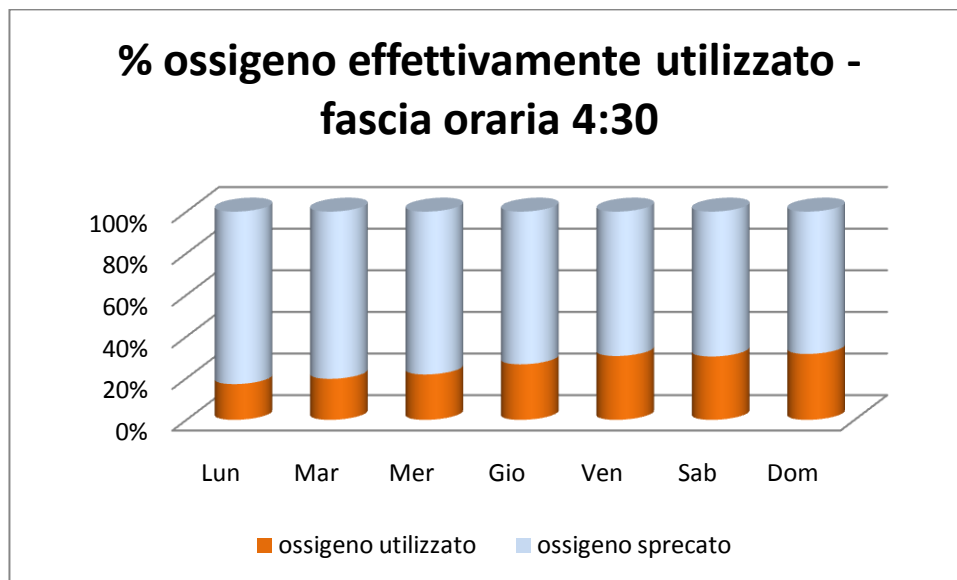


Figura 6.18 – Grafico della % di ossigeno utilizzato dalla reazione; andamento settimanale.

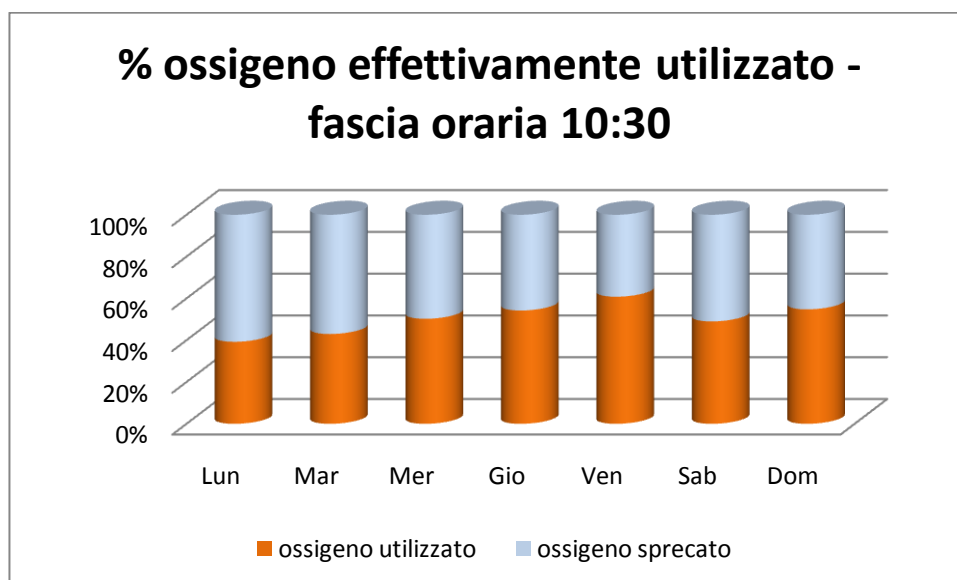


Figura 6.19 – Grafico della % di ossigeno utilizzato dalla reazione; andamento settimanale.

La fascia oraria delle 10:30 è quella in cui si ha il maggiore utilizzo di ossigeno fornito in vasca (dal 30% al 50% circa), a conferma dei maggiori carichi organici in ingresso all'impianto in questo arco temporale.

Al contrario, invece, nella fascia oraria delle 4:30 risulta evidente la scarsa percentuale di ossigeno effettivamente utilizzato ed il conseguente inutile consumo di energia.

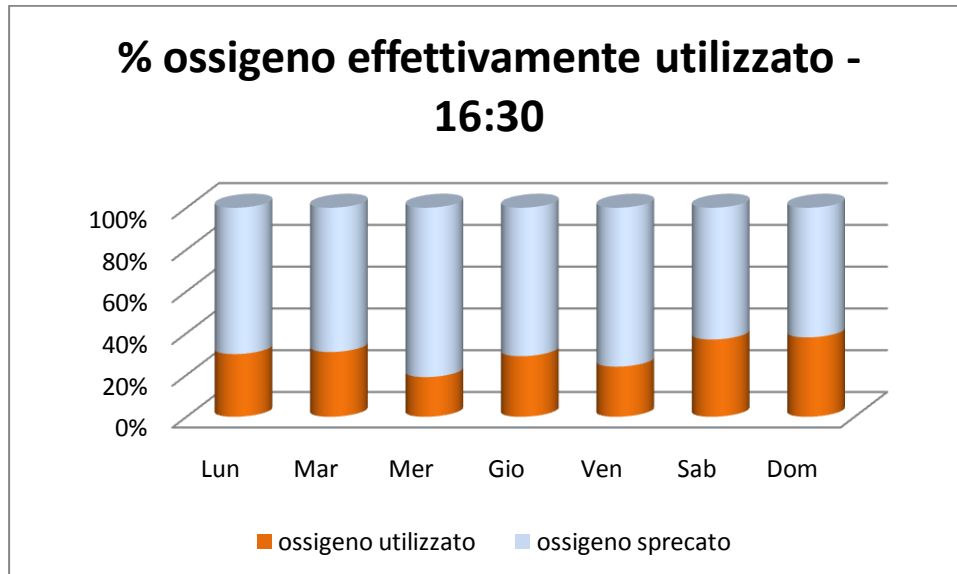


Figura 6.20 – Grafico della % di ossigeno utilizzato dalla reazione; andamento settimanale.

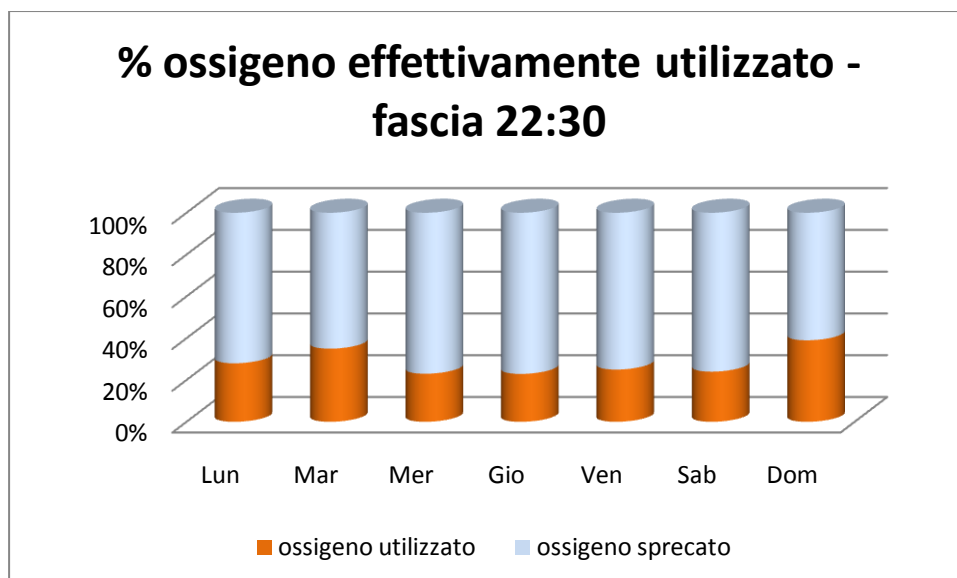


Figura 6.21 – Grafico della % di ossigeno utilizzato dalla reazione; andamento settimanale.

Alla luce di quanto detto in questo paragrafo, risulta quindi evidente la necessità di intervento e di ottimizzazione delle fasi. Un primo livello di controllo potrebbe

essere la differenziazione della durata delle fasi di ossidazione, eseguita sulla base del carico in ingresso atteso in una determinata fascia oraria; come precedentemente visto, per ogni ciclo, il trend è facilmente individuabile. In questo modo si ridurrebbe sensibilmente la quantità di ossigeno erogato in vasca ma inutilizzato ai fini della reazione, a favore del risparmio e dell'ottimizzazione energetica e, conseguentemente, del risparmio economico.

Un livello di controllo più sofisticato potrebbe derivare dall'analisi dei segnali acquisiti in linea dall'impianto, attraverso l'identificazione dei punti caratteristici che identificano la fine delle fasi di reazione. Sono numerosi gli studi in questa direzione, finalizzati alla realizzazione di sistemi di controllo on-line, in grado di ottimizzare la durata delle fasi in funzione delle reali esigenze di depurazione.

CONCLUSIONI

Il presente lavoro di tesi ha avuto come obiettivo principale lo studio e la valutazione delle possibilità del controllo dei sistemi di aerazione degli impianti a fanghi attivi, con la duplice finalità sia di ottimizzare i consumi energetici, che i processi di depurazione biologica.

La continua e crescente domanda di tutela ambientale sta determinando limiti sempre più stringenti alle caratteristiche degli scarichi in acque superficiali, con conseguenti maggiori richieste di trattamento e livelli di efficienza degli impianti sempre più elevati. La rimozione delle sostanze inquinanti dalle acque reflue (in particolare azoto, fosforo e composti organici) per il raggiungimento dei vincoli di legge, impone una continua ricerca per il miglioramento degli esistenti impianti con tecnologie sempre più efficienti e, nel contempo, economiche.

Nell'ottica dello sviluppo sostenibile, il progetto di automazione di impianti di depurazione a fanghi attivi ha l'obiettivo, per il prossimo futuro, di rendere tali impianti in grado di fronteggiare in maniera autonoma le problematiche giornaliere mediante strumenti di intelligenza artificiale; questo porterà ad un aumento dell'*efficienza* depurativa e dei processi, accompagnata dal *risparmio* energetico e dal contenimento dei costi di gestione.

A tal fine, il lavoro di sperimentazione presentato si inquadra nel più ampio progetto dell'automazione e del controllo di impianti di depurazione a fanghi attivi. L'attività sperimentale è stata interamente svolta presso i laboratori *ACS-PROT IDR-Gestione Risorse Idriche* della sede Enea di Bologna su un impianto pilota a flusso continuo con schema predenitro-nitro, realizzato completamente all'interno

del laboratorio stesso. Oltre a portare il sistema in condizioni stazionarie, in modo da poter definire la condizione di regime, è stata effettuata, contestualmente, l'acquisizione continua di segnali indiretti, quali pH, ORP e DO, per osservare la correlazione tra questi andamenti e l'evoluzione della dinamica dei processi biologici.

In particolare, l'ossigeno disciolto (DO) è risultato essere un parametro fondamentale della gestione degli impianti di depurazione a fanghi attivi, vista la sua influenza sia sui processi biologici (crescita batterica ed equilibri dei processi di denitrificazione e nitrificazione) che sui consumi energetici e quindi sui costi d'esercizio dell'impianto. In quest'ottica, quindi, il controllo dei sistemi di aerazione e dell'ossigeno disciolto (DO) risulta essere una parte molto importante dell'automazione degli impianti di depurazione.

Dalle ricerche bibliografiche e dall'elaborazione dei dati acquisiti, si è potuto constatare come il processo di aerazione in un impianto a fanghi attivi risulti essere il comparto maggiormente energivoro di un impianto di depurazione, con consumi energetici che si attestano intorno al 45-60% dei consumi totali. Quindi, oltre ad applicare il controllo on-line, i gestori degli impianti di depurazione, specie quelli di medio-piccola grandezza, dovrebbero avere interesse a disporre, nei propri impianti, delle migliori tecnologie disponibili, al fine di implementare il trasferimento di ossigeno nel liquame, migliorando le capacità depurative della biomassa e, nel contempo, abbattendo i consumi e quindi i costi di gestione.

Alla luce di quanto riportato nella presente tesi, è possibile effettuare una valutazione della necessità di intervento per le diverse tipologie di impianti di depurazione trattati.

Per quanto riguarda i sistemi MBR, dall'analisi dei consumi energetici e dei costi riportati, risulta evidente come per poter raggiungere l'eccellenza tecnologica i sistemi MBR debbano necessariamente ridurre il fabbisogno energetico; ciò è perseguibile attraverso l'introduzione di migliori tecnologie, soprattutto per quanto riguarda i sistemi di pulizia delle membrane (che comportano il consumo del 34% dell'energia totale) e nella ricerca della concentrazione ottimale di ossigeno disciolto presente in vasca.

Per quanto riguarda i sistemi SBR, dall'elaborazione dei dati acquisiti, riportata nel capitolo sei, risulta evidente la necessità del controllo dell'aerazione; in un impianto di questo tipo, infatti, l'assenza di un controllo della lunghezza della fase

di ossidazione può comportare uno spreco di ossigeno che raggiunge anche il 70% di quello complessivamente erogato. L'introduzione di un primo livello di controllo, come la differenziazione della durata delle fasi di ossidazione, eseguita sulla base del carico in ingresso atteso in una determinata fascia oraria, ridurrebbe sensibilmente la quantità di ossigeno erogato in vasca (ma inutilizzato ai fini della reazione), a favore dell'ottimizzazione energetica e, conseguentemente, del risparmio economico.

Infine, per i sistemi a flusso continuo, l'obiettivo dovrebbe essere quello di controllare l'ossigeno disciolto presente in vasca, determinando quindi il set-point ottimale al fine di ottimizzare sia i processi biologici che i consumi energetici. Purtroppo, date le difficoltà della gestione dell'impianto in scala pilota, non è stato possibile raggiungere l'obiettivo nell'arco del periodo di sperimentazione; sarà, perciò, necessario continuare lo studio e la ricerca in questa direzione.

Bibliografia

- **Al-Ghusain I. and Hao O. J.**, *Use of the pH as Control Parameter for Aerobic/Anoxic Sludge Digestion*. Journal of Environmental Engineering, November 2008.
- **Bogaert H., Vanderhasselt A., Gernaey K., Yuan Z., Thoeye C. and Verstraete W.**, *New Sensor Based on pH Effect of Denitrification Process*. Journal of Environmental Engineering, September 1997.
- **Bolles Steven A.**, *Modeling wastewater aeration system to discover Energy saving opportunities*, Process Energy Services, LLC
- **Buddhavarapu S., Inness E. C.**, *Activated sludge characterization by ORP profiles*. Department of Civil and Environmental Engineering University of Texas at San Antonio.
- **Cecil D., Skou E.**, *A model of the redox measurement in aerated activated sludge*. Water Science & Tecnology Vol.53, No 4-5 pp 465-472, IWA Publishing 2006.
- **Charpentier J., Godart H., Martin G., Mogno Y.**, *Oxydatio-.reduction potential (ORP) regulation as a way to optimize aeration and C, N and P removal: experimental basis and various full-scale examples*. Water Science & Tecnology Vol.21, pp 1209-1223 (1989).
- **Charpentier J., Florentz M. and David G.**, *Oxidation-reduction potential (ORP) regulation: a way to optimize pollution removal and energy saving in the low load activated sludge process*. Water Science & Tecnology Vol.19, Rio, pp 645-655, IWA Publishing 1987.
- **Farabegoli G.**, *Processi biologici di depurazione a membrane*, Università di Roma La Sapienza.

-
- **Fiter M., Güell D., Colprim J., Poch M., Rodríguez-Roda I.,** *Energy Saving in a Wastewater Treatment Process: an Application of Fuzzy Logic Control.* Environmental Technology, Vol.26 pp 1263-1270, Selper Ltd. 2005.
 - **Gerardi M. H.,** *ORP Management in Wastewater as an Indicator of Process Efficiency.* NEIWPC's newsletter, Interstate Water Report - Winter 2007, YSI Environmental.
 - **Holenda B., Domokos E., Redey A., Fazakas J.,** *Aeration optimization of a wastewater treatment plant using genetic algorithm,* OPTIMAL CONTROL APPLICATIONS AND METHODS 2007, 28:191–208.
 - **Hollman J.B., Wareham D.G.,** *Oxidation-Reduction Potential as a monitoring tool in a low Dissolved Oxygen Wastewater treatment process.* Journal of Environmental Engineering, January 2003.
 - **James A. Mueller J.A., Boyle W.C., Pöpel J.H.,** *Aeration: Principles and Practice,* Water quality management library Volume 11, Library editors: Eckenfelder W. W., Malina J.F. JR. Patterson J.W., CRC Press, 2002.
 - **Jeppsson U., Alex J., Pons M.N., Spanjers H. and Vanrolleghem P.A.,** *Status and future trends of ICA in wastewater treatment – a European perspective.* Water Science & Technology Vol.45, No 4–5 pp 485-494, IWA Publishing 2002.
 - **Kadar Y., Siboni G.,** *Optimization of energy economy in the design and operation of wastewater treatment plants,* Mekorot Water Company, Ltd. And DHV-MED, Ltd, Tel Aviv, Israel
 - **Lara J. M. V., Milani B. E. A.,** *Control of nitrate flow in pre-denitrification systems using long-range identification for predictive control.* Proceedings of the 44th IEEE Conference on Decision and Control, and the European Control Conference 2005 Seville, Spain, December 12-15
 - **Lee Y., Oleszkiewicz J. A.,** *Effects of predation and ORP conditions on the performance of nitrifiers in activated sludge systems.* Water Research, Vol.37 pp 4202-4210, Pergamon 2003.
 - **Luccarini L., Sottara D., Mello P., Colombini G.,** *Controllo e gestione intelligente degli impianti di depurazione.* Atti dei seminari – Ecomondo2008, Rimini 5-8 novembre 2008.
 - **Luccarini L., Sottara D., Mello P.,** *Strumenti di IA per il controllo e la diagnosi dei processi.* Atti dei seminari – Ecomondo2008, Rimini 5-8 novembre 2008.

- **Luccarini L., Porrà E., Spagni A., Ratini P., Grilli S., Longhi S., Bortone G.**, *Soft sensors of control of nitrogen and phosphorus removal from wastewaters by neural networks*. Water Science & Technology Vol.45, No 4-5 pp 101-107, IWA Publishing 2002.
- **Ma Y., Peng Y., Yuan Z., Wang S., Wu X.**, *Feasibility of controlling nitrification in predenitrification plants using DO, pH and ORP sensors*. Water Science & Technology Vol.53, No 4-5 pp 235-243, IWA Publishing 2006.
- **Malpei F.**, *Trattamento delle acque reflue – Parte II*, Corso di Ingegneria Ambientale 2, Facoltà di Ingegneria di Lecco A.A 2003 – 2004.
- **Marsili-Libelli S., Susini R., Zanieri L.**, *Automazione dei processi di depurazione biologica*. Corso di aggiornamento sul Trattamento Reflui Industriali e Rifiuti Liquidi, ANDIS. Firenze, 7 – 9 Marzo 2007.
- **Mendia L., D’Antonio G.**, *L’aerazione meccanica nei processi a fanghi attivi*, Ingegneria sanitaria n. 5, 1958, pp 197-216.
- **Napoli R., Della Rocca C.**, *Impianti di Trattamento Sanitario-Ambientale, Gruppo di Ingegneria Sanitaria del Mediterraneo*, Fanghi attivi, cap. 10 a.a. 203/2004.
- **Olsson G.**, *Instrumentation, control and automation in the water industry – state-of-the-art and new challenges*. Water Science & Technology Vol.53, No 4-5 pp 50-75, IWA Publishing 2006.
- **Olsson G., Newell B., Rosen C., Ingildsen P.**, *Application of information technology to decision support in treatment plant operation*. Water Science & Technology Vol.47, No 12 pp 35-42, IWA Publishing 2003.
- **Olsson G.**, *Lessons learn at ICA2001*. Water Science & Technology Vol.45, No 4–5 pp 1-8, IWA Publishing 2002.
- **Olsson G., Newell B.**, *Wastewater Treatment Systems (Modelling, Diagnosis and Control)*. IWA Publishing, 1999.
- **Peng Y.Z., Ma Y., Wang S.Y.**, *Improving nitrogen removal using on-line sensors in the A/O process*. Biochemical Engineering Journal No 31 pp 48-55, 2006
- **Peng Y., Ma Y., Wang S., Wang X.**, *Fuzzy control of nitrogen removal in predenitrification process using ORP*. Water Science & Technology Vol.52, No 12 pp 161-169, IWA Publishing 2005.

-
- **Pellegrinon L.**, *Studio della Relazione tra i Processi Biologici di Rimozione dei Nutrienti e i Segnali di pH, Potenziale di Ossidoriduzione e Ossigeno Disciolto in un Impianto di Depurazione di Tipo SBR*, Tesi di laurea in chimica Industriale (A.A. 2006-2007).
 - **Saturno D., Salerno C., Laera G., Pollice A., Pinto A., Sandulli R.**, *I bioreattori a membrana nella depurazione delle acque: l'innovazione per la tutela dell'ambiente*, *Biologi Italiani* 7/2008, *Ecodinamica* pp 31-39.
 - **Simon J., Wiese J. and Steinmetz H.**, *A comparison of continuous flow and sequencing batch reactor plants concerning integrated operation of sewer systems and wastewater treatment plants*. *Water Science & Technology* Vol.54, No 11-12 pp 241-248, IWA Publishing 2006.
 - **Sri Ruthira K.**, *Efficiency of aeration system in wastewater treatment plants*, *Unuversity Teknologi Malaysia* 2006, pp 10-45.
 - **Sweeney M. W., Kabouris J.C.**, *Modeling, Instrumentation, Automation and Optimization of Wastewater Treatment Facilities*. *Water Environment Research*, Vol.78, No 10, Water Environment Federation, 2006.
 - **Tseng C.-C., Potter T.G., Koopman B.**, *Effect of influent chemical oxygen demand to nitrogen ratio on a partial nitrification/complete denitrification process*. *Water Research*, Vol.32, No 1 pp 165-173, 1998.
 - **Vanrolleghem P.A. and Lee D.S.**, *On-line monitoring equipment for wastewater treatment processes: state of the art*. *Water Science & Technology* Vol.47, No 2 pp 1-34, IWA Publishing 2003.
 - **Vismara R., Canziani R., Gardoni D.**, *Il Ruolo del Ricircolo Interno nel Processo di Pre-denitrificazione a Fanghi Attivi*. *Ingegneria Ambientale* Vol.XXXVI No 9 Settembre 2007.
 - **Wang X., Peng Y., Ma Y., Wang S.**, *Effects of operational variables on nitrogen removal performances and its control in a pre-denitrification plant*. *Chemical Engineering Technology* No 2 pp 234-241, 2007.
 - **Yuan Z., Keller J.**, *Integrated control of nitrate recirculation and external carbon addition in a predenitrification system*. *Water Science & Technology* Vol.48, No 11-12 pp 345-354, IWA Publishing 2003.
 - **Zhiguo Y., Oehmen A. and Ingildsen P.**, *Control of nitrate recirculation flow in predenitrification systems*. *Water Science & Tecnology* Vol.45, No 4-5 pp 29-36, IWA Publishing 2001.

-
- **ADVISORY LEAFLET ATV-M209E**, *Measurement in Clean Water and Activated Sludge of the Oxygen Transfer by Aeration Installations in Activated Sludge Plants*. German ATV Standards (Wastewater-Waste) – Abwassertechnische Vereinigung E.V., German Association for the Water Environment (June 2006).

 - **Berrè F. (REGIONE EMILIA ROMAGNA - Assessorato Agricoltura, Ambiente e Sviluppo Sostenibile), G. Bardasi (ARPA)**, *Rapporto sulle attività di smaltimento delle acque reflue urbane e dei fanghi*. Bologna, Febbraio 2005.

 - **Bragadin G.L., Mancini L.M.**, *Depurazione e smaltimento degli scarichi urbani – Dispense tecniche*. Pitagora Editrice Bologna, 2007.

 - **Brusiani F.**, *Monitoraggio ed analisi di segnali indiretti ORP, DO e pH su impianto pilota a flusso continuo finalizzato al controllo e alla gestione ottimale di impianti a fanghi attivi*, Tesi di laurea in Ingegneria per l'Ambiente e il Territorio (A.A. 2007-2008).

 - **Cingolani L., Ramadori R.**, *Il controllo del bulking negli impianti a fanghi attivi*. Editore Centro Luigi Bazzucchi, Perugia, giugno 1991.

 - **Davoli C., Davoli D., Guglielmi L., Madoni P., Pergetti M., Stefanini C.**, *Depurazione Biologica nei Fanghi Attivi*. Enìa S.p.A., Università degli Studi di Parma, 2005.

 - **Gerardi M. H.**, *Nitrification and Denitrification in the Activated Sludge Process*. John Wiley & Sons Inc., 2002.

 - **Henze M., Harramoës P., Jansens J. L. C., Arvin E.** *Wastewater Treatment, Biological and Chemical Process*. Springer-Verlag, Third Edition, Berlin 2000.

 - **Marchetti R.**, *Ecologia Applicata*. Società Italiana di Ecologia – Città Studi s.c.r.l. Editore, Milano, maggio 1993.

 - **Montanari M.**, *Caratterizzazione della Biomassa Autotrofa di un Impianto Pilota di Tipo SBR con Tecniche a Titolazione pH/DO-stat*, Tesi di laurea in Ingegneria per l'Ambiente e il Territorio (A.A. 2003-2004).

 - **Olsson G., Nielsen M. K., Yuan Z., Lynggaard-Jensen A. and Steyer J-F.** *Instrumentation, control and automation in wastewater system*. IWA Publishing, 2005 (Scientific and Technical Report No.15).

- **Pulcini D.**, *Analisi di pH ORP e DO finalizzata all'utilizzo di segnali indiretti per il monitoraggio e il controllo automatico di impianti di depurazione a fanghi attivi*, Tesi di laurea in Ingegneria per l'Ambiente e il Territorio (A.A. 2008-2009).

- **Testoni A.**, *Monitoraggio e analisi di segnali ORP, PH, DO finalizzato al controllo del processo di prede nitrificazione eseguito su impianto pilota a F.A.*, Tesi di laurea in Ingegneria per l'Ambiente e il Territorio (A.A. 2007-2008).

- **Vismara R.**, *Depurazione biologica (teoria e processi)*. Hoepli Editore, III edizione aggiornata col D.LGS. 11 maggio 1999 N.152.

- **Vismara R., Budelli P.**, *La gestione degli impianti a fanghi attivi*. C.I.P.A Editore, Milano 2002.

RINGRAZIAMENTI

Giunta finalmente alla fine di questa fatica, è arrivata l'ora dei ringraziamenti.

Ringrazio sinceramente la Prof.ssa Bonoli per la disponibilità mostratami in questi intensi mesi di lavoro.

Un particolare ringraziamento a Luca, per avermi accolto nella "famiglia ENEA", per avermi permesso di svolgere questo lavoro di tesi e per avermi consigliato e supportato lungo il cammino.

Un grazie di cuore al resto dello staff ENEA Sezione PROT-IDR: a Ina e Stefania, per l'aiuto in laboratorio, a Gigi, per i preziosi consigli, a Loredana, Carmela, Alessandro, Davide, Roberto, Selene e Meris (grazie per i fantastici rotoli alla Nutella che hanno allietato le lunghe giornate!).

Grazie al mitico gruppo dei ragazzi dell'ENEA, perché è grazie a loro che questi sei mesi di tesi sono volati e sono stati terribilmente divertenti. Un doveroso ringraziamento va ai miei due angeli custodi: Alessio e Francesca. Al cuginetto Alessio, per avermi "raccomandato" e catapultato nel mondo Enea, per avermi fatto compagnia nei viaggi da e per il lavoro, ma anche e soprattutto per l'apporto e il supporto costante, sia dentro che fuori dall'ufficio. A Francesca, che a dispetto del look alternativo, ho fin dall'inizio chiamato "la fatina"! Grazie per il tuo costante buon umore e per la tua dolcezza, per l'aiuto e il supporto, anche e soprattutto in queste ultime settimane di delirio dilagante.. sei stata un'ottima correlatrice!

Grazie agli informatici, i guru del "spegni e riavvia", senza i quali non avrei risolto diverse magagne informatiche; in particolare, grazie a Gabri per aver lavorato per me sul "Cavallo" e per aver trovato, tutti i giorni, un modo per farmi ridere!

Grazie a tutti gli altri compagni di viaggio, come me, sulla stessa barca, quella dei "tesisti"! Prima fra tutte Dalila, con cui ho condiviso la scrivania, Gigio (l'impianto), le pause caffè, ma soprattutto le ansie, le gioie, le preoccupazioni e le risate! Grazie di esserci stata! Grazie a Martina, Daniela, Marco, compagni di

viaggio , e di autobus, che hanno fatto iniziare ogni mattina con una chiacchiera ed un sorriso.

Il prossimo ringraziamento va a tutti gli amici dell'università che hanno reso divertenti le interminabili lezioni di ingegneria. Un ringraziamento speciale lo devo a Giulia, compagna anche di shopping, ad Elisa ed Ale. Grazie di cuore!

Grazie a Sara e a tutte le altre ballerine e alla maestra Marghe: grazie per aver pazientato e tollerato le mie assenze... giustificate eh!! E grazie anche alle mie cucciole della propedeutica, che mi hanno concesso un'ora a settimana di dolcezza, distrazioni e divertimento puro!

Un grazie enorme ad una persona speciale, che definire amica del cuore è forse riduttivo, Adelaide. Per esserci stata SEMPRE, da vicino, da lontano, a casa, in viaggio, tra le risate, tra le lacrime, sei un costante punto di riferimento. Grazie!

Un grazie di cuore a chi, del mio cuore, è il custode: Claudio. Grazie di esserci. Per avermi regalato una serenità che da tempo non avevo, per avermi ascoltato e supportato, per aver visto in me qualcosa di speciale, per avermi offerto sempre uno spunto di riflessione nuovo o una curiosità in più da aggiungere al mio bagaglio, per aver fatto il pendolare nel weekend in modo da poterci vedere pur dovendo incastrare esami, tesi da scrivere, lezioni, turni in ospedale... per tutto questo, Grazie!

Infine, ultimi di scrittura ma primi nel cuore, i ringraziamenti per coloro senza i quali non sarei qui: mamma è papà. Grazie per la vostra costante presenza e grazie per avermi permesso di raggiungere questo traguardo. Grazie per avermi lodato nei momenti di successo ed incoraggiato in quelli di difficoltà, nei momenti bui, personali e scolastici, quando la voglia mi mollare era tanta. Se non è successo, è grazie a voi. Vi voglio bene!

E grazie alla mitica nonna Leda, un modello a cui aspirare! Grazie per avermi allevato e per avermi insegnato a cucinare! Anche in ENEA ti sono riconoscenti!! E alla domanda che mi fai da anni: "Ma quand'è che finisci l'università?" stavolta posso davvero rispondere: "Nonna, ho finito!!!!"

Grazie a tutti!