



**UNIVERSITÀ DEGLI STUDI DI PADOVA**

**FACOLTÀ DI INGEGNERIA  
DIPARTIMENTO DI PRINCIPI E IMPIANTI DI INGEGNERIA CHIMICA  
“I. SORGATO”**

**TESI DI LAUREA IN  
INGEGNERIA DEI PROCESSI INDUSTRIALI E DEI MATERIALI**  
(Laurea triennale DM 270/04 – indirizzo Processi Industriali)

**AGGIORNAMENTO TECNOLOGICO DEL  
PROCESSO E DELL’IMPIANTO DI  
DEPURAZIONE DI SCHIO**

*Relatore: Dott. Gabriele Scaltriti*

*Correlatore: P.I. Luciano Caleffi*

*Laureanda: SILVIA GALVANIN*

ANNO ACCADEMICO 2010/2011



# Riassunto

Questa tesi tratta l'aggiornamento tecnologico dell'impianto di depurazione di Schio mediante l'impiego del processo a cicli alternati nella sezione biologica, la realizzazione di un selettore aerobico e di uno stabilizzatore aerobico per la linea fanghi.

È descritta inizialmente la configurazione dell'impianto, illustrandone il territorio servito, il processo, le strutture, le portate e le caratteristiche del refluo influente ed effluente. Si prosegue poi analizzando il processo innovativo dei cicli alternati, applicato al posto del tradizionale processo di predenitrificazione-nitrificazione. Avendo approfondito il suo funzionamento, si è constatata la presenza superflua del bacino di denitrificazione in quanto la reazione che in esso ha luogo viene svolta anche durante una fase dei cicli alternati. Si è proposto quindi di proseguire con l'aggiornamento dell'impianto prevedendo due nuovi utilizzi per la volumetria esistente della vasca di denitrificazione: il primo consiste nella realizzazione di un selettore aerobico, in modo da sviluppare in modo selettivo la popolazione batterica per ottenere fanghi facilmente sedimentabili; il secondo, invece, riguarda la linea fanghi e consiste in uno stabilizzatore aerobico, per ridurre la quantità prodotta e renderne minimi gli inconvenienti.



# Indice

<b>Riassunto</b>	<b>III</b>
<b>Introduzione</b>	<b>VII</b>
<b>1 L'impianto di depurazione di Schio</b>	<b>1</b>
1.1 Un inquadramento generale dell'impianto nel territorio . . . . .	1
1.1.1 La zona servita e l'impianto . . . . .	1
1.1.2 Lo scarico . . . . .	1
1.1.3 Il clima e le precipitazioni . . . . .	2
1.2 Il processo di depurazione e l'impianto . . . . .	2
1.2.1 I trattamenti primari . . . . .	2
1.2.2 I trattamenti secondari . . . . .	4
1.2.3 I trattamenti terziari . . . . .	8
1.2.4 La linea fanghi . . . . .	9
<b>2 I carichi idrici ed inquinanti</b>	<b>13</b>
2.1 La portata all'impianto . . . . .	13
2.2 Le caratteristiche dell'influente e dell'effluente . . . . .	15
<b>3 I cicli alternati</b>	<b>17</b>
3.1 Il processo . . . . .	17
3.2 Le prestazioni . . . . .	19
3.3 Il controllo . . . . .	22
3.4 L'applicazione . . . . .	23
3.5 I "cicli alternati" nell'impianto di Schio . . . . .	24
3.5.1 Verifica dell'applicabilità dei cicli alternati . . . . .	25
3.5.2 Verifica dei risparmi energetici . . . . .	27
<b>4 Il selettore aerobico</b>	<b>29</b>
4.1 La formazione batterica . . . . .	29
4.2 Il selettore . . . . .	30
4.2.1 Il selettore aerobico . . . . .	31
4.3 L'applicazione del selettore aerobico all'impianto di Schio . . . . .	33

<b>5</b>	<b>Lo stabilizzatore aerobico</b>	<b>37</b>
5.1	La stabilizzazione . . . . .	37
5.2	La stabilizzazione aerobica . . . . .	38
5.3	Lo stabilizzatore aerobico . . . . .	39
5.4	L'applicazione dello stabilizzatore aerobico nell'impianto di Schio . . . . .	42
	<b>Conclusioni</b>	<b>45</b>
	<b>Elenco dei simboli</b>	<b>47</b>
	<b>Bibliografia</b>	<b>49</b>

# Introduzione

L'acqua, risorsa preziosa ed indispensabile per la vita, sta assumendo crescente importanza nel panorama internazionale e nazionale in quanto il diffuso inquinamento ha iniziato ad intaccare le risorse idriche, fino a qualche tempo fa ritenute inesauribili. Dal lato dei consumatori si sta cercando di educare le popolazioni, grazie ai mezzi di comunicazione, ad un uso responsabile e senza sprechi e, a livello industriale, di adottare preferibilmente le soluzioni che prevedono i minori consumi. Dal lato delle aziende che distribuiscono e trattano l'acqua si sta operando in modo da ridurre le perdite lungo le condutture e ottimizzare l'efficienza del processo depurativo, soprattutto in termini di rimozione delle sostanze inquinanti e nutrienti. Proprio su questa linea si sviluppa l'oggetto di questa tesi: l'aggiornamento tecnologico del processo e dell'impianto di Schio. L'ammodernamento proposto non prescinde dalle strutture esistenti e riguarda sia la linea acque, con l'obiettivo di massimizzare i rendimenti del trattamento, sia la linea fanghi, con lo scopo di ridurre la quantità da destinare allo smaltimento.

La presente trattazione è strutturata in cinque capitoli; i primi due costituiscono la descrizione generale: in dettaglio, nel capitolo 1 si inquadra l'impianto nel territorio, si analizzano le fasi del processo di depurazione mettendo in luce in modo particolare la loro funzione al fine della depurazione e si descrivono le strutture e le apparecchiature utilizzate in ogni comparto; nel capitolo 2 si prendono in considerazione i flussi influenti ed effluenti, sia come volume che come carico inquinante, e le loro variabilità.

Nel capitolo 3 si approfondisce il processo a cicli alternati della sezione biologica, indicando le prestazioni ottenibili rispetto ai trattamenti tradizionali, la strumentazione di controllo automatico ed i requisiti di applicabilità; ci si focalizza poi sul caso dell'impianto di Schio, per evidenziare i vantaggi ottenuti soprattutto in termini energetici e quelli ancora realizzabili se si procedesse ad un'applicazione integrale della tecnologia eliminando in modo particolare l'attuale utilizzo del bacino di predenitrificazione.

Nel capitolo 4 si descrive il selettore aerobico, la prima delle due nuove funzioni pensate per la vasca di denitrificazione: sono illustrati i vantaggi derivanti dalla realizzazione di tale reattore, come l'ottenimento di un fango più facilmente sedimentabile e un'adeguata miscelazione tra portata influente e portata di ricircolo. Infine, si esegue il dimensionamento del selettore.

Nel capitolo 5 si tratta invece dello stabilizzatore aerobico, l'altra possibilità di impiego per la volumetria ancora disponibile; si presentano i motivi che inducono ad adottare

questa soluzione per la linea fanghi, quali una riduzione delle quantità di fanghi da smaltire e una minore emissione di odori; si conclude con la configurazione finale dell'ex bacino di denitrificazione.

# Capitolo 1

## L'impianto di depurazione di Schio

Si presenta in questo capitolo l'area geografica in cui si colloca l'impianto, le fasi del processo di depurazione realizzate, le strutture e le apparecchiature installate. Questa prima parte descrittiva è stata elaborata da [1], [2] e [3].

### 1.1 Un inquadramento generale dell'impianto nel territorio

L'impianto di trattamento delle acque è posto all'estremità sud della zona industriale di Schio (un paese dell'area settentrionale della provincia di Vicenza) ed è situato in un'area destinata dal comune di Schio alla realizzazione degli impianti ecologici di depurazione e di smaltimento dei rifiuti solidi urbani.

#### 1.1.1 La zona servita e l'impianto

L'impianto di depurazione è un tipico impianto a fanghi attivi adibito al trattamento delle acque reflue di origine civile ed industriale, le prime provenienti dal territorio dei comuni di Schio, Torrelvicino, Valli del Pasubio e Santorso, le seconde dalle aziende della circostante zona industriale operanti soprattutto nei settori produttivi alimentare, meccanico e tessile. Fino al mese di gennaio 2011, inoltre, l'impianto era autorizzato allo smaltimento di rifiuti liquidi e fangosi prodotti da terzi, derivanti dalla pulizia di fosse settiche e pozzi neri.

La portata trattata nel primo semestre dell'anno 2011 ammonta a  $2565611 \text{ m}^3$ , che corrisponde ad una media giornaliera di  $14175 \text{ m}^3/\text{d}$ .

La potenzialità dell'impianto ammonta a 60000 abitanti equivalenti, valutata tenendo conto del carico idrico di progetto e assumendo un carico idrico specifico pari a  $2001/(\text{AE d})$  (come definito all'art.74 comma 1 lett. a) del D. Lgs. 152/06).

#### 1.1.2 Lo scarico

Lo scarico delle acque effluenti dall'impianto avviene in un corpo idrico recettore, il torrente Timonchio, nel territorio del comune di Schio, in un unico punto posto a circa 150 m a valle

dell'impianto in direzione sud. Il torrente è praticamente sempre asciutto a causa sia delle captazioni sia dei fenomeni di dispersione in subalveo dovuti alla natura del substrato; si stima che i giorni di portata nulla in un anno siano circa 200. Le acque depurate in uscita dall'impianto ne costituiscono, soprattutto nei periodi di secca, la principale fonte di deflusso, che viene ridotto gradualmente fino ad un totale assorbimento in falda dopo qualche chilometro; per questo motivo l'impianto deve rispettare i limiti previsti per lo scarico al suolo.

La falda nella zona in cui è situato l'impianto è posta a circa 140 m s.l.m., mentre lo scarico dell'impianto avviene circa a quota 210 m s.l.m..

### **1.1.3 Il clima e le precipitazioni**

L'area geografica in oggetto presenta le caratteristiche di un clima subalpino; nella distribuzione delle precipitazioni si riscontrano due massimi, uno primaverile (maggio) ed uno autunnale (novembre), tra i quali si inseriscono i due valori minimi, corrispondenti alle stagioni estiva ed invernale. La precipitazione media annua è tra i 1400 e i 1500 mm, circa il doppio della media annua nazionale pari a 763 mm (dato Istat relativo al decennio 2000/2009); la condizione meteorologica influisce molto sulla portata adottata all'impianto perchè il collettore fognario riceve anche l'acqua piovana.

## **1.2 Il processo di depurazione e l'impianto**

Il processo depurativo realizzato presso l'impianto di Schio rispecchia le fasi di trattamento dei classici impianti a fanghi attivi: nell'ordine, si susseguono i trattamenti primari, che comprendono una serie di stazioni destinate alla rimozione dei materiali solidi estranei, i trattamenti secondari, che consistono nel trattamento biologico vero e proprio di rimozione delle sostanze organiche ed inquinanti inizialmente non sedimentabili, ed infine i trattamenti terziari, che consentono di perfezionare la depurazione biologica già eseguita. Parallelamente si sviluppa la linea fanghi dedicata allo smaltimento dei fanghi estratti dal processo.

### **1.2.1 I trattamenti primari**

#### **Il sollevamento dei reflui industriali**

I liquami di origine industriale provenienti dalla circostante zona industriale sono convogliati all'impianto da un collettore fognario in un'apposita vasca, dalla quale vengono sollevati alla sezione di grigliatura, dove confluiscono nei reflui civili.

I reflui industriali vengono sollevati alla stazione successiva con due elettropompe di tipo sommerso, la cui accensione e spegnimento sono regolati tramite PLC dai segnali provenienti dai galleggianti. Le pompe dispongono di una girante monocanale con passaggio libero di 100 mm che consente un regolare funzionamento anche in assenza di pregrigliatura dei reflui. Caratteristica peculiare di questa stazione è l'andamento assolutamente

variabile delle portate e del carico inquinante, con picchi durante le ore lavorative e valori minimi nei giorni festivi.

### La grigliatura

Il primo trattamento cui vanno incontro i reflui, sia civili che industriali, consiste nella grigliatura: l'influyente viene fatto passare attraverso una griglia in modo da intercettare e rimuovere le sostanze solide grossolane con dimensioni superiori ai 3 mm. Mancando nell'impianto la sedimentazione primaria, si è scelto di lavorare con griglie a maglie sottili, realizzando quella che viene definita grigliatura fine. Se i materiali estranei rimanessero nel liquame si causerebbe il danneggiamento dei dispositivi meccanici e l'ostruzione di valvole e tubazioni delle unità a valle del processo, la contaminazione del corpo idrico recettore e la presenza di corpi galleggianti nelle vasche.

La grigliatura viene realizzata con due rotostacci a pulizia automatica in grado di trattare fino a 2800 m<sup>3</sup>/h; la pulizia viene effettuata mediante controlavaggio con acqua industriale. Il grigliato viene raccolto e mandato in discarica.

### Il sollevamento iniziale

La stazione di sollevamento iniziale serve per convogliare le portate unificate dei reflui al pozzetto di ripartizione. Il sollevamento prevede, in caso di portata superiore a quella trattabile dall'impianto e secondo le normative (cioè quando la portata influente supera 3 volte la portata media), che la frazione della portata in eccesso venga scaricata al corpo idrico recettore attraverso un *bypass* dopo aver subito la sola fase di grigliatura.

Il sollevamento è realizzato attraverso l'utilizzo di 8 pompe centrifughe di tipo sommerso, delle quali 5 sollevano una portata di 600 m<sup>3</sup>/h e 3 sollevano una portata di 300 m<sup>3</sup>/h; secondo la misura di altezza fornita da un misuratore di livello ad ultrasuoni, il PLC regola l'azionamento delle pompe, stabilendo quali e quante pompe accendere. Per ovviare ad eventuali malfunzionamenti del PLC, è installato un sistema a galleggianti che garantisce un livello minimo nella vasca in modo da mantenere sempre sommerse tutte le pompe. Sulla condotta di mandata di alcune pompe è presente un rompicrosta per evitare la formazione di schiume o di depositi sulla superficie.

Il *bypass* è realizzato mediante uno stramazzo che convoglia il refluo in eccesso direttamente allo scarico.

In questa stazione viene eseguito un campionamento automatico in continuo in ingresso.

### La ripartizione

Il liquame sollevato viene convogliato ad un pozzetto di ripartizione, che ha la funzione di suddividere la portata in caso questa superi le condizioni di carico normali; in situazioni ordinarie tutto il refluo viene inviato ai trattamenti secondari, mentre in condizioni eccezionali (in genere per eventi piovosi) le frazioni eccedenti delle portate vengono inviate agli ex decantatori primari, che funzionano da vasche di raccolta delle punte di carico.

Quando la portata in ingresso torna a livelli normali, il refluo accumulato viene rinviato al ripartitore che lo manda definitivamente ai trattamenti biologici.

La ripartizione viene effettuata tramite stramazzi ad altezza regolabile; nota la geometria degli stramazzi, la misurazione della portata inviata ai trattamenti secondari e alle vasche di accumulo è ottenuta con un misuratore di livello ad ultrasuoni.

### 1.2.2 I trattamenti secondari

I trattamenti secondari costituiscono la parte più strettamente chimico-biologica del processo di depurazione, durante la quale avvengono la demolizione delle sostanze organiche biodegradabili e la rimozione dei nutrienti ad opera di popolazioni batteriche. Lo scopo principale è l'abbattimento dell'azoto, presente sia in forma ammoniacale, sia nelle sostanze organiche che nei nitriti ( $\text{NO}_2^-$ ) e nei nitrati ( $\text{NO}_3^-$ ), responsabile, insieme al fosforo, dei fenomeni di eutrofizzazione delle acque.

#### La denitrificazione

Il primo processo di trattamento consiste nella rimozione dei nitriti e dei nitrati in seguito all'attività di popolazioni batteriche come *Pseudomonas*, batteri eterotrofi facoltativi; ciò rispettivamente significa che come fonte di cibo utilizzano il substrato costituito da sostanze organiche di tipo carbonioso contenute nel refluo e che in condizioni anossiche utilizzano per la respirazione e per la sintesi cellulare l'ossigeno presente nei nitrati secondo la reazione



La velocità di denitrificazione è influenzata dal pH (campo utile compreso tra pH = 6 e pH = 8), dalla temperatura e dalle caratteristiche del refluo: tanto maggiore è la quantità di matrice organica facilmente biodegradabile e tanto più rapida sarà la velocità di denitrificazione. La denitrificazione comporta un consumo della sostanza organica presente nel refluo, che corrisponde a una diminuzione del  $\text{BOD}_5$  in entrata all'ossidazione. I batteri *Pseudomonas* consumano a livello teorico  $4.5 \text{ kg}_{\text{BOD}_5} / \text{kg}_{\text{azoto}_{\text{den.}}}$ ; di questi, solo  $2.5 \text{ kg}_{\text{BOD}_5} / \text{kg}_{\text{azoto}_{\text{den.}}}$  vengono utilizzati in respirazione, mentre il resto rimane all'interno dei batteri che lo hanno utilizzato per la sintesi ed è quindi disponibile per la successiva ossidazione.

Il bacino di denitrificazione è dotato di setti interni in muratura e ha le seguenti dimensioni:

lunghezza	26.05 m
larghezza	26.35 m
profondità	4.95 m
volume	$3400 \text{ m}^3$

La miscelazione è realizzata con tre mixer sommersi con motore elettrico di potenza nominale di 4.5 kW. Tramite una sonda combinata, si misurano in continuo la concentrazione



**Figura 1.1:** Il bacino di denitrificazione

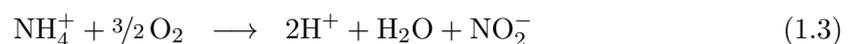
dei solidi sospesi e dell'ossigeno disciolto. Il passaggio dalla denitrificazione all'ossidazione avviene per gravità attraverso sfiori dotati di paratoie mobili che ripartiscono il refluo nelle tre linee di ossidazione.

### L'ossidazione-nitrificazione

L'obiettivo di questa fase è l'ossidazione dell'azoto ammoniacale, il quale, se smaltito in un corso d'acqua, esercita un'azione tossica e un forte consumo dell'ossigeno disciolto durante la sua ossidazione. L'azoto sotto forma di ammoniaca rappresenta il contributo più rilevante (pari al 60% di tutto l'azoto presente), dovuto all'urea e alla degradazione per via biologica delle sostanze organiche azotate costituenti il materiale cellulare degli organismi che, esemplificativamente, può essere descritta con la reazione



L'azoto ammoniacale viene prima ossidato a nitriti ed in seguito i nitriti vengono ossidati a nitrati grazie all'opera di due distinti batteri autotrofi aerobi, rispettivamente *Nitrosomonas* e *Nitrobacter*, che utilizzano come fonte di carbonio l'anidride carbonica e traggono l'energia necessaria alle loro funzioni vitali dall'ossidazione dell'ammoniaca. Per vivere necessitano di un quantitativo di ossigeno tra 1.5 e 2 mg/l. Le reazioni di ossidazione avvengono secondo



La prima reazione rappresenta lo stadio controllante perchè la velocità di ossidazione dell'ammoniaca è molto minore della velocità di ossidazione da nitriti a nitrati, dunque a livello operativo si cercherà di favorire la crescita dei batteri *Nitrosomonas*.

Le variabili che influenzano questo processo sono:

- la concentrazione di ossigeno disciolto: sperimentalmente si è osservato che la massima velocità di rimozione si ottiene con concentrazioni di  $O_2$  intorno a 7 mg/l e che non conviene mai scendere al di sotto di 1 – 2 mg/l di  $O_2$  disciolto.
- il pH: i valori ottimali per il processo si hanno intorno a  $pH = 8.5 - 9$ ; la reazione tende verso il campo acido ed è importante controllare che il pH non si abbassi troppo per non compromettere la crescita batterica.
- la temperatura: maggiore è la temperatura, maggiore sarà la velocità di nitrificazione.
- il rapporto  $BOD_5/N$ : tale valore identifica la frazione di batteri nitrificanti presenti rispetto ai batteri eterotrofi che rimuovono il BOD; per i sistemi a nitrificazione simultanea (tra cui gli impianti a fanghi attivi) il valore ottimale è circa 5.

Dalla stechiometria delle reazioni si calcola che la quantità teorica di ossigeno necessaria per ossidare l'azoto ammoniacale è pari a  $4.57 \text{ kg}_{O_2}/\text{kg}_{NH_4-N_{ox}}$ . Negli impianti a fanghi attivi, data l'elevatissima concentrazione di microrganismi e data la densità dei reflui che impedisce lo sviluppo di alghe, non è possibile che tutto l'ossigeno necessario ai batteri derivi dall'interscambio con l'atmosfera e tantomeno dalla funzione clorofilliana operata dalla clorofilla presente nelle alghe verdi: è indispensabile in tali processi provvedere ad un sistema di aerazione artificiale tale da garantire un'adeguata concentrazione di ossigeno.

Il sistema di nitrificazione, comunque, è in grado di abbattere in modo sostanziale il contenuto di azoto solo se accoppiato ad un sistema di denitrificazione: ora che l'azoto ammoniacale è stato trasformato in nitrati, è necessario completare la trasformazione dell'azoto in forma gassosa, realizzando condizioni anossiche come nella stazione precedente.

L'ossidazione è realizzata su tre linee che lavorano in parallelo, alimentate ciascuna in modo indipendente dalla vasca di denitrificazione. Le prime due linee sono uguali, mentre la terza è strutturata diversamente:

volume linea 1	(4 compartimenti da $500 \text{ m}^3$ )	$2000 \text{ m}^3$
volume linea 2	(4 compartimenti da $500 \text{ m}^3$ )	$2000 \text{ m}^3$
volume linea 3	(2 compartimenti da $1200 \text{ m}^3$ )	$2400 \text{ m}^3$
volume totale		$6400 \text{ m}^3$

L'ossigeno richiesto per il metabolismo dei batteri è fornito da 4 soffianti rotative volumetriche, che forniscono ciascuna una portata d'aria di  $1700 \text{ m}^3/\text{h}$  con prevalenza di 0.5 bar; a 2796 giri/min hanno una potenza di 45 kW. La diffusione dell'aria all'interno delle vasche avviene attraverso dei diffusori a membrana posti a 50 cm dal fondo; il sistema di aerazione assicura anche una buona agitazione dei liquami, garantendo una concentrazione di ossigeno quasi uniforme ed impedendo ai fiocchi di fango di depositarsi sul fondo. L'efficienza del trasferimento di ossigeno è stimata del 20%. Per la realizzazione sequenziale delle fasi di nitrificazione e di denitrificazione, nell'impianto di Schio sono state adottate in periodi diversi due soluzioni impiantistiche alternative: prima si operava con ricircolo



**Figura 1.2:** Particolare di una vasca di ossidazione e della canaletta di scolo

dei fanghi dall'ossidazione alla denitrificazione attraverso pompe sommerse installate sul fondo delle vasche, mentre attualmente sono adottati i "cicli alternati", che consistono in una successione nel tempo nelle vasche di ossidazione di fasi di accensione dell'areazione e di spegnimento delle soffianti. Il refluo stramazza in un canale, che conduce ai sedimentatori finali, dai bordi delle vasche attraverso delle lame a profilo Thomson. In ogni vasca è presente una sonda per la misura dell'ossigeno disciolto e della temperatura.

### **La sedimentazione finale**

Dopo le fasi di trattamento biologico, il refluo deve essere sottoposto ad un processo di decantazione che permette di separare, grazie all'azione della gravità, l'acqua depurata dai fanghi attivi; è importante che si raggiunga una netta suddivisione delle fasi per non compromettere tutto il processo depurativo già svolto: i fanghi, infatti, contengono la maggior parte degli inquinanti che erano inizialmente presenti nel liquame da trattare. Inoltre, un elevato contenuto di solidi sospesi allo scarico causerebbe una diminuzione di limpidezza del corpo idrico recettore. All'interno del sedimentatore l'acqua viene mantenuta in lento movimento per far precipitare sul fondo della vasca i fanghi, sfruttando la diversità del loro peso specifico rispetto all'acqua; questi vengono convogliati verso il centro in un pozzo, da cui vengono estratti con una pompa e vanno a costituire la portata di ricircolo, mandata in testa alla denitrificazione, e il supero, inviato alla linea fanghi per essere smaltito. L'acqua chiarificata, invece, si raccoglie in un canale circolare ai bordi della vasca e prosegue verso i trattamenti finali. Eventuali problemi di gestione o di progetto dell'intero impianto ricadono su questa stazione dove la separazione si realizza naturalmente in modo più o meno efficace in base alle caratteristiche fisiche del fango, soprattutto la sua sedimentabilità. I possibili fenomeni che possono verificarsi sono:

1. *rising*, galleggiamento dei fanghi nel sedimentatore. Quando la denitrificazione non è portata completamente a termine, i batteri continuano la loro attività sul fondo del decantatore liberando azoto gassoso secondo la reazione (1.1); questo, risalendo, trascina con sé i fiocchi di fango verso la superficie del sedimentatore.
2. *pin-point*, sfaldamento dei fiocchi di fango. Si ha un fluido ricco di piccoli solidi sospesi impossibili da sedimentare, che quindi vengono trasportati dall'acqua effluente determinando un incremento del BOD<sub>5</sub>.
3. *bulking*, formazione di fango che sedimenta lentamente e non si compatta. Microscopicamente ciò è dovuto allo sviluppo prevalente di batteri filamentosi rispetto ai fiocco-formatori che impediscono ai fanghi di aggregarsi e precipitare. Di conseguenza, si ha un peggioramento della qualità dell'effluente (aumento di BOD<sub>5</sub>, COD e solidi sospesi) e una resistenza all'ispessimento del fango.

La sedimentazione è realizzata in tre sedimentatori uguali a flusso radiale, ciascuno collegato ad una linea di ossidazione.

diámetro	29 m
altezza media	2.2 m
superficie totale	1980 m <sup>2</sup>
volume totale	4360 m <sup>3</sup>

Il fondo dei sedimentatori presenta una leggera pendenza verso il centro per facilitare la confluenza dei fanghi decantati. Tutto attorno al perimetro, invece, è collocata una canaletta delimitata da entrambi i lati da profili Thomson in acciaio attraverso i quali tracima l'acqua chiarificata. Il ponte mobile a trazione periferica, che descrive la circonferenza mediamente in 40 min, lavora sotto inverter e svolge varie funzioni: trascina una lama raschiafanghi sul fondo per convogliare i fanghi verso il centro e una lama raschiaschiume sulla superficie per raccogliere il materiale galleggiante sulla superficie verso lo scum-box (una vaschetta dotata di un sistema di lavaggio per far defluire le schiume), sposta dei getti d'acqua in corrispondenza dei profili per evitare la formazione di alghe e diminuirne la crescita.

### 1.2.3 I trattamenti terziari

I trattamenti terziari hanno la funzione di perfezionare e completare la depurazione del refluo togliendo i rimanenti solidi sospesi ed, eventualmente, gli agenti patogeni.

#### La filtrazione

La filtrazione viene eseguita con lo scopo di trattenerne i solidi sospesi non sedimentabili ancora presenti nell'acqua chiarificata; per questo motivo si fa passare l'effluente attraverso delle tele in grado di trattenerne le piccole particelle di solidi presenti, che altrimenti causerebbero un aumento della torbidità dell'acqua nel corpo idrico recettore.



**Figura 1.3:** Particolare dei filtri

La stazione di filtrazione è suddivisa in quattro unità in parallelo. La filtrazione è effettuata su tele “Polstoff”, una fibra derivante dal polietilene, alloggiata in una serie di dischi collegati ad un albero rotante cavo ed immersi nell’acqua da trattare; il livello minimo dell’acqua è controllato da uno stramazzo posto sul lato di scarico. Durante la fase di funzionamento “attivo” la tela, mantenuta ferma, trattiene i solidi accrescendo progressivamente le perdite di carico per l’accumularsi di depositi di fango; di conseguenza cresce il dislivello del liquido tra l’entrata e l’uscita nel bacino. Per non far aumentare troppo le cadute di pressione nell’attraversamento della vasca e per avere un risultato costante dell’azione filtrante, si esegue il controlavaggio del filtro, la fase di funzionamento “passivo”; la pulizia della tela, eseguita con acqua già filtrata aspirata da una pompa, viene avviata quando il dislivello del refluo oltrepassa i 200 mm al di sopra del piano dello stramazzo di scarico, facendo ruotare lentamente le tele. Il liquame prodotto dal controlavaggio è pompato alla vasca di denitrificazione.

### **L’ex clorazione**

Infine, l’effluente viene fatto scorrere in una vasca dove fino a qualche tempo fa avveniva la clorazione per abbattere gli agenti patogeni; oggi, non essendo più obbligatoria per legge e nemmeno necessaria per rientrare nei limiti imposti allo scarico, viene eseguita solo occasionalmente in situazioni di rischio sanitario.

Il bacino di disinfezione è costituito da un canale a serpentina; tale configurazione serviva a garantire un adeguato contatto tra refluo ed agente disinfettante. Prima dell’uscita dall’impianto dell’acqua depurata, viene realizzato il campionamento automatico per monitorare la qualità dell’effluente.

### **1.2.4 La linea fanghi**

Il “prodotto di scarto” dell’attività di depurazione delle acque è costituito dai fanghi di supero, nei quali si trovano alla fine del processo la maggior parte delle sostanze inquinanti

ed organiche e la carica batterica. Lo smaltimento viene svolto da terzi secondo una tariffa al chilogrammo: è economicamente vantaggioso quindi aumentare la quantità in peso di fango per unità di volume, cioè ridurre la quantità d'acqua nei fanghi. Le due stazioni della linea fanghi sono infatti realizzate per raggiungere la migliore separazione possibile di fango ed acqua: il primo viene poi inviato allo smaltimento, la seconda torna in testa all'impianto per compiere nuovamente la depurazione. Oltre a vantaggi economici, una buona separazione consente di ridurre l'emissione di odori, la putrescibilità dei fanghi e la produzione di percolato in discarica.

### **L'ispessimento**

Il fango proveniente dai sedimentatori finali contiene un'elevata quantità di acqua; nell'ispessitore, una vasca sviluppata in verticale nella quale si realizza, come nei decantatori, una separazione per gravità tra le fasi, viene eliminata l'acqua interparticellare, il quantitativo di acqua percentualmente più rilevante trattenuto tra i fiocchi di fango. Solo in questa stazione si riesce a ridurre il 70-75% del contenuto di umidità del fango. Il surnatante, ricco di inquinanti, tracima sulla superficie in una canaletta e viene portato al pozzo di sollevamento iniziale; il fango ispessito sul fondo, invece, viene inviato alla disidratazione meccanica.

L'ispessitore ha una struttura simile ai decantatori, ma uno sviluppo verticale e dimensioni molto minori:

altezza	6 m
diametro	6 m
superficie	28 m <sup>2</sup>
volume	170 m <sup>3</sup>

Nell'ispessitore è installato un carroponete a trazione centrale con picchetti che attraversano lentamente la massa del fango per facilitare la risalita dell'azoto gassoso, per migliorare l'omogeneizzazione e per liberare più facilmente l'acqua interparticellare. Il fondo dell'ispessitore presenta una pendenza maggiore rispetto ai sedimentatori per rendere più efficace l'azione di ispessimento. La canaletta di sfioro sulla superficie segue il perimetro ed è delimitata da un profilo Thomson. Dal fondo l'estrazione dell'ispessito avviene con pompe monovite.

### **La disidratazione meccanica**

La disidratazione è un processo fisico che riduce ancora il contenuto d'acqua nei fanghi; in pratica si realizza un processo di sedimentazione molto più rapido di quello ottenibile con la forza di gravità per effetto della forza centrifuga. In questo modo si rimuove anche l'acqua interstiziale, cioè quella legata alle particelle tramite forze di attrazione elettrica e molecolare; per migliorare l'efficienza della separazione si aggiunge ai fanghi un agente condizionante, un polimero sintetico ad alto peso molecolare, lineare, solubile in acqua,

caratterizzato da gruppi ionici distribuiti lungo la catena. Con la disidratazione meccanica si raggiunge un contenuto in secco del 23%.

L'unità di disidratazione meccanica è realizzata con una centrifuga: l'alta velocità di rotazione del tamburo centrale (1475 giri/min) imprime al fango una forte accelerazione centrifuga provocando la separazione delle particelle di fango che si depositano in periferia, contro la parete del tamburo, mentre l'acqua viene convogliata in direzione opposta. Dopo la disidratazione, il fango è trasportato da una coclea temporizzata a cassoni mobili che quando pieni verranno portati al luogo dello smaltimento.

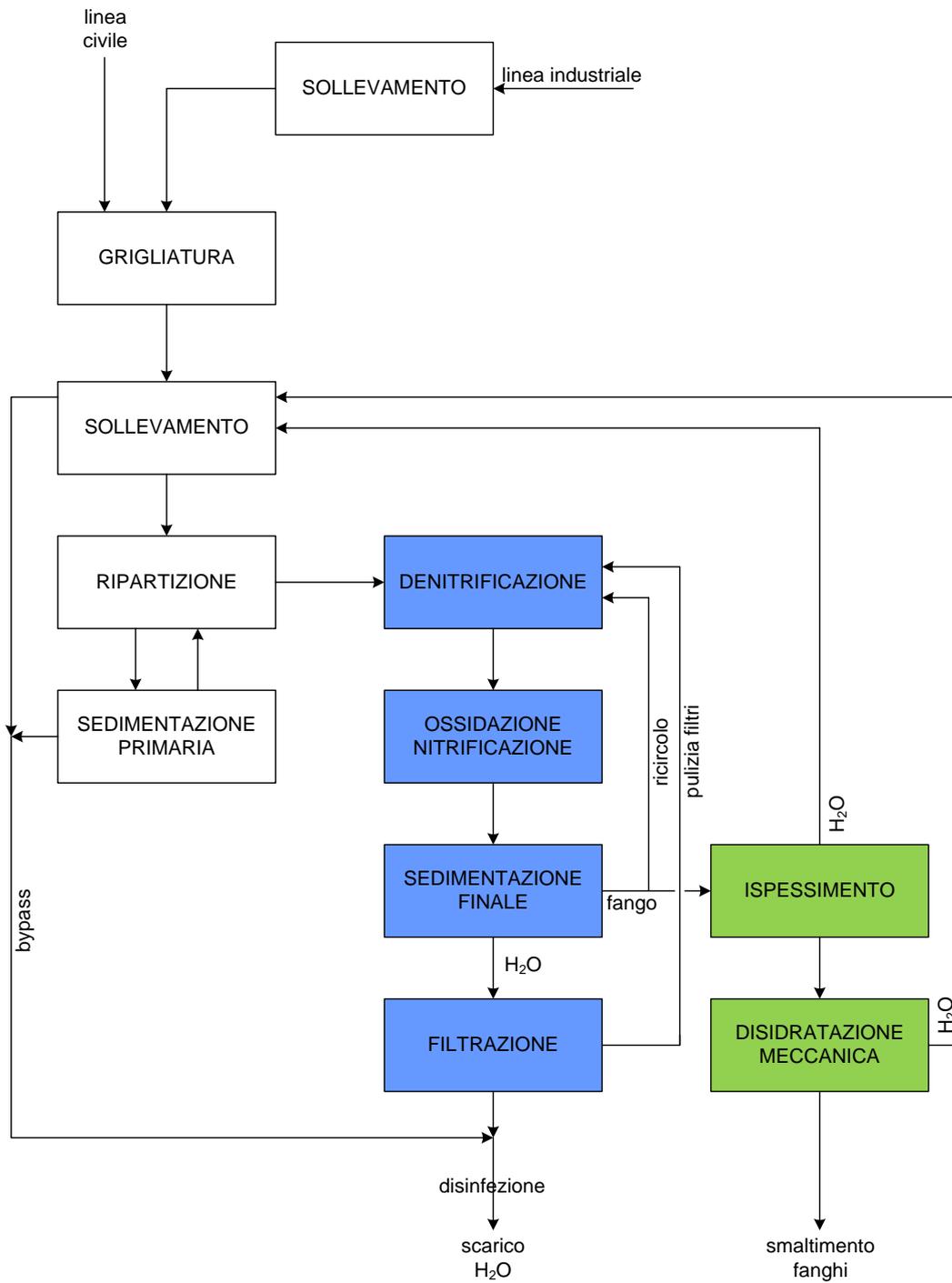


Figura 1.4: Schema a blocchi del processo di depurazione

## Capitolo 2

# I carichi idrici ed inquinanti

In questo capitolo si analizza l'andamento della portata influente sia nell'arco di una giornata sia nell'arco di un anno. Si presentano anche le caratteristiche del refluo in entrata e dell'acqua depurata allo scarico.

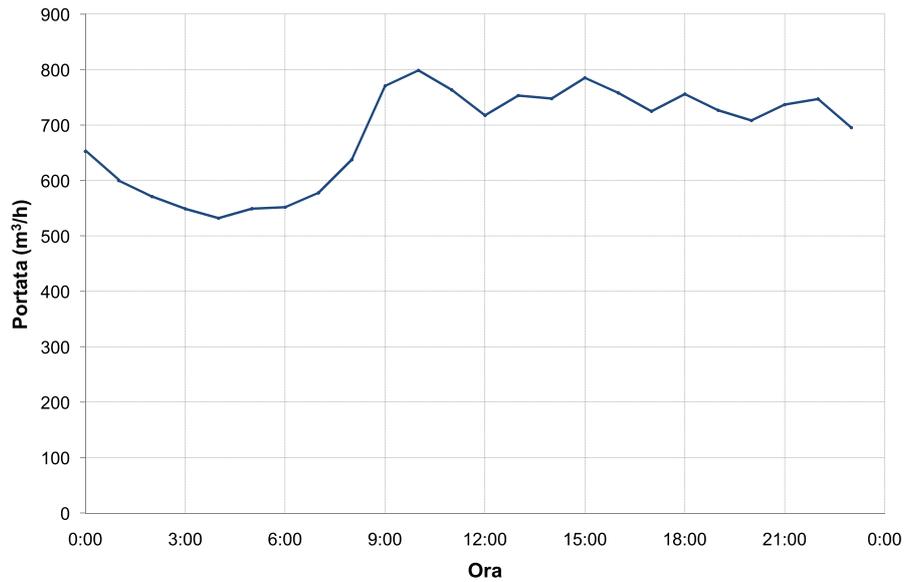
### 2.1 La portata all'impianto

Analizzando l'andamento della portata influente all'impianto si possono evidenziare i due fattori responsabili della variabilità dei carichi influenti:

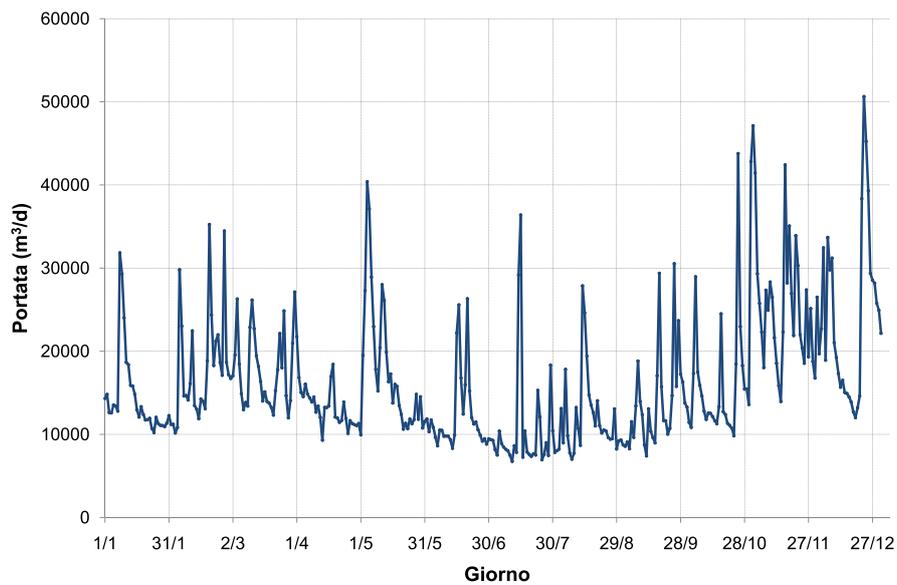
- le attività antropiche: le attività industriali interferiscono con la variazione delle portate nell'arco della giornata; si notano livelli minimi di portata durante le ore notturne e valori massimi nell'orario lavorativo.
- gli eventi atmosferici: le precipitazioni creano fluttuazioni di portata nell'arco dell'anno; normalmente si registrano valori massimi di portata influente nella stagione primaverile e autunnale, e minimi nella stagione estiva.

Nei grafici seguenti, rispettivamente in figura 2.1 e in figura 2.2, sono osservabili questi andamenti.

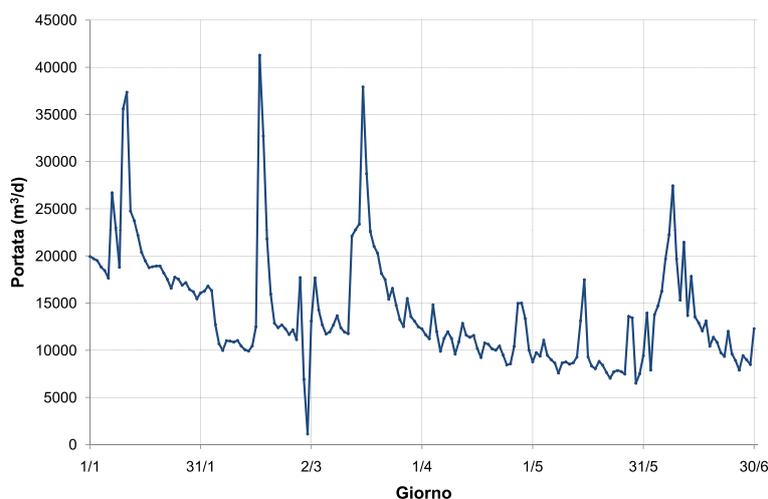
Si riporta inoltre, in figura 2.3, l'andamento della portata nel periodo gennaio-giugno 2011; nei giorni 28 febbraio e 1 marzo i dati registrati non sono significativi perchè in quei giorni è stata effettuata la manutenzione del misuratore.



**Figura 2.1:** Grafico rappresentante l'andamento della portata in ingresso nell'arco di una giornata; è stato ricavato mediando le portate orarie del periodo gennaio-giugno 2011.



**Figura 2.2:** Grafico rappresentante l'andamento della portata in ingresso nel corso dell'anno 2010



**Figura 2.3:** Grafico rappresentante l'andamento della portata in ingresso nel corso del primo semestre dell'anno 2011

## 2.2 Le caratteristiche dell'influente e dell'effluente

Di seguito sono riportati alcuni parametri utili a descrivere le caratteristiche del refluo in entrata e in uscita; le medie sono state ottenute dai dati del primo semestre del 2011.

**Tabella 2.1:** Caratteristiche del refluo in entrata e in uscita. Può verificarsi che il valore in uscita sia maggiore di quello in entrata perchè il campione su cui sono state calcolate le medie è diverso.

	udm	Ingresso	Uscita
pH		7.9	7
Potenziale Redox	mV	-268.2	275.9
BOD <sub>5</sub>	mgO <sub>2</sub> /l	97.14	4.54
COD	mgO <sub>2</sub> /l	233.21	19.35
Solidi sospesi totali	mg/l	112	7.62
Ammoniaca	mg/l	23.03	0.75
Azoto nitrico (NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> )	mg/l	0.42	4.96
Azoto nitroso (NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> )	mg/l	0.18	0.09
Azoto totale	mg/l	26.67	6.13
Fosforo totale	mg/l	4.52	1.06
Cloruri	mg/l	79.99	89.26
Fluoruri	mg/l	0.13	0.1
Solfati	mg/l	46.41	47.11
Ferro	mg/l	0.51	0.09
Piombo	mg/l	0.01	0.05
Zinco	mg/l	0.13	0.07

Si riporta di seguito la Tabella 4 dell'allegato 5 alla parte terza del D. Lgs. 152/06, riguardante i limiti di scarico che devono essere rispettati; tali limiti sono quelli in vigore per acque reflue urbane ed industriali che recapitano al suolo.

**Tabella 2.2:** Tabella 4 dell'allegato 5 alla parte terza del D. Lgs. 152/06

	udm	Limite massimo
Aldeidi totali	mg/l	0.5
Alluminio	mg/l	1.0
Ammoniaca	mg/l	5.0
Arsenico	mg/l	0.05
Azoto totale	mg/l	15.0
Boro	mg/l	0.50
Bario	mg/l	10.0
Berillio	mg/l	0.10
BOD <sub>5</sub>	mgO <sub>2</sub> /l	20.0
Cloro attivo	mg/l	0.20
Cloruri	mgCl/l	200.0
COD	mgO <sub>2</sub> /l	100.0
Cromo totale	mg/l	1.0
<i>Escherichia coli</i>	UFC/100 ml	<i>na</i> <sup>a</sup>
Fenoli totali	mg/l	0.10
Ferro	mg/l	2.0
Fluoruri	mg <sub>F</sub> /l	1.0
Fosforo totale	mg/l	2.0
Manganese	mg/l	0.20
Materiali grossolani		<i>assenti</i>
Nichel	mg/l	0.20
pH		6 – 8
Piombo	mg/l	0.10
Rame	mg/l	0.10
Saggio tossicità (su <i>Daphnia magna</i> )	LC50 24h	
SAR		10.0
Selenio	mg/l	0.002
Solfati	mgSO <sub>4</sub> /l	500.0
Solfiti	mgSO <sub>3</sub> /l	0.50
Solfuri	mgH <sub>2</sub> S/l	0.50
Solidi sospesi totali	mg/l	25.0
Solventi organici aromatici	mg/l	0.01
Solventi organici azotati	mg/l	0.01
Stagno	mg/l	3.0
Tensioattivi totali	mg/l	0.5
Vanadio	mg/l	0.1
Zinco	mg/l	0.5

<sup>a</sup>In sede di autorizzazione allo scarico dell'impianto l'autorità competente stabilisce il limite più opportuno in relazione alla situazione ambientale e igienico sanitaria del corpo idrico recettore e agli usi esistenti; in questo caso il limite è fissato a 5000 UFC/100 ml.

## Capitolo 3

# I cicli alternati

Si approfondisce in questo capitolo la soluzione impiantistica dei “cicli alternati” (relativa al comparto di denitrificazione-nitrificazione), adottata presso l’impianto di Schio da marzo 2009. I cicli alternati rappresentano un processo innovativo di trattamento applicabile agli impianti esistenti con recupero totale delle strutture, che coniuga l’affidabilità del sistema ad un risparmio energetico. Come fonti di letteratura, si vedano [4], [5], [6] e [7].

### 3.1 Il processo

La necessità di ottenere risultati sempre migliori in termini di efficienza dei processi di depurazione unita alle crescenti attenzioni in tema di risparmio energetico hanno spinto molti impianti di piccola e media potenzialità ad adottare un processo innovativo per la sezione biologica degli impianti: il processo a cicli alternati. L’ammodernamento in questa direzione è stato incentivato dalla possibilità di recuperare integralmente le strutture esistenti, dalla versatilità di questa tecnologia che ne consente l’applicazione a varie configurazioni impiantistiche e dalla sua costante efficienza al variare delle condizioni del carico influente.

I cicli alternati costituiscono un processo continuo realizzabile in un unico bacino all’interno del quale si susseguono automaticamente fasi di aerazione e fasi anossiche, durante le quali si realizzano rispettivamente la nitrificazione (con l’ossidazione dell’ammoniaca) e la denitrificazione dell’azoto. Non è più necessario quindi far funzionare il sistema di fornitura dell’aria in continuo perchè si devono creare nello stesso volume anche le condizioni per realizzare la denitrificazione; in aggiunta si riesce a sfruttare completamente per l’ossidazione dei composti organici anche l’ossigeno dei nitrati, liberato secondo la reazione (1.1), determinando una diminuzione della quantità d’aria da fornire al comparto biologico. Dato che con questo processo non è necessario avere delle sezioni dedicate, una anossica di predenitrificazione ed una aerobica di nitrificazione in volumi predefiniti, non occorre effettuare il ricircolo della miscela aerata: ciò consente notevoli risparmi in termini di tubazioni ed elettromeccanica, semplificazioni nella gestione e risparmi energetici, senza causare peggioramenti nell’efficienza.

Per questo processo può essere sviluppato un modello matematico semplificato assumendo alcune ipotesi [4]:

- la cinetica delle reazioni di nitrificazione e denitrificazione di ordine zero;
- una concentrazione di nitrati nell'influente insignificante;
- tutto l'azoto influente assunto come azoto ammoniacale;
- il carico volumetrico influente di ammoniaca trascurabile se confrontato con la capacità ossidativa degli autototrofi, determinata sulla base di una concentrazione nei bacini di ossidazione di  $3 \text{ kg}_{\text{MLSS}}/\text{m}^3$ , un volume specifico dei bacini di  $200 \text{ l/AE}$  e una costante cinetica di nitrificazione di  $0.06 \text{ kg}_{\text{NH}_4\text{-N}_{\text{ox}}}/(\text{kg}_{\text{MLSS}} \text{ d})$ .

Sulla base di queste ipotesi può essere svolto un bilancio di massa per ammoniaca e nitrati, sia per la fase ossica (3.1)-(3.2) che per la fase anossica (3.3)-(3.4):

$$\text{NO}_x\text{-N} = K_n \cdot X \cdot t \quad (3.1)$$

$$\text{NH}_4\text{-N} = \text{NH}_4\text{-N}_{t_1} + \frac{\text{NH}_4\text{-N}_{\text{in}} \cdot \dot{V}}{V_{\text{ox}}} \cdot t - \left( \frac{\text{NH}_4\text{-N}_{t_1} \cdot \dot{V}}{V_{\text{ox}}} + K_n \cdot X \right) \cdot t \quad (3.2)$$

$$\text{NO}_x\text{-N} = \text{NO}_x\text{-N}_{t_0} - \left( \frac{\text{NO}_x\text{-N}_{t_0} \cdot \dot{V}}{V_{\text{ox}}} + K_d \cdot X \right) \cdot t \quad (3.3)$$

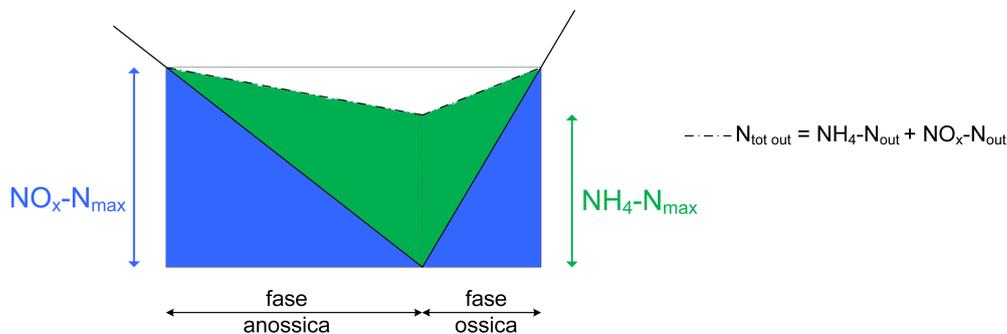
$$\text{NH}_4\text{-N} = \frac{\dot{V}}{V_{\text{ox}}} \cdot \text{NH}_4\text{-N}_{\text{in}} \cdot t \quad (3.4)$$

$$tc = \left( \frac{K_n \cdot X}{K_n \cdot X - \frac{\dot{V} \cdot \text{NH}_4\text{-N}_{\text{in}}}{V_{\text{ox}}}} \right) \cdot \frac{\text{NO}_x\text{-N}_{\text{max}}}{K_d \cdot X} = \frac{\text{NO}_x\text{-N}_{\text{max}}}{\frac{\dot{V} \cdot \text{NH}_4\text{-N}_{\text{in}}}{V_{\text{ox}}}} \quad (3.5)$$

dove

$\text{NO}_x\text{-N}$	=	concentrazione di azoto sotto forma di nitriti e nitrati	(mg/l)
$\text{NH}_4\text{-N}$	=	concentrazione di azoto sotto forma di ammoniaca	(mg/l)
$K_n$	=	costante di massima nitrificazione	( $\text{d}^{-1}$ )
$K_d$	=	costante di massima denitrificazione	( $\text{d}^{-1}$ )
$\dot{V}$	=	portata	( $\text{m}^3/\text{d}$ )
$V_{\text{ox}}$	=	volume del reattore	( $\text{m}^3$ )
$X$	=	solidi sospesi nel mixed liquor	(mg/l)
$t$	=	tempo	(d)
$tc$	=	tempo di un ciclo	(d)
in	=	influyente	
$t_0$	=	inizio della fase anossica	
$t_1$	=	inizio della fase aerobica	
max	=	valore massimo.	

Queste equazioni possono essere utilizzate per prevedere le variazioni della concentrazione di nitrati e ammoniaca nel reattore o nell'effluente considerando il reattore completamente mescolato; il tempo totale del ciclo è stato ricavato nella situazione ideale in cui può essere collegato solo alle costanti cinetiche e alle caratteristiche dell'influente. Da sottolineare è che, una volta che sono state fissate le costanti  $K_n$  e  $K_d$ , il tempo del ciclo dipende dal volume del reattore e dalle caratteristiche chimico-fisiche dell'influente mentre le concentrazioni di ammoniaca e nitrati nell'effluente sono regolate principalmente dalle costanti cinetiche.



**Figura 3.1:** Il grafico mostra l'andamento delle diverse forme di azoto durante la durata di un intero ciclo

## 3.2 Le prestazioni

Il processo a cicli alternati è stato applicato in via sperimentale ad impianti pilota ed, in seguito, è stato applicato ad impianti esistenti; costantemente sono stati monitorati i risultati ottenuti e si sono messe in evidenza le prestazioni raggiunte dal nuovo tipo di trattamento.

### La rimozione dell'azoto

Con il processo a cicli alternati sono state evidenziate prestazioni nella rimozione dell'azoto più elevate rispetto ai processi tradizionali (come la predenitrificazione-nitrificazione in bacini separati) in quanto tutto l'azoto nitrificato, che deve essere denitrificato, si trova già all'interno della vasca di ossidazione. In quasi tutti gli impianti in cui è stato condotto un monitoraggio continuo per analizzare i risultati di questa tecnologia è stata ottenuta una rimozione dell'azoto totale superiore al 90%. Tale prestazione è di particolare rilevanza per gli impianti che scaricano in aree sensibili, dove è richiesto un costante ed elevato abbattimento dei nutrienti.

Per valutare in modo oggettivo il potenziale di trattamento in termini di rimozione dell'azoto è stato eseguito un bilancio di massa sull'azoto secondo

$$LTN_{den} = LTN_{in} - LTN_{qw} - LTN_{out} \quad (3.6)$$

mentre le prestazioni della nitrificazione e della denitrificazione sono state studiate con i seguenti parametri:

- efficienza di nitrificazione riferita a tutto l'azoto influente

$$En(\%) = \frac{LTN_{nit}}{LTN_{in}} 100 = \frac{LTN_{den} + LNO_x-N_{out} - LNO_x-N_{in}}{LTN_{in}} 100 \quad (3.7)$$

- efficienza di nitrificazione riferita al solo azoto nitrificabile

$$Enn(\%) = \frac{LTN_{nit}}{LTKN_{in} + LTKN_{ras} - LTN_{qw} - LN_{nb\ org\ out}} 100 \quad (3.8)$$

- efficienza di rimozione dell'azoto riferita a tutto l'azoto influente

$$Ed(\%) = \frac{LTN_{den}}{LTN_{in}} 100 \quad (3.9)$$

- efficienza di rimozione dell'azoto riferita al solo azoto denitrificato

$$Edd(\%) = \frac{LTN_{den}}{LTN_{den} + LNO_x-N_{out}} 100 \quad (3.10)$$

dove:

$LTN_{den}$	=	portata massiva di tutto l'azoto denitrificato	(kg/d)
$LTN_{in}$	=	portata massiva di tutto l'azoto nell'influente	(kg/d)
$LTN_{qw}$	=	portata massiva di tutto l'azoto nel fango di supero	(kg/d)
$LTN_{out}$	=	portata massiva di tutto l'azoto nell'effluente	(kg/d)
$LTN_{nit}$	=	portata massiva di tutto l'azoto nitrificato	(kg/d)
$LNO_x-N_{out}$	=	portata massiva di tutto $NO_x-N$ nell'effluente	(kg/d)
$LNO_x-N_{in}$	=	portata massiva di tutto $NO_x-N$ nell'influente	(kg/d)
$LTKN_{in}$	=	portata massiva di tutto l'azoto Kjeldahl nell'influente	(kg/d)
$LTKN_{ras}$	=	portata massiva di tutto l'azoto Kjeldahl nel fango di ricircolo	(kg/d)
$LN_{nb\ org\ out}$	=	portata massiva di azoto organico non biodegradabile nell'effluente	(kg/d).

### Il risparmio energetico

Il risparmio energetico costituisce forse il vantaggio più evidente e immediatamente ottenibile applicando ad un impianto esistente la tecnologia dei cicli alternati; la riduzione dei consumi deriva dall'ottimizzazione impiantistica raggiunta su un triplice fronte: da un lato è possibile recuperare in modo consistente l'ossigeno presente nei nitrati per l'ossidazione dei composti carboniosi riducendo la quantità d'aria da apportare con il sistema di aerazione artificiale, da un altro lato si sostituisce un sistema di aerazione continua con un sistema di aerazione intermittente ed, infine, è possibile eliminare il ricircolo della miscela aerata evitando le relative spese di pompaggio. La riduzione teorica è pari al 20-30% dei consumi energetici dell'intero impianto rispetto ad un processo tradizionale di predenitrificazione-nitrificazione, mentre la riduzione reale dipende dal tipo di impianto, dalla tecnologia precedentemente applicata e dall'incidenza delle potenze assorbite nel processo biologico.

### La riduzione dei fanghi di supero

Per riuscire a valutare correttamente i flussi di massa dei fanghi, al fine di realizzare un bilancio di massa corretto, devono verificarsi una serie di condizioni: l'impianto deve prevedere la filtrazione finale per evitare la fuoriuscita incontrollata di solidi sospesi nell'effluente, la rete impiantistica non deve risentire di ingressi di terra con piogge consistenti, i flussi influenti ed effluenti devono essere completamente caratterizzati e non devono essere introdotti rifiuti fangosi prodotti da terzi. Sugli impianti che disponevano di queste caratteristiche sono stati condotti i bilanci necessari a definire la produzione di fanghi e ne è stata notata una diminuzione (circa del 15%, ma le percentuali sono variabili da impianto a impianto), sia come secco che come umido. Tale diminuzione si può spiegare considerando lo stress ossico/anossico a cui sono sottoposte le biomasse, che determina una riduzione dei coefficienti di resa, ovvero di sintesi di nuove biomasse.

### L'abbattimento della concentrazione di fosforo

Un ulteriore vantaggio della tecnologia a cicli alternati consiste nella rimozione biologica del fosforo, realizzabile in particolar modo negli impianti con influente caratterizzato da un'elevata quantità di COD facilmente biodegradabile; è stato dimostrato infatti che alternare fasi ossiche e anossiche nello stesso reattore favorisce la crescita di organismi fosforo accumulanti (PAO). In certi casi è stato possibile annullare completamente il dosaggio di *chemicals* per la precipitazione chimica del fosforo dato che la concentrazione nell'effluente era nel rispetto del limite ( $P_{\text{tot}} = 2 \text{ mg/l}$ ), ma in generale si attua una rimozione parziale e non quantitativa dato che lo scopo è creare nel reattore le condizioni ottimali per la rimozione dell'azoto non per lo sviluppo dei PAO.

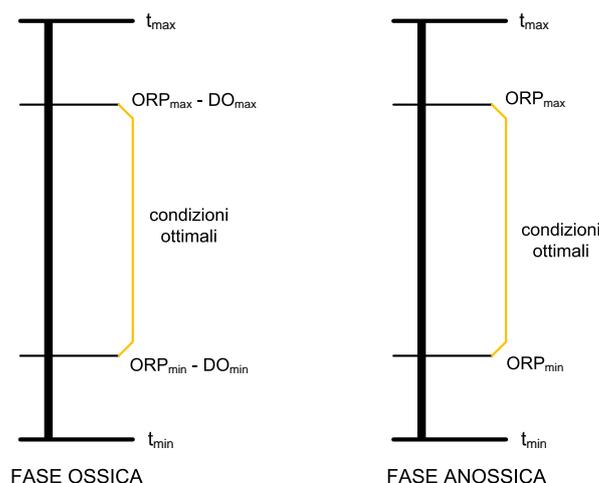
### Il comportamento gravitazionale delle biomasse

Sono stati condotti alcuni studi sui flussi gravitazionali delle biomasse, per verificare che il processo a cicli alternati non modificasse la sedimentabilità dei fanghi rispetto alle caratteristiche tipiche dei fanghi di un processo con predenitrificazione-nitrificazione in bacini separati. Il comportamento gravitazionale osservato risulta essere pari o superiore a quello di impianti di pari taglia e di pari schema di flusso operanti con processi tradizionali. Inoltre si evitano problemi di risalita dei fanghi nei sedimentatori finali a causa delle reazioni di denitrificazione che possono avvenire sul loro fondo, a patto che la fase anossica nel comparto biologico sia eseguita correttamente.

## 3.3 Il controllo

Le migliori prestazioni, sia in termini di efficienza di rimozione dei nutrienti sia in termini di risparmio energetico, possono essere ottenute abbinando il processo a cicli alternati ad un dispositivo di controllo automatico, un prodotto industriale derivante dal brevetto RN20070019 del 2 aprile 2007. Questo dispositivo, elaborando i segnali delle sonde di ossigeno disciolto (OD) e di potenziale di ossidoriduzione (ORP) poste all'interno delle vasche del comparto biologico, regola l'accensione e lo spegnimento del sistema di aerazione e degli elettromiscelatori che scandiscono il passaggio dalla fase aerobica a quella anossica. Infatti, come evidenziato dall'equazione (3.5), il tempo complessivo di un ciclo e la durata delle singole fasi dipendono dalle caratteristiche del carico influente (in particolare dalla portata di azoto totale) e dalle condizioni che puntualmente si realizzano.

La durata della fase aerobica deve essere sufficientemente lunga in modo da assicurare la completa ossidazione dell'ammoniaca, mentre la fase anossica deve garantire la denitrificazione di tutti i nitrati. Per riuscire ad identificare la durata ottimale delle singole fasi si utilizzano gli andamenti caratteristici delle curve dell'ossigeno disciolto e del potenziale di ossidoriduzione nel tempo: in particolare durante la fase aerobica si individua un punto di flesso nel profilo di ossigeno disciolto al termine dell'ossidazione dell'ammoniaca, e durante la fase anossica un altro punto di flesso nella curva del potenziale indica la fine del



**Figura 3.2:** Schema della logica di funzionamento del dispositivo di controllo

processo di denitrificazione. Il dispositivo è impiegato con lo scopo di individuare questi due punti e, di conseguenza, segnare la fine di una fase e l'inizio della successiva accendendo i compressori e gli elettromiscelatori. Certi fattori, come un'eccessiva aerazione o il sovraccarico dell'impianto, comunque, mascherano i punti di flesso dei profili per cui è necessario stabilire dei valori di set point di massimo e minimo per la durata di ogni fase, per la concentrazione di ossigeno e per il potenziale di ossidoriduzione tali da garantire in ogni condizione operativa prestazioni nel rispetto dei limiti di legge.

### 3.4 L'applicazione

L'aggiornamento tecnologico di un impianto è incentivato dalla possibilità di recuperare quanto più possibile le strutture esistenti e di investire in misura adeguata nelle nuove strumentazioni. Il processo a cicli alternati coniuga queste due esigenze: innanzitutto prevede il riutilizzo integrale delle volumetrie e, come investimenti, richiede soltanto l'installazione di sonde di misura di ossigeno disciolto e di potenziale di ossidoriduzione (generalmente si impiegano sonde a Pt/AgCl immerse in una soluzione 1M di KCl) e di miscelatori sommersi per mantenere in sospensione la biomassa durante la fase anossica.

E' richiesto poi un volume specifico delle vasche di 200 l/AE per assicurare l'ossidazione del BOD e la nitrificazione dell'ammoniaca; il rapporto COD/TN non deve essere limitante per ottenere le migliori prestazioni di rimozione dell'azoto: in presenza di rapporti elevati (circa 10) si ottengono sempre denitrificazioni rapide e complete, mentre è consigliabile che tale valore non scenda al di sotto di 7.5, ritenuto valore di soglia minima per la denitrificazione dell'azoto. Se la quantità di carbonio a sostegno dei processi non è elevata può essere eliminata la sedimentazione primaria (ove presente) per far arrivare al biologico tutto il carbonio influente oppure si può ricorrere a fonti rinnovabili di carbonio esterno.

Dalle considerazioni precedenti appare concreta per la maggior parte dei piccoli e medi impianti la possibilità di adottare questa nuova tecnologia perchè non richiede requisiti particolarmente restrittivi; permette invece di effettuare una depurazione di qualità a costi di gestione inferiori a quelli delle tecnologie tradizionali.

### 3.5 I “cicli alternati” nell’impianto di Schio

I “cicli alternati” nell’impianto di Schio sono attivi da marzo 2009; nel periodo precedente era invece attivo un processo tradizionale di predenitrificazione-nitrificazione con ricircolo del mixed liquor tra i bacini di aerazione e la vasca di denitrificazione. L’aggiornamento dell’impianto ha implicato un miglioramento del processo depurativo, notevoli semplificazioni nella gestione operativa ed un risparmio energetico. Tuttavia, la nuova tecnologia non è stata applicata in modo integrale in quanto non è stato eliminato l’utilizzo del bacino di denitrificazione e non si è installato il dispositivo automatico di controllo per la temporizzazione dell’aerazione. Ciò significa che sarebbero ancora incrementabili i vantaggi ottenibili perchè da una parte sarebbe possibile prevedere uno o più nuovi impieghi per il bacino di denitrificazione visto che al momento la reazione (1.1) viene eseguita sia in questo bacino sia durante la fase anossica dei “cicli alternati” e, dall’altra, si potrebbero ridurre ancora i consumi energetici evitando aerazioni troppo prolungate nei giorni di minore carico dell’impianto.

E’ stata stabilita una durata di 30 minuti per la fase aerobica e di 20 minuti per la fase anossica; nel mese di luglio tale temporizzazione è stata variata passando rispettivamente a 45 minuti e 30 minuti per diminuire il numero di cicli giornalieri (si è passati infatti da quasi 29 cicli completi a 19). Sono anche programmati dei valori di soglia massima e minima per la concentrazione di ammoniaca, nitriti e nitrati in modo da prolungare l’accensione o lo spegnimento del sistema di aerazione in caso di concentrazioni anomale.

Un’altra peculiarità è la mancanza del sistema di miscelazione che dovrebbe entrare in funzione durante la fase anossica per mantenere in sospensione le biomasse; è stata eseguita una serie di prelievi a una profondità costante di 1.5 m ogni 5 minuti durante la fase anossica e non è stato notato un calo significativo della concentrazione dei fanghi.

**Tabella 3.1:** Variazione della concentrazione dei fanghi nel bacino di denitrificazione-nitrificazione durante la fase anossica; le misure sono state ottenute con prelievi alla profondità di 1.5 m. Il tempo zero coincide con la fine della fase aerobica e con l’inizio della fase anossica.

tempo (min)	kgss/m <sup>3</sup>
0	4.6
5	4.6
10	4.5
15	4.4
20	4.1

**Tabella 3.2:** Variazione della profondità dell’interfaccia acqua-fanghi nel bacino di denitrificazione-nitrificazione durante la fase anossica

tempo (min)	interfaccia (cm)
0	0
5	5
10	7
15	15
20	30

### 3.5.1 Verifica dell’applicabilità dei cicli alternati

Per assicurare un buon rendimento e un’affidabilità della depurazione è importante che siano rispettati alcuni requisiti, visti nella sezione 3.4. In riferimento al secondo semestre 2010 e al primo semestre 2011, si sono eseguiti degli studi su dati medi mensili per verificare che a tutti gli effetti la tecnologia sia pienamente applicabile (si veda la tabella 3.3):

- il rapporto COD/TN non risulta essere limitante, essendo mediamente pari a 7.8; solo nei mesi di luglio e ottobre è sceso a 5.4, periodi nei quali, in ogni caso, non si sono notati peggioramenti nella qualità dell’effluente.
- il volume della sezione di aerazione, calcolato considerando un volume specifico di 200l/AE, si è dimostrato critico (nel senso che ha superato i 6400 m<sup>3</sup> disponibili) solo nel mese di gennaio e solo se riferito al calcolo degli abitanti equivalenti basato sul TKN (in tale verifica si è supposto il TN uguale al TKN, e mediamente il TKN corrisponde al 97% del TN). Il comparto ossidativo, comunque, costituisce molto raramente il collo di bottiglia dell’impianto.

**Tabella 3.3:** Verifica dell'applicabilità dei cicli alternati, sulla base del rapporto COD/TN del refluo in ingresso e sul volume della sezione di aerazione. Sono riportate, nell'ordine, le medie mensili dei parametri del refluo in ingresso e le portate mensili trattate: si sono poi calcolati gli abitanti equivalenti dell'impianto in base a ciascun parametro (considerando  $60 \text{ g}_{\text{BOD}}/(\text{AE d})$ ,  $12 \text{ g}_{\text{TKN}}/(\text{AE d})$ ,  $120 \text{ g}_{\text{COD}}/(\text{AE d})$  e  $200 \text{ l}/(\text{AE d})$ ). Infine si è calcolato il volume richiesto per la sezione di denitrificazione-nitrificazione, assumendo, come previsto dal processo a cicli alternati, un volume di  $200 \text{ l}/\text{AE}$ .

	ANALISI IN INGRESSO (mg/l)				PORTATA (m <sup>3</sup> )			ABITANTI EQUIVALENTI			VOLUME CA (m <sup>3</sup> )			
	BOD	TN	COD	COD/TN	trattamento	primari	tot. trattata	AE (BOD)	AE (TKN)	AE (COD)	AE (idr)	BOD	TKN	COD
2010														
luglio	38	20	109	5.4	366529	8958	375487	7671	20440	11002	60562	1534	4088	2200
agosto	32	15	94	6.3	359887	10472	370358	6412	14934	9350	59735	1282	2987	1870
settembre	64	19	147	7.9	397325	13513	410838	14516	21296	16725	68473	2903	4259	3345
ottobre	26	14	78	5.4	485840	24888	510728	7208	19667	10683	82375	1442	3933	2137
novembre	39	15	117	7.8	714856	53337	768193	16537	32008	24966	128032	3307	6402	4993
dicembre	40	15	116	7.9	686078	61751	747829	15970	29596	23317	120618	3194	5919	4663
2011														
gennaio	73	23	181	7.9	614083	0	614083	24159	37802	29860	99046	4832	7560	5972
febbraio	91	30	235	7.8	353466	33152	386618	21022	34807	27043	69039	4204	6961	5409
marzo	71	20	168	8.3	497762	19747	517509	19638	28213	23380	83469	3928	5643	4676
aprile	116	26	289	11.0	332384	397	332781	21446	24300	26715	55464	4289	4860	5343
maggio	152	35	332	9.4	291053	1284	292337	23890	27760	26090	47151	4778	5552	5218
giugno	75	21	185	8.9	401823	2972	404795	16844	23366	20830	67466	3369	4673	4166
TOTALE					5501086	230470	5731556							
MEDIA	68.0	21.1	170.9	7.8	458424	19206	477630	16276	26182	20830	78453	3255	5236	4166

### 3.5.2 Verifica dei risparmi energetici

Sono stati eseguiti i calcoli del consumo energetico medio giornaliero relativo al comparto di predenitrificazione-nitrificazione, nel quale sono presenti i 3 mixer della vasca di denitrificazione, le 2 soffianti dell’aerazione (ne sono state conteggiate solo 2 perchè, dalle ore di funzionamento, sono state quelle effettivamente e continuamente impiegate) e le 10 pompe sommerse del ricircolo mixed liquor, per le quali le ore di lavoro giornaliere sono state ottenute come media sul periodo di adozione di questa soluzione impiantistica. Si è inoltre stimata la spesa energetica media giornaliera, considerando un costo di 0.1 Euro/kWh.

$$E = 3 \cdot 7.6 \text{ kW} \cdot 24 \text{ h} + 2 \cdot 45 \text{ kW} \cdot 24 \text{ h} + 10 \cdot 1.3 \text{ kW} \cdot 21 \text{ h} \quad (3.11)$$

$$= 547 \text{ kWh} + 2160 \text{ kWh} + 273 \text{ kWh} \quad (3.12)$$

$$= 2980 \text{ kWh/d} \quad (3.13)$$

$$\text{costo} \approx 298 \text{ Euro/d} \quad (3.14)$$

Dopo la realizzazione dei “cicli alternati” è continuato l’utilizzo dei mixer nel bacino di denitrificazione, il tempo di funzionamento delle soffianti è stato ridotto del 40% mentre si è completamente eliminato l’impiego delle pompe sommerse. Il consumo energetico in questo caso è così composto,

$$E = 3 \cdot 7.6 \text{ kW} \cdot 24 \text{ h} + 2 \cdot 45 \text{ kW} \cdot 14.4 \text{ h} \quad (3.15)$$

$$= 547 \text{ kWh} + 1296 \text{ kWh} \quad (3.16)$$

$$= 1843 \text{ kWh/d} \quad (3.17)$$

$$\text{costo} \approx 185 \text{ Euro/d} \quad (3.18)$$

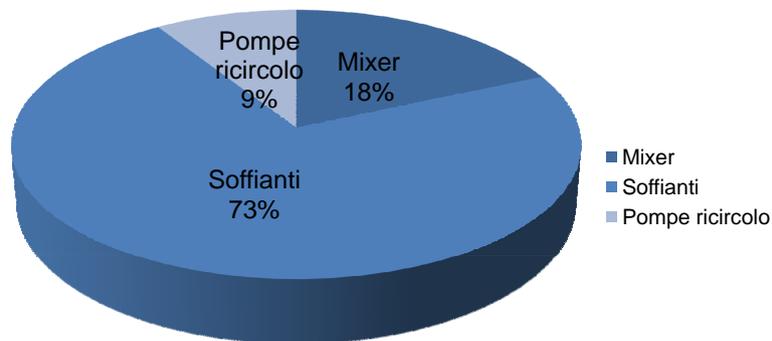
raggiungendo una diminuzione dei consumi di 1137 kWh/d pari al 38% dell’energia utilizzata dal comparto biologico.

Considerando che potrebbe essere eliminata anche la presenza dei mixer, a cui si deve il 30% del consumo, si potrebbe arrivare ad una ulteriore riduzione:

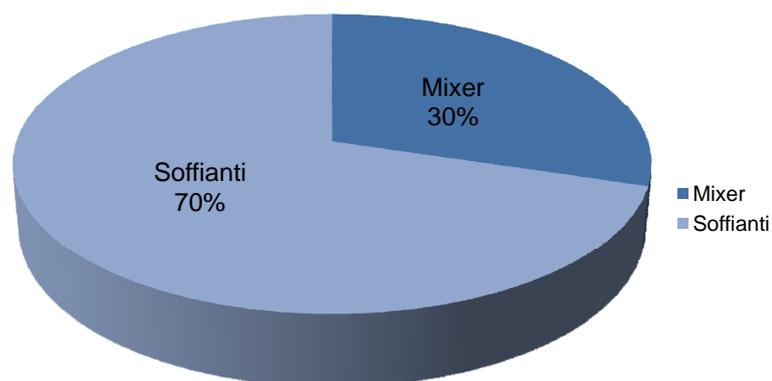
$$E = 2 \cdot 45 \text{ kW} \cdot 14.4 \text{ h} \quad (3.19)$$

$$= 1296 \text{ kWh/d} \quad (3.20)$$

$$\text{costo} \approx 130 \text{ Euro/d} \quad (3.21)$$



**Figura 3.3:** Il grafico rappresenta la composizione percentuale dei diversi consumi energetici del comparto biologico prima dell'applicazione dei cicli alternati



**Figura 3.4:** Il grafico rappresenta la composizione percentuale dei diversi consumi energetici del comparto biologico dopo l'applicazione dei cicli alternati

## Capitolo 4

# Il settore aerobico

Si presenta in questo capitolo il primo dei due nuovi utilizzi proposti per il bacino di denitrificazione nell'intento di razionalizzare il processo depurativo e l'uso delle volumetrie disponibili, oltre che prevenire il verificarsi del fenomeno del *bulking*. Per questa parte della trattazione ci si è riferiti a [8], [9], [10] e [11].

### 4.1 La formazione batterica

I batteri costituiscono la presenza fondamentale della depurazione non solo perchè sono soggetti attivi del processo ma anche perchè sono alla base della separazione fisica di acqua e fango per la loro capacità di aggregazione. Comunque, non tutte le tipologie di batteri che si sviluppano negli impianti, a seconda delle caratteristiche del carico influente e delle condizioni che si creano nei reattori (in particolare la disponibilità di nutrienti e il pH), sono equivalenti. Si prendono di seguito in considerazione i due tipi di batteri implicati nella formazione dei fiocchi di fango, cioè i fiocco-formatori e i filamentosi, che si differenziano per la forma del microrganismo. Per creare un fango facilmente sedimentabile è importante che si instauri un rapporto bilanciato tra i batteri fiocco-formatori e i filamentosi perchè questi ultimi, se presenti in numero limitato, costituiscono la struttura portante del fiocco stesso e fungono da filtro per le piccole particelle sospese nell'acqua. Nel caso in cui, invece, prevalga lo sviluppo dei batteri filamentosi, si origina la formazione di un fango molto voluminoso, leggero e difficilmente sedimentabile, andando a rendere critica la separazione di acqua e fango che si realizza per gravità nei sedimentatori finali. D'altra parte, se si avessero solo i fiocco-formatori, si avrebbe un fango formato da tante piccole particelle slegate e troppo leggere per ottenere una netta separazione delle fasi. In linea generale si può affermare che si cerca di contrastare lo sviluppo dei filamentosi e di favorire lo sviluppo degli altri onde evitare il fenomeno del *bulking* che si verifica ad elevati valori dello SVI (maggiore di 150 ml/g), l'indice del volume del fango, definito come il rapporto tra il volume occupato da 1 g di un campione di fango attivo dopo 30 min di sedimentazione.

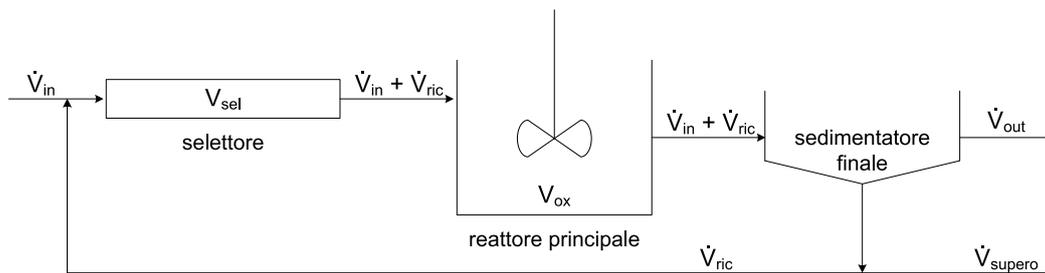
Per riuscire ad avere uno sviluppo selettivo della popolazione batterica si interviene sui meccanismi biologici che ne regolano le specifiche crescite; da studi di carattere bio-

cinetico si è osservato che la velocità di crescita dei batteri dipende dalla disponibilità di nutrimento: se da un lato i fiocco-formatori hanno la capacità di immagazzinare attivamente sostanza organica, di crescere e riprodursi velocemente ad alte concentrazioni di nutrimento, i filamentosi, al contrario, non hanno necessità di acquisire substrato per la loro capacità di mantenimento anche in condizioni di cronica carenza di nutrimento. Si cerca quindi di creare un ambiente con alta disponibilità di substrato in modo da favorire la crescita dei batteri fiocco-formatori e l'abbattimento rapido della matrice organica, sottraendo così fonti di cibo per i batteri filamentosi. In dettaglio, all'inizio si avranno alte concentrazioni di carico organico durante le quali i batteri fiocco-formatori consumeranno la maggior parte del substrato disponibile (perchè hanno una velocità di accumulo superiore a quella dei filamentosi) ed aumenteranno di numero in misura molto superiore ai filamentosi, che avranno per sé una minima parte di nutrimento; alla fine, invece, quando il carico organico si sarà abbassato, la crescita dei fiocco-formatori giungerà a conclusione. I riferimenti all'inizio e alla fine del processo possono essere intesi sia in senso spaziale che temporale a seconda del tipo di reattore in cui si svolge il processo, rispettivamente un reattore *plug flow* (rettangolare) e un reattore continuo completamente mescolato (circolare); sperimentalmente si è osservata una maggiore efficienza con la prima configurazione nella quale si sviluppa un netto gradiente del carico organico.

## 4.2 Il selettore

A partire dalle considerazioni biocinetiche sopra esposte, a livello impiantistico è stata elaborata una soluzione definitiva e preventiva per contrastare l'insorgere del fenomeno del *bulking*: l'inserimento di un selettore; altri metodi non specifici, come ad esempio il trattamento con NaCl, polimeri organici, FeCl<sub>3</sub>, ozono o con altre sostanze flocculanti o tossiche per i microrganismi, rappresentano una temporanea e superficiale risoluzione del problema, oltre ad una fonte di inquinamento. Con selettore si intende un reattore di piccole dimensioni posto immediatamente prima del reattore biologico principale in grado di assicurare un adeguato tempo di contatto tra la corrente di ricircolo e il liquame influente e di creare le condizioni di carico organico in modo da favorire una crescita batterica selettiva. Grazie al netto gradiente di concentrazione di substrato che si crea al suo interno lungo la coordinata longitudinale, si realizza preferibilmente un selettore rettangolare di tipo *plug flow*, con rapporto tra lunghezza e larghezza maggiore o uguale a 10: i fiocco-formatori sono favoriti nella prima parte del reattore mentre la crescita dei filamentosi è limitata. I migliori risultati si ottengono in reattori in cui si riesce a realizzare un profilo a pistone ideale, con perfetta miscelazione trasversale e perfetta segregazione longitudinale (che equivale ad un numero di dispersione unitario). Nel selettore le biomasse rimuovono il COD ma, per il piccolo volume del selettore e per il breve tempo di contatto tra le biomasse e il substrato, la concentrazione del COD non raggiunge i valori critici minimi che favoriscono la crescita dei batteri filamentosi. Allo stesso modo, nel reattore

principale è presente una concentrazione più bassa di COD ma la quantità di COD rimosso non è tale da favorire la crescita dei filamentosi e dare origine al fenomeno del *bulking*.



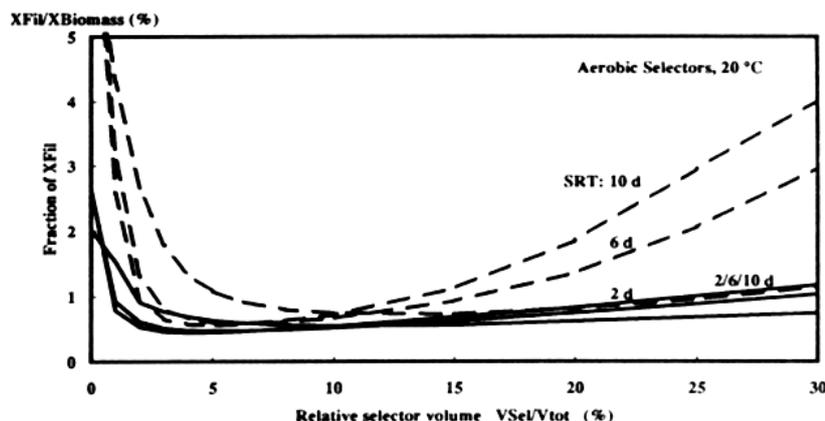
**Figura 4.1:** La figura rappresenta lo schema di processo del comparto biologico con l'inserimento del selettore

Si possono realizzare tre diversi tipi di selettore, in base alla presenza o meno dell'aerazione:

- selettori aerobici: comprendono anche un sistema di aerazione che deve garantire una concentrazione di ossigeno non inferiore a 3 mg/l; in caso di aerazione insufficiente si ricade in effetti negativi peggiori di quelli che si avrebbero con un sovradimensionamento del volume del selettore. È opportuno posizionare la sonda di misurazione nella prima parte del reattore, dove la richiesta di ossigeno è maggiore.
- selettori anaerobici: sono utilizzati per creare le condizioni ideali per lo sviluppo dei PAO, gli organismi fosforo accumulanti; questi sottraggono il substrato disponibile ai batteri che invece vivono in condizioni aerobiche limitandone la crescita, ma richiedono tempi di contatto con la matrice organica più lunghi, dell'ordine dell'ora. Il fango ricco di PAO è caratterizzato da buona sedimentabilità, ma non molti impianti presentano un refluo con caratteristiche tali da consentirne l'utilizzo (il liquame deve avere un rapporto particolare tra la quantità di COD e di fosforo).
- selettori anossici: sono generalmente utilizzati come comparto di predenitrificazione, in cui è richiesta una maggiore quantità di COD/mg<sub>NO<sub>3</sub>-N</sub> rispetto ai tradizionali bacini di denitrificazione; non è presente ossigeno disciolto ma vi può essere ossigeno legato ad alcune sostanze. La forma del selettore in questo caso non risulta essere particolarmente rilevante per l'efficienza del processo, ma non sono ancora stati trovati criteri generali di dimensionamento per cui richiedono ancora la realizzazione di studi su un impianto pilota prima di passare allo scale-up.

#### 4.2.1 Il selettore aerobico

Tra i tipi di selettore elencati si è scelto di optare per il selettore aerobico per la sua più vasta applicabilità e per la costanza delle prestazioni.



**Figura 4.2:** Grafico rappresentante il rapporto tra la quantità di batteri filamentosi rispetto alla totale popolazione batterica in funzione del rapporto  $V_{sel}/V_{tot}$ ; le curve sono state ottenute seguendo il modello elaborato da Kappeler e Gujer (1994) [9, p. 67]

## Il dimensionamento

Il parametro di dimensionamento per i selettori aerobici è il tempo medio di residenza, in base al quale si stabilisce il volume del selettore; il tempo di permanenza all'interno del selettore è da valutare con molta cura perchè è in base alla validità di questa scelta che si ottiene un fango più o meno sedimentabile dato che, dopo la concentrazione di ossigeno, è l'unica grandezza su cui si può intervenire. Un tempo di permanenza troppo lungo, infatti, causerebbe una rimozione eccessiva del COD nel selettore portando a concentrazioni troppo basse nel reattore principale che favorirebbero la crescita dei batteri filamentosi; d'altra parte un tempo di permanenza troppo breve non consentirebbe di consumare la giusta quantità di substrato e nel reattore principale sarebbe disponibile ancora molta matrice organica a bassa concentrazione, condizione ideale per lo sviluppo dei batteri filamentosi.

Per dimensionare un selettore si possono impiegare due distinti metodi:

- metodo basato su modelli biocinetici: tutte le progettazioni proposte secondo questa metodologia presentano il medesimo approccio mentre si differenziano per le relazioni che descrivono la velocità di crescita dei diversi tipi di batteri (per esempio di Monod o di Kappeler e Gujer). Si sviluppa un modello matematico per il sistema selettore-reattore biologico costituito da bilanci materiali in modo che la sua risoluzione consenta di determinare il tempo di residenza ottimale per rendere massima la crescita dei batteri fiocco-formatori. Nelle simulazioni che sono state eseguite (in particolare seguendo il modello di Kappeler e Gujer) per vari volumi di reattore e per varie caratteristiche dell'influente si è notato che si ottiene la minima frazione di filamentosi quando il volume del selettore costituisce il 5-10% del volume totale del sistema (selettore e comparto biologico). Lo svantaggio insito in questo metodo è il grande numero di parametri cinetici e stechiometrici di cui è necessario essere a conoscenza.

- metodo basato su criteri empirici: da osservazioni sperimentali si è constatato che, per un certo intervallo dei tempi di riempimento idraulico, nel selettore si creano le condizioni ottimali di crescita dei batteri fiocco-formatori; quindi, note la portata influente  $\dot{V}_{in}$  e la portata di ricircolo  $\dot{V}_{ric}$ , è possibile calcolare il volume del selettore secondo

$$V_{sel} = \left( \dot{V}_{in} + \dot{V}_{ric} \right) \cdot \vartheta_{sel} \quad (4.1)$$

I tempi di riempimento ottimali variano da 10 a 20 minuti, a seconda delle caratteristiche dell'influente e della temperatura.

### 4.3 L'applicazione del selettore aerobico all'impianto di Schio

L'attuale configurazione impiantistica prevede il passaggio del liquame in ingresso e dei fanghi di ricircolo nel bacino di denitrificazione, di volume  $V = 3450 \text{ m}^3$ ; la portata volumetrica totale è pari a

$$\dot{V} = \dot{V}_{in} + \dot{V}_{ric} = 1420 \text{ m}^3/\text{h} \quad (4.2)$$

calcolata come media relativa al periodo gennaio-giugno 2011. Con tali valori si determina un tempo di residenza medio eccessivamente lungo di

$$\vartheta = \frac{V}{\dot{V}} = 145 \text{ min} \quad (4.3)$$

Inoltre, da un punto di vista fluidodinamico, si possono osservare alcuni limiti strutturali del bacino: l'ingresso della vasca è posto in prossimità di due delle tre uscite che conducono alle vasche di ossidazione per cui si vengono a creare da un lato delle zone di stagnazione nella parte centrale della vasca tra i setti interni e, dall'altro, delle cortocircuitazioni dei liquami.

Dato che la rimozione delle sostanze organiche avviene rapidamente e in poco tempo non è indispensabile avere tempi di ritenzione molto lunghi; anzi, quando si creano situazioni di bassa concentrazione del substrato, si favorisce la crescita dei batteri filamentosi rispetto ai batteri fiocco-formatori.

Per questa serie di motivi si è proposto di aggiornare la modalità di impiego della volumetria esistente adibendola a selettore aerobico; come parametro di dimensionamento si è scelto un tempo medio di contatto pari a 15 min, determinando di conseguenza un volume di

$$V_{sel} = \dot{V} \cdot \vartheta_{sel} = 355 \text{ m}^3 \quad (4.4)$$

Inoltre, è opportuno verificare che sia bilanciato il rapporto tra i volumi

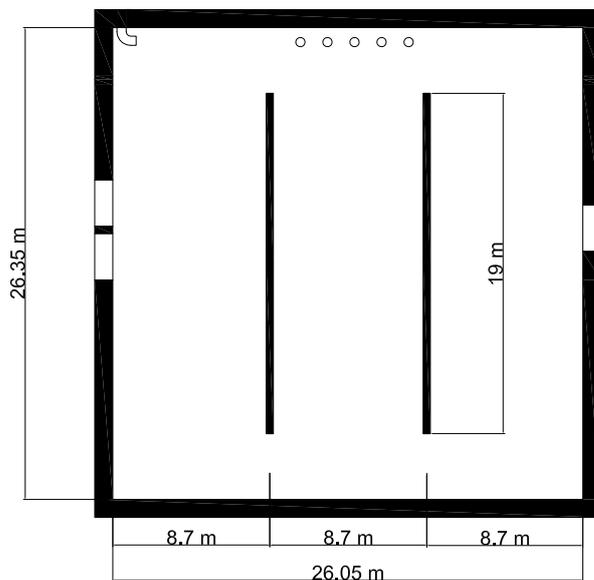
$$\alpha = \frac{V_{sel}}{V_{sel} + V_{ox}} = 5.25\% \quad (4.5)$$

che deve infatti essere compreso tra il 5 e il 10%. Non sorprende il fatto di essere vicini al limite inferiore dell'intervallo per il leggero sovradimensionamento del comparto ossidativo.

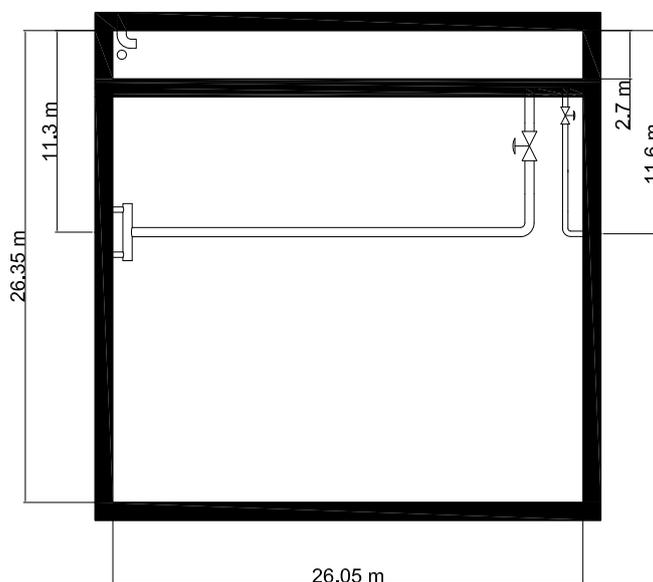
Il rapporto tra il tempo di residenza del selettore e quello attualmente realizzato nel bacino di predenitrificazione è pari a

$$\beta = \frac{\vartheta_{sel}}{\vartheta} = 10.3\% \quad (4.6)$$

Si riporta di seguito l'attuale forma della vasca di denitrificazione e come verrebbe modificata rendendola un selettore.



**Figura 4.3:** Lo schema rappresenta l'attuale configurazione del bacino di denitrificazione. Il condotto di immissione del refluo si trova nell'angolo in alto a sinistra mentre l'introduzione del ricircolo avviene circa a metà della parete superiore. Sono visibili inoltre i tre stramazzi che conducono alle vasche di ossidazione, due sul lato sinistro e uno sul lato destro e i setti interni.



**Figura 4.4:** Lo schema rappresenta la prima nuova configurazione del bacino di denitrificazione. È stata mantenuta l'attuale posizione del condotto di alimentazione mentre è stata spostata la tubazione d'immissione del ricircolo in prossimità dell'ingresso del refluo; per l'uscita dal selettore sono state posizionate due tubazioni indipendenti dotate di valvole di regolazione per bilanciare le portate alle due linee.



## Capitolo 5

# Lo stabilizzatore aerobico

Si presenta in questo capitolo il secondo dei due nuovi utilizzi proposti per il bacino di denitrificazione nell'intento di utilizzare le volumetrie ancora disponibili e di ridurre la produzione dei fanghi. Per questa parte della trattazione ci si è riferiti a [1], [12] e [13].

### 5.1 La stabilizzazione

I fanghi organici estratti dal processo di trattamento come fanghi di supero sono ancora caratterizzati da un elevato livello di putrescibilità, cioè, se lasciati all'aria, entrano in fermentazione settica ad opera dei microrganismi presenti che hanno a disposizione una notevole quantità di sostanza organica; questo provoca lo sviluppo di odori molesti e l'acquisizione da parte del fango di caratteristiche chimico-fisiche che rendono difficoltoso qualsiasi successivo trattamento. Inoltre, nei fanghi si concentra la maggior parte dei microrganismi patogeni inizialmente presenti nei reflui. Il processo di stabilizzazione viene inserito nella linea fanghi proprio per ovviare a tutti questi inconvenienti: si ottiene un fango biologicamente quasi inattivo, facilmente disidratabile e con ridotta carica batterica.

La stabilizzazione può essere ottenuta per due vie alternative: per via chimica, con lo scopo di interrompere i processi di fermentazione, o per via biologica, per fare svolgere la fermentazione in condizioni controllate (in questo caso si parla anche di digestione). Con il processo di stabilizzazione biologica, oltre ai risultati sopra elencati, si ottiene anche una sostanziale riduzione della massa di solidi sospesi presenti nel fango (che corrisponde alla riduzione di circa 1/3 del fango da smaltire); la stabilizzazione chimica, invece, non riduce la massa dei solidi ma, al contrario, fa aumentare la massa da smaltire per l'aggiunta di *chemicals*. Tra tutte le frazioni di solidi sospesi presenti nei fanghi, la sola parte che si riduce (che tra l'altro è la più consistente) è quella costituita dai solidi volatili biodegradabili; queste sostanze, infatti, sono il nutrimento dei microrganismi e in loro assenza è impossibile ogni reazione biologica. Invece, la parte inerte resta immutata come valore assoluto e aumenta come frazione dei solidi sospesi totali fra l'inizio e la fine del processo.

La stabilizzazione biologica può essere condotta per via aerobica, cioè sfruttando l'azione di microrganismi aerobi (ciò richiede la presenza di ossigeno disciolto nel fango),

oppure in alternativa per via anaerobica. Solitamente, la stabilizzazione aerobica è usata negli impianti di depurazione medio-piccoli, in cui generalmente non è presente la sedimentazione primaria, mentre quella anaerobica è presente negli impianti medio-grandi, che hanno la linea acque completa della sedimentazione primaria. Il vantaggio principale della digestione anaerobica è la possibilità di recupero di gas metano ma, per la maggiore complessità gestionale, tale adozione si giustifica solo in impianti di grosso volume. I vantaggi della stabilizzazione aerobica consistono nella produzione di un fango finale simile all'humus biologicamente stabile e minori costi di capitale. Le prestazioni nella rimozione della concentrazione dei solidi volatili raggiungono il 40% per i processi aerobici e il 50% per i processi anaerobici.

Si elencano qui di seguito, per completezza, altre due varianti adottate in un ristretto numero di casi:

1. stabilizzazione aerobica ad ossigeno puro: viene utilizzato ossigeno puro per l'ossidazione al posto dell'aria. Questo sistema risulta particolarmente adatto ai climi rigidi per l'aumento dell'attività biologica e per la natura esotermica del processo. Viene spesso applicato a reattori chiusi, che consentono il mantenimento della temperatura e di un'atmosfera interna più ricca in ossigeno.
2. stabilizzazione aerobica termofila: i fanghi vengono riscaldati all'interno di un digestore chiuso ad una temperatura di circa 45°C, o con fonti esterne o con l'utilizzo del calore svolto dalla reazione biologica (è stato calcolato che la digestione aerobica di fanghi primari e secondari rilascia circa 25 kcal/l). In questo caso si riesce a raggiungere una rimozione dell'organico biodegradabile fino al 70% con un tempo di permanenza relativamente breve (3-4 giorni), oltre a una maggiore riduzione di batteri e virus.

## 5.2 La stabilizzazione aerobica

Durante la stabilizzazione aerobica continuano e si completano i processi di degradazione delle sostanze organiche già iniziati nella fase di ossidazione biologica: il fango biologico di supero estratto dalle vasche di sedimentazione secondaria è sottoposto nuovamente ad aerazione in un ambiente in cui manca l'alimentazione del liquame. La popolazione batterica utilizza per il proprio metabolismo il substrato organico costituito dalle sostanze volatili biodegradabili; quando si esaurisce la disponibilità di nutrimento per i microrganismi, essi iniziano a consumare le sostanze nutritive presenti all'interno del loro protoplasma e il materiale cellulare di accumulo per ottenere l'energia necessaria per le reazioni di mantenimento: questa fase è detta respirazione endogena, e rappresenta la fase di autodegradazione dei microrganismi.



Con tale reazione ha luogo un abbassamento del pH quando l'ammoniaca è ossidata a nitrato se l'alcalinità del sistema non è in grado di tamponare la soluzione; qualora l'alcalinità del sistema non sia sufficiente a mantenere le condizioni volute, è necessario prevedere l'installazione di sistemi di alimentazione esterna di *chemicals*.

### 5.3 Lo stabilizzatore aerobico

I digestori aerobici sono manufatti relativamente semplici ed economici, costruttivamente analoghi alle vasche di ossidazione biologica. Sono vasche aperte, di profondità netta generalmente non superiore ai 4 m con dispositivi per l'immissione e l'uscita del fango, per lo scarico e sfioro del liquido surnatante, per l'aerazione. Il fango di supero può essere alimentato in modo discontinuo come in modo continuo è previsto il prelievo del supernatante dopo un adeguato periodo d'ispessimento realizzato spegnendo il sistema d'aerazione; tale configurazione, che indubbiamente presenta il vantaggio di ottenere la stabilizzazione e l'ispessimento nello stesso reattore, richiede una maggiore complessità gestionale ed un maggior numero di operazioni manuali rispetto ad uno stabilizzatore alimentato in continuo, posto, a livello di schema a blocchi del processo, prima di un ispessitore statico operante anch'esso in continuo. Per questo si tratterà specificamente la seconda soluzione.

#### Il dimensionamento

I calcoli di progetto sono condotti utilizzando il modello ideale del reattore completamente miscelato (CSTR); il bilancio materiale viene riferito ai solidi volatili, la parte che effettivamente subisce la trasformazione:

$$\text{entrata}_{sv} = \text{uscita}_{sv} + \text{generazione}_{sv} \quad (5.3)$$

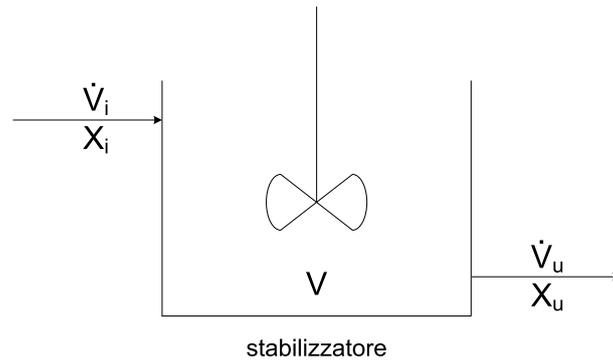
$$\dot{V}_i X_i = \dot{V}_u X_u + V \cdot \left( -\frac{dX}{dt} \right) \quad (5.4)$$

dove  $\dot{V}_i, \dot{V}_u$  = portate volumetriche in ingresso e in uscita;  $X_i, X_u, X$  = concentrazione dei solidi volatili in ingresso, in uscita e nel reattore;  $V$  = volume del reattore. La densità di acqua e fango è stata assunta uguale.

Supponendo che la velocità di scomparsa dei solidi volatili segua una cinetica del primo ordine, e quindi

$$\left( -\frac{dX}{dt} \right) = K \cdot X_d \quad (5.5)$$

con  $K$  costante cinetica funzione del tipo di fango, della temperatura e della concentrazione dei solidi (di valore compreso tra  $0.05 \text{ d}^{-1}$  e  $0.07 \text{ d}^{-1}$ , rispettivamente tipici della stagione



**Figura 5.1:** Rappresentazione dei flussi nello stabilizzatore

invernale ed estiva), il bilancio (5.4) diventa

$$\dot{V}_i X_i = \dot{V}_u X_u + K \cdot X_d \cdot V \quad (5.6)$$

Inoltre, poichè il reattore è completamente miscelato e lavora in stato stazionario si ha che

$$X_d = X_u \quad (5.7)$$

$$\dot{V}_i = \dot{V}_u \quad (5.8)$$

e il bilancio finale si riduce a

$$X_i = X_u + K \cdot X_u \cdot \vartheta \quad (5.9)$$

dove con  $\vartheta$  si è indicato il tempo di residenza all'interno dello stabilizzatore, per definizione pari a

$$\vartheta = \frac{V}{\dot{V}} \quad (5.10)$$

Dall'equazione (5.9) si ricava

$$\vartheta = \frac{1}{K} \left( \frac{X_i}{X_u} - 1 \right) \quad (5.11)$$

da cui poi, nota la portata influente e l' $X_u$  ottenibile, si ricava il volume dello stabilizzatore. In realtà questo  $\vartheta$  risulta sottostimato di qualche giorno perchè nel bilancio non si è tenuto conto del materiale cellulare messo a disposizione dalle cellule morte.

Un altro criterio da seguire per il dimensionamento è basato sull'età del fango: l'età del fango è data dal rapporto tra la massa di fango presente nella vasca di digestione e la portata di fango estratto; tale parametro può essere calcolato anche per la stazione di ossidazione, prendendo come riferimento i valori di quel bacino. Si ottiene un fango tanto più stabilizzato quanto più alta è la sua età, acquisita indifferentemente nel comparto di ossidazione e nel digestore, per cui, nel calcolo del volume di quest'ultimo, si deve fissare l'età complessiva che si vuole sia raggiunta, calcolare l'età per la sezione ossidativa e, per

differenza, risalire all'età che il fango deve acquisire nello stabilizzatore. In particolare, sempre sotto l'ipotesi di uno stabilizzatore funzionante come CSTR (si veda (5.7)), si ha che l'età del fango nel digestore corrisponde al tempo di riempimento idraulico dello stesso:

$$E_f = \frac{V \cdot X_d}{\dot{V}_u \cdot X_u} = \vartheta \quad (5.12)$$

### La temperatura

La temperatura è la variabile che più influenza il processo di stabilizzazione perchè da questa ne dipende la velocità: tanto minore è la temperatura tanto maggiore deve essere l'età del fango per raggiungere uno stesso grado di stabilizzazione. Il ruolo della temperatura, condizionata dalle condizioni meteorologiche, è così rilevante che si individuano tre zone di esercizio:

- zona criofila, con temperature sotto i 10°C;
- zona mesofila, con temperature tra i 10°C e i 40°C;
- zona termofila, con temperature oltre i 40°C.

In particolare, durante la stagione estiva si opererà in condizioni di digestione mesofila mentre nella stagione invernale sarà frequente il verificarsi di condizioni di digestione criofila. Dati i limiti cinetici imposti da temperature molto rigide, per raggiungere rimozioni del 40% di solidi volatili, si considerano età complessive del fango anche di 60 giorni, mentre con temperature di circa 20°C bastano età del fango di 30 giorni. Si può considerare anche la possibilità di copertura della vasca e l'isolamento delle pareti e, se indispensabile, anche il riscaldamento.

### La richiesta di ossigeno

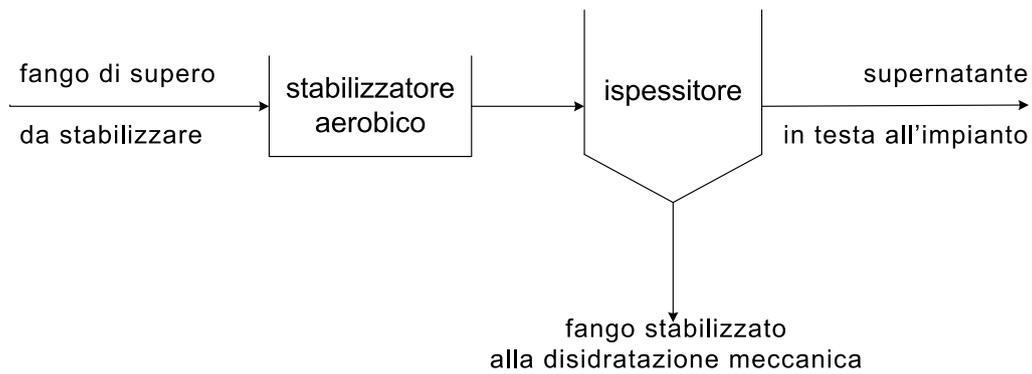
Il fabbisogno di ossigeno può essere valutato considerando che nella digestione aerobica avviene solo la respirazione endogena, per cui la richiesta è pari a

$$O = b \cdot Md \quad (5.13)$$

dove:  $O$  = fabbisogno di ossigeno ( $\text{kg}_{\text{O}_2}/\text{h}$ );  $b$  = coefficiente di assorbimento di ossigeno per respirazione endogena ( $\text{kg}_{\text{O}_2}/(\text{kg}_{\text{SSV}} \text{ h})$ );  $Md$  = massa complessiva di sostanze biologicamente degradabili nella vasca ( $\text{kg}_{\text{SSV}}$ ). Il coefficiente  $b$  varia con la temperatura e l'età del fango da un minimo di 3 a un massimo di 7  $\text{g}_{\text{O}_2}/(\text{kg}_{\text{SSV}} \text{ h})$ .

La concentrazione residua di  $\text{O}_2$  deve essere mantenuta a circa 1  $\text{mg}/\text{l}$ ; nel consumo di ossigeno si considera anche quello necessario per la nitrificazione dei composti azotati.

Un metodo parallelo consiste nel calcolo del consumo di ossigeno a partire da considerazioni stechiometriche secondo la reazione (5.1): tenendo come riferimento il peso

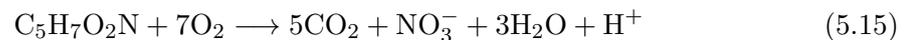


**Figura 5.2:** Schema a blocchi della linea fanghi

molecolare della biomassa di supero pari a 113 g/mol, si ha un consumo di ossigeno di

$$5 \cdot \frac{32}{113} = 1.42 \text{ gO}_2/\text{g}_{\text{cellule}} \quad (5.14)$$

Se la stabilizzazione comporta anche la nitrificazione dell'azoto, la reazione (5.1) si modifica in



con consumo di ossigeno pari a

$$7 \cdot \frac{32}{113} = 1.98 \text{ gO}_2/\text{g}_{\text{cellule}} \quad (5.16)$$

per cui, conoscendo la riduzione dei solidi sospesi volatili, si risale al consumo di ossigeno.

## 5.4 L'applicazione dello stabilizzatore aerobico nell'impianto di Schio

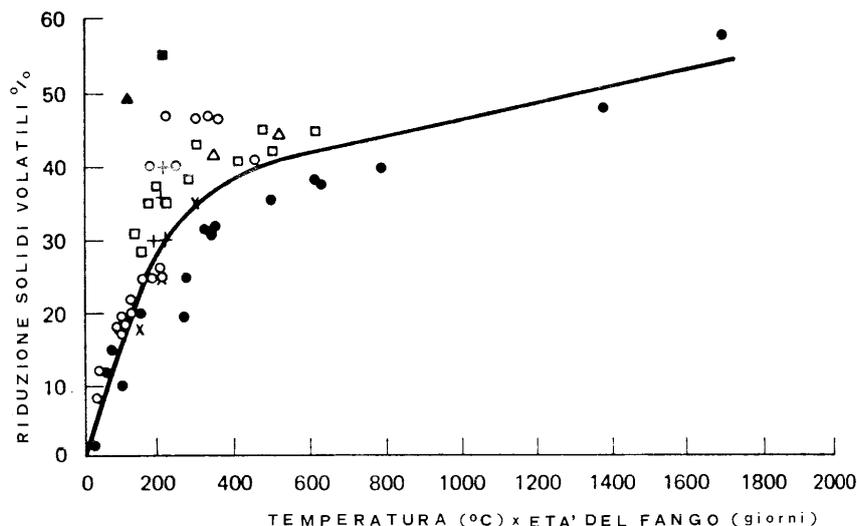
Dopo che l'ex bacino di denitrificazione è stato adibito a selettore, vi sono ancora a disposizione per lo stabilizzatore

$$V_{\text{libero}} = 3450 - 355 = 3095 \text{ m}^3 \quad (5.17)$$

che può essere dimensionato con entrambi i criteri visti in precedenza.

Si prevede la seguente sequenza per la linea fanghi: digestore aerobico, ispessitore, disidratazione meccanica (come in figura 5.2).

Considerando una riduzione dei solidi volatili del 40%, secondo la formula (5.11), il



**Figura 5.3:** Riduzione percentuale dei solidi volatili nella digestione aerobica, in funzione della temperatura per l'età del fango [1, p .632]

tempo di ritenzione risulta pari a

$$\vartheta = \frac{1}{0.06} \left( \frac{4.62}{2.77} - 1 \right) = 11 \text{ giorni} \quad (5.18)$$

corrispondente ad un volume di

$$V_{\text{stab}} = \dot{V} \cdot \vartheta = 1650 \text{ m}^3 \quad (5.19)$$

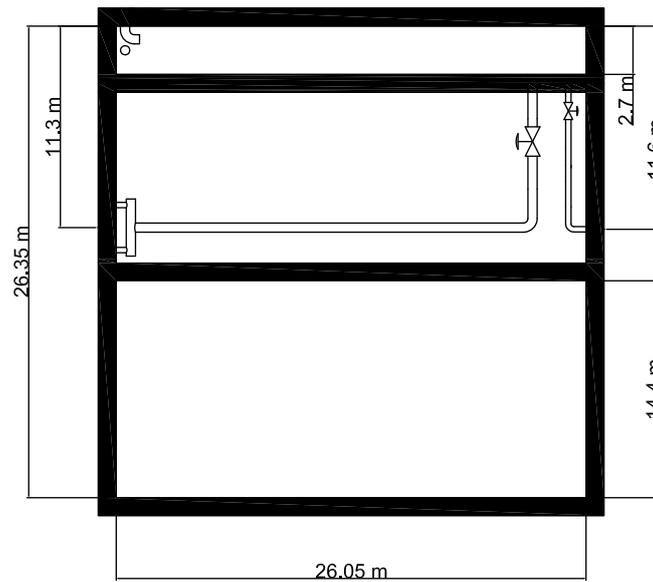
calcolato con una portata media di supero di  $\dot{V} = 150 \text{ m}^3/\text{d}$ .

Procedendo invece con il dimensionamento basato sull'età del fango, è necessario conoscere la temperatura media: è stata calcolata una temperatura media pari a  $16^\circ\text{C}$  (relativamente al secondo semestre del 2010 e al primo semestre del 2011), quindi, in base al grafico in figura 5.3, per ottenere una riduzione dei solidi volatili del 40% è necessario attuare un'età del fango complessiva di almeno 30 giorni.

Nel comparto di ossidazione l'età del fango risulta essere pari a 20 giorni, per cui nello stabilizzatore il fango deve acquisire un'età di 10 giorni; con la stessa portata di supero, il volume del digestore risulta essere

$$V_{\text{stab}} = \dot{V} \cdot \vartheta_{\text{stab}} = 1500 \text{ m}^3 \quad (5.20)$$

Si riporta di seguito la configurazione finale del bacino di denitrificazione, completa di selettore e stabilizzatore.



**Figura 5.4:** Lo schema rappresenta la configurazione finale del bacino di denitrificazione; nella parte superiore è collocato il selettore mentre in quella inferiore lo stabilizzatore

# Conclusioni

Obiettivo primario di questa tesi è proporre un aggiornamento tecnologico per l'impianto di Schio mediante l'impiego del processo a cicli alternati nella sezione biologica, la realizzazione di un selettore aerobico e di uno stabilizzatore aerobico per la linea fanghi.

Dopo una prima parte di analisi della configurazione dell'impianto, in particolare delle fasi di trattamento realizzate e della funzione di ciascuna ai fini della depurazione, si è approfondito lo studio del processo a cicli alternati, applicato al posto del tradizionale processo di predenitrificazione-nitrificazione in bacini separati. Da un punto di vista energetico, si è evidenziata una netta riduzione del consumo rispetto alla configurazione precedente. Da un punto di vista impiantistico, invece, dal confronto con lo schema di processo di altri impianti che utilizzano questa stessa tecnologia, è emerso che nell'impianto di Schio l'*upgrading* non è stato integrale: non si è infatti eliminato l'utilizzo del bacino di predenitrificazione, che continua ad essere impiegato con la sua originaria funzione anche se la denitrificazione è già inclusa in una fase del processo a cicli alternati. Per questo motivo si è proposto di proseguire nell'ammodernamento dell'impianto utilizzando la volumetria del bacino di denitrificazione con due nuove funzioni: la prima riguarda la linea acque e consiste in un selettore aerobico, mentre la seconda si inserisce nella linea fanghi ed è rappresentata da uno stabilizzatore aerobico.

Con il selettore è possibile ottenere un fango più facilmente sedimentabile perchè con le condizioni che in esso si creano si interviene sui meccanismi della crescita batterica, prediligendo i batteri fiocco-formatori rispetto ai filamentosi; si previene inoltre il fenomeno del *bulking*, verificatosi nell'impianto in alcuni periodi.

Con lo stabilizzatore, invece, si interviene sulla qualità e sulla quantità del fango da smaltire: si ottiene un prodotto biologicamente stabile, non putrescibile e con minimi sviluppi di odore; inoltre, se ne riduce in modo significativo la quantità prodotta, e quindi i costi di smaltimento.



# Elenco dei simboli

$b$	=	coefficiente di assorbimento di ossigeno per respirazione endogena	( $\text{kgO}_2/(\text{kgSSV h})$ )
$E$	=	consumo energetico giornaliero	( $\text{kWh/d}$ )
$E_f$	=	età del fango	( $\text{d}$ )
$K$	=	costante cinetica di scomparsa dei solidi volatili	( $\text{d}^{-1}$ )
$K_d$	=	costante di massima denitrificazione	( $\text{d}^{-1}$ )
$K_n$	=	costante di massima nitrificazione	( $\text{d}^{-1}$ )
$LN_{\text{nb org out}}$	=	portata massiva di azoto organico non biodegradabile nell'effluente	( $\text{kg/d}$ )
$LNO_x-N_{\text{in}}$	=	portata massiva di tutto $\text{NO}_x\text{-N}$ nell'influente	( $\text{kg/d}$ )
$LNO_x-N_{\text{out}}$	=	portata massiva di tutto $\text{NO}_x\text{-N}$ nell'effluente	( $\text{kg/d}$ )
$LTKN_{\text{in}}$	=	portata massiva di tutto l'azoto Kjeldahl nell'influente	( $\text{kg/d}$ )
$LTKN_{\text{ras}}$	=	portata massiva di tutto l'azoto Kjeldahl nel fango di ricircolo	( $\text{kg/d}$ )
$LTN_{\text{den}}$	=	portata massiva di tutto l'azoto denitrificato	( $\text{kg/d}$ )
$LTN_{\text{in}}$	=	portata massiva di tutto l'azoto nell'influente	( $\text{kg/d}$ )
$LTN_{\text{nit}}$	=	portata massiva di tutto l'azoto nitrificato	( $\text{kg/d}$ )
$LTN_{\text{out}}$	=	portata massiva di tutto l'azoto nell'effluente	( $\text{kg/d}$ )
$LTN_{\text{qw}}$	=	portata massiva di tutto l'azoto nel fango di supero	( $\text{kg/d}$ )
$M_d$	=	massa complessiva di sostanze biologicamente degradabili nella vasca	( $\text{kgSSV}$ )
$\text{NH}_4\text{-N}$	=	concentrazione di azoto sotto forma di ammoniaca	( $\text{mg/l}$ )
$\text{NO}_x\text{-N}$	=	concentrazione di azoto sotto forma di nitriti e nitrati	( $\text{mg/l}$ )
$O$	=	fabbisogno di ossigeno	( $\text{kgO}_2/\text{h}$ )
$t$	=	tempo	( $\text{d}$ )
$tc$	=	tempo di un ciclo	( $\text{d}$ )
$V$	=	volume del reattore principale	( $\text{m}^3$ )
$V_{\text{sel}}$	=	volume del selettore	( $\text{m}^3$ )
$V_{\text{stab}}$	=	volume dello stabilizzatore	( $\text{m}^3$ )
$\dot{V}$	=	portata	( $\text{m}^3/\text{d}$ )
$\dot{V}_{\text{ric}}$	=	portata di ricircolo	( $\text{m}^3/\text{h}$ )
$\dot{V}_{\text{supero}}$	=	portata di supero	( $\text{m}^3/\text{h}$ )
$X$	=	concentrazione di solidi sospesi	( $\text{mg/l}$ )
$\alpha$	=	rapporto del volume del selettore sul volume totale	
$\vartheta_{\text{sel}}$	=	tempo di permanenza nel selettore	( $\text{min}$ )
$\vartheta_{\text{stab}}$	=	tempo di permanenza nello stabilizzatore	( $\text{min}$ )



# Bibliografia

- [1] Masotti L., *Depurazione delle acque* (2<sup>a</sup> ed.), Edizioni Calderini, Bologna, 1996
- [2] Caleffi L., *Comunicazione personale*, 2011
- [3] Cariolato L., *Impianto di depurazione di Schio: disinfezione di reflui dopo trattamento biologico*, Tesi di laurea in ingegneria chimica, DIPIC, Università di Padova, 2007
- [4] Battistoni P., Boccadoro R., Bolzonella D., Marinelli M., *An alternate oxic-anoxic process automatically controlled. Theory and practice in a real treatment plant network*, Water Sci. Technol. 2003, 48 (11-12), pp. 337-344
- [5] Nardelli P., Gatti G., Eusebi A. L., Battistoni P., Cecchi F., *Full-scale application of the alternating oxic-anoxic process: an overview*, Ind. Eng. Chem. Res. 2009, 48, pp. 3526-3532
- [6] Battistoni P., Pezzoli S., Vitiello G., Fiaschi P., Vignali G., *I cicli alternati in reattore unico come mezzo di upgrading di un impianto di rimozione dei nutrienti. Il caso dell'impianto di Viareggio*, Acque reflue e fanghi-CNR, Milano, 28 Febbraio 2002
- [7] Battistoni P., Fatone F., Bolzonella D., Pavan P., *Full-scale application of the coupled alternate cycles-membrane bioreactor (AC-MBR) process for wastewater reclamation and reuse*, IWA world water congress and exhibition, Beijing (Cina), 10-14 Settembre 2006
- [8] Spigoni G., Davoli C., Davoli D., *I principali microrganismi filamentosi del fango attivo*, Quaderno tecnico n°5, AGAC, Reggio Emilia, 1992
- [9] Tandoi V., Jenkins D., Wanner J., *Activated sludge separation problems: theory, control measures, practical experiences*, IWA Publishing, Londra, pp. 62-67, 2006
- [10] Henze M., *Biological wastewater treatment: principles, modelling and design*, IWA Publishing, Londra, pp. 291-303, 2008

- [11] <http://www.ita.arpalombardia.it/ita/docs/sgq/IO.SL.009.Rev.00.pdf> (ultimo accesso: 31/08/2011)
- [12] [http://www.idra.unipa.it/temp\\_dw/nicosia/Fanghi+RSU\\_2-rev2%20\(STABILIZ\\_AEROB.\).pdf](http://www.idra.unipa.it/temp_dw/nicosia/Fanghi+RSU_2-rev2%20(STABILIZ_AEROB.).pdf) (ultimo accesso: 06/09/2011)
- [13] <http://www.univpm.it/Entra/Engine/RAServePG.php/P/329510013994/T/Allegati-del-docente> (ultimo accesso: 08/09/2011)