



**Dottorato di Ricerca in Ingegneria Civile  
ed Edile/Architettura**  
*Graduate School in Civil  
and Architectural Engineering*

XXIX Ciclo (XV Nuova Serie)

**Sviluppo di "smart control strategies"  
per l'automazione di processo negli impianti  
a fanghi attivi**

Tesi di Dottorato

Laura Menoni

Relatore

Prof. Ing. Giorgio Bertanza

Controrelatore

Prof. Ing. Sergio Papiri

Dicembre, 2016



Dottorato di Ricerca in Ingegneria Civile ed Edile/Architettura  
*Graduate School in Civil and Architectural Engineering*  
XXIX Ciclo/*Cycle* (XV Nuova Serie/*New Series*)

Settore: <i>Field:</i>	Ingegneria <i>Engineering</i>
Sede amministrativa non consortile: <i>Administrative location:</i>	Università degli Studi di Pavia <i>University of Pavia</i>
Durata: <i>Duration:</i>	3 anni <i>3 years</i>
Periodo formativo estero: <i>Period in foreign organizations:</i>	come previsto dal regolamento del dottorato di ricerca <i>as required by the School rules</i>
Numero minimo di corsi: <i>Minimum number of courses:</i>	6 corsi <i>6 courses</i>

Recapiti/*Contact numbers and address*



Via Ferrata 3 – 27100 Pavia – Italy  
Tel. 0382/985450-51 Fax 0382/528422

Coordinatore/*Coordinator*

CASCIATI Fabio

Professore Ordinario (ICAR/08)

Dipartimento di Ingegneria Civile e Architettura  
Via Ferrata 3 – 27100 Pavia – Italia Tel. 0382/985787  
e-mail: fabio.casciati@unipv.it

Collegio dei docenti/*Scientific Board*

BERIZZI Carlo	Ricercatore (ICAR/14)
CASCIATI Fabio	Professore Ordinario (ICAR/08)
CASELLA Vittorio	Professore Associato (ICAR/06)
CINQUINI Carlo	Professore Ordinario (ICAR/08)
CIAPONI Carlo	Professore Ordinario (ICAR/02)
COLLIVIGNARELLI Maria Cristina	Ricercatore (ICAR/03)
DE LOTTO Roberto	Professore Associato (ICAR/20)

DEL GROSSO Andrea Enrico	Professore (ICAR/09) in quiescenza dal 01/11/2015
FARAVELLI Lucia	Professore Ordinario (ICAR/08)
GALLATI Mario	Professore (ICAR/01) in quiescenza dal 01/11/2015
GHILARDI Paolo	Professore Associato (ICAR/01)
GOBETTI Armando	Professore Associato (ICAR/08)
GRECO Alessandro	Professore Associato (ICAR/10)
MAGRINI Anna	Professore Ordinario (ING-IND/11)
MARCELLINI Alberto	Dirigente CNR Milano in quiescenza dal 01/11/2015
MOISELLO Ugo	Professore (ICAR/02) in quiescenza dal 01/11/2015
MORANDOTTI Marco	Professore Associato (ICAR/10)
PAPIRI Sergio	Professore Associato (ICAR/02)
SALA Roberto	Professore (ING-IND/08) in quiescenza dal 01/11/2014

## Organizzazione del corso

Il dottorato di ricerca in *Ingegneria Civile ed Edile/Architettura* presso la Facoltà di Ingegneria dell'Università degli Studi di Pavia è stato istituito nell'anno accademico 2010/11 (XXVI ciclo, XII ciclo Nuova Serie).

L'obiettivo formativo peculiare del dottorato è addestrare giovani laureati allo svolgimento di attività di ricerca e viene perseguito nell'ambito dei settori disciplinari di Ingegneria Civile ed Architettura (ICAR), senza tralasciare alcune interdisciplinarietà, in via di consolidamento, con discipline strumentali o complementari. Il corso consente al dottorando di scegliere tra sei distinti curricula: compositivo, idraulico, sanitario, sismico, strutturale e tecnologico.

In particolare, le tematiche di ricerca sono quelle che caratterizzano i raggruppamenti disciplinari ICAR/01, ICAR/02, ICAR/03, ICAR/06, ICAR/08, ICAR/09, ICAR/10, ICAR/14, ICAR/18, ICAR/20, tutte di pertinenza dell'ingegneria civile e architettura. A questi si aggiungono ING-IND/11 (fisica tecnica ambientale) e ING-IND/08 (macchine a fluido).

L'attività di ricerca si svolge soprattutto presso il Dipartimento di Ingegneria Civile e Architettura (DICAr) dell'Università degli Studi di Pavia.

Durante i primi due anni sono previsti almeno sei corsi, seguiti da prove finali che il dottorando è tenuto a sostenere.

Il Collegio dei docenti organizza i corsi con lo scopo di fornire allo studente di dottorato opportunità di approfondimento su alcune delle discipline di base per i settori componenti, ingegneria idraulica, strutturale ed edile/architettura. Corsi e seminari vengono tenuti da docenti di università nazionali ed estere.

Alla fine di ogni anno i dottorandi devono presentare una relazione sull'attività svolta. Al termine del primo anno viene richiesta una presentazione orale, al contrario al termine del secondo anno il dottorando è tenuto a scrivere una tesina su un argomento pertinente alla propria ricerca di dottorato.

Sulla base di tali relazioni il Collegio dei docenti, previa valutazione dell'assiduità e dell'operosità dimostrata dall'iscritto, può proporre al Rettore l'esclusione del candidato dal corso o non approvarne il passaggio all'anno successivo.

Il dottorando può svolgere attività di ricerca di tipo teorico, numerico e sperimentale.

tale, grazie ai laboratori di cui il dipartimento dispone.

### *Course organization*

*The Graduate School in Civil and Architectural Engineering at the School of Engineering of the University of Pavia, was established in the academic year 2010/11 (XXVI cycle, XII new series cycle).*

*Its peculiar educational aim is to train young graduates to conduct research activities and it is pursued by the disciplinary fields of Civil Engineering and Architecture (ICAR), without omitting some interdisciplinarity, which are consolidating, with supporting or complementary disciplines. The course allows the PhD student to choose between six different curricula: composition, hydraulic, sanitary, seismic, structural and technological.*

*The research themes are chosen from the disciplinary areas ICAR/01, ICAR/02, ICAR/03, ICAR/06, ICAR/08, ICAR/09, ICAR/10, ICAR/14, ICAR/18, ICAR/20, belonging to civil engineering and architecture. In addition there are ING-IND/11 (environmental technical physics) and ING-IND/08 (fluid machines).*

*The research activity takes place mainly at the Department of Civil Engineering and Architecture (DICAr) of the University of Pavia. During the first two years at least six courses are required, followed by final examinations that the PhD student has to take. The Teaching Staff organizes courses with the aim of providing the PhD student the opportunity to deepen some basic disciplines in the components fields, such as hydraulic engineering, structural and building engineering and architecture. Courses and seminars are held by professors of national and foreign universities.*

*At the end of each year the PhD students have to present an activity report. At the end of the first year an oral presentation is requested, at the end of the second year the PhD student is required to write a term paper about a topic connected to the doctoral research. On the basis of these reports, the Teaching Staff, after the evaluation of the demonstrated regularity and hard work of the PhD student, may propose to the Rector the exclusion of the candidate from the course or not to approve to the next year. The PhD student can carry out research activities both theoretical and experimental, thanks to the laboratories owned by the department.*

Elenco delle tesi/*Theses list*

1. Valentina Giacometti (XXVI Ciclo, XII Ciclo Nuova Serie), Cultura dell'accessibilità e Accessibilità della Cultura: uno strumento di valutazione per l'edilizia universitaria storica, relatore: Prof. A. Greco, ottobre 2013.
2. Enrico Murari (XXVI Ciclo, XII Ciclo Nuova Serie), Adattamento dei sistemi idropotabili a scenari di carenza idrica, relatore: Prof. C. Ciaponi, ottobre 2013.
3. Emanuele Zamperini (XXVI Ciclo, XII Ciclo Nuova Serie), Evoluzione tecnologica e tipologica delle coperture lignee in Italia nel periodo 1800-1950, relatore: Prof. M. Morandotti, ottobre 2013.
4. Cecilia Morelli di Popolo (XXVI Ciclo, XII Ciclo Nuova Serie), La città flessibile. Le dimensioni della flessibilità nella città contemporanea e futura, relatore: Prof. R. De Lotto, aprile 2014.
5. Umut Yildirim (XXVI Ciclo, XII Ciclo Nuova Serie), System identification towards diagnosis to prognosis, relatore: Prof. F. Casciati, aprile 2014.
6. Daniele Bortoluzzi (XXVII Ciclo, XIII Ciclo Nuova Serie), Control Systems for the Mitigation of Footbridge Vibrations, relatore Prof.ssa L. Faravelli, dicembre 2014.
7. Federico Castagnola (XXVII Ciclo, XIII Ciclo Nuova Serie), Applicazione di una tecnologia MBR termofila per la minimizzazione della produzione di fanghi di depurazione civili ed industriali, relatore: Prof. M.C. Collivignarelli, ottobre 2014.
8. Valentina Cinieri (XXVII Ciclo, XIII Ciclo Nuova Serie), Patrimonio edificato diffuso. Un approccio sostenibile alla conservazione e alla gestione, relatori: Proff. M. Morandotti, D. Besana, ottobre 2014.
9. Kan Liu (XXVII Ciclo, XIII Ciclo Nuova Serie), Cultural Transfer and Architecture. Foreign Architectural Practice in Shanghai after 1949, relatore Prof. Z. Shiling, ottobre 2014.



10. Edoardo Gino Macchi (XXVII Ciclo, XIII Ciclo Nuova Serie), Experimental and numerical studies on RF ablation: advances on physical understanding and efficiency, relatore Prof. M. Gallati, ottobre 2014.
11. Daniele Molognoni (XXVII Ciclo, XIII Ciclo Nuova Serie), Microbial Fuel Cells Application to Wastewater Treatment: laboratory experience and controlling strategies, relatore: Prof. A. Capodaglio, ottobre 2014.
12. Marco Sordi (XXVII Ciclo, XIII Ciclo Nuova Serie), Processo MBR termofilo ad ossigeno puro per il trattamento di rifiuti liquidi ad elevata concentrazione di COD, tensioattivi, solventi e cloruri, relatore: Prof. M.C. Collivignarelli, ottobre 2014.
13. Andrea Fenocchi (XXVII Ciclo, XIII Ciclo Nuova Serie), Circulation dynamics in a shallow fluvial lake - The case of the Superior Lake of Mantua, relatore: Prof. S. Sibilla, giugno 2015.
14. Nawal Benabdelkader (XXVII Ciclo, XIII Ciclo Nuova Serie), The restoration and enhancement. The historical site of Mansourah - Tlemcen, relatore: Prof. M. Morandotti, ottobre 2015.
15. Giovanni Anselmo (XXVIII Ciclo, XIV Ciclo Nuova Serie), Effetti idrologici e idraulici dell'urbanizzazione e possibili interventi di mitigazione, relatori: Proff. S. Papiri e G. Barbero, ottobre 2015.
16. Lorenzo Elia (XXVIII Ciclo, XIV Ciclo Nuova Serie), Metaheuristic optimization tools for structural monitoring, relatore: Prof. L. Faravelli, ottobre 2015.
17. Emanuele Giorgi (XXVIII Ciclo, XIV Ciclo Nuova Serie), Man and environment: looking for the future, relatori: Proff. Z. Shiling e F. Casciati, ottobre 2015.
18. Elena Romano (XXVIII Ciclo, XIV Ciclo Nuova Serie), Uno strumento per il miglioramento prestazionale dell'edilizia esistente: il caso delle residenze universitarie, relatore: Prof. A. Greco, ottobre 2015.
19. Babak Jafar zad Eslami (XXVIII Ciclo, XIV Ciclo Nuova Serie), Impiego di smorzatori sismici nella protezione dei beni architettonici, relatore: Prof. E.A. Del Grosso, aprile 2016.

20. Michele Vece (XXIX Ciclo, XV Ciclo Nuova Serie), Shifting from a standard protocol of communication to an emergency protocol in the monitoring of large infrastructural systems, relatore: Prof. F. Casciati, Dicembre 2016.
21. Giammaria Gabbianelli (XXIX Ciclo, XV Ciclo Nuova Serie), Numerical model for framed structures with thin-walled cross-section members, relatore: Prof. A. Gobetti, Dicembre 2016.
22. Matteo Locatelli (XXIX Ciclo, XV Ciclo Nuova Serie), Strumento per la valutazione e definizione di strategie per il miglioramento dell'edilizia scolastica esistente. Il tema della scuola primaria e secondaria, relatore: Prof. A. Greco, Dicembre 2016.
23. Rosamaria Olivadese (XXIX Ciclo, XV Ciclo Nuova Serie), Il riuso degli edifici esistenti a scopo residenziale in Italia: nuovi standard per l'innovazione dei modelli abitativi, relatore: Prof. C. Berizzi, Dicembre 2016.
24. Elisabetta Maria Venco (XXIX Ciclo, XV Ciclo Nuova Serie), La pianificazione preventiva per la riduzione del rischio: definizione di scenari preventivi nel contesto della città flessibile e resiliente, relatore: Prof. R. De Lotto, Dicembre 2016.
25. Francesca Maria Torchia (XXIX Ciclo, XV Ciclo Nuova Serie), Materiali da riciclo e da scarto innovativi per l'edilizia: caratterizzazione acustica, termica ed analisi del ciclo di vita, relatore: Prof. P. Ricciardi, Dicembre 2016.
26. Laura Menoni (XXIX Ciclo, XV Ciclo Nuova Serie), Sviluppo di "smart control strategies" per l'automazione di processo negli impianti a fanghi attivi, relatore: Prof. G. Bertanza, Dicembre 2016.

# Indice

Introduzione	1
<b>Parte I Parte bibliografica</b>	<b>7</b>
Capitolo 1 Il controllo automatico	9
1.1 Architetture di controllo: feedback e feedforward . . . . .	10
1.2 Il controllo on/off . . . . .	12
1.3 Il controllo Proporzionale Integrato Derivativo . . . . .	13
1.4 Strategie di controllo avanzate . . . . .	17
1.4.1 Il controllo in cascata . . . . .	18
1.4.2 Il controllo predittivo . . . . .	18
1.4.3 Logica Fuzzy . . . . .	20
1.5 Sensori e attuatori . . . . .	23
Capitolo 2 Possibilità teoriche per l'applicazione dei controlli automatici negli impianti di depurazione: analisi della letteratura scientifica	29
2.1 Stazione di sollevamento . . . . .	30
2.1.1 Variabili controllate e variabili manipolate . . . . .	30
2.1.2 Strategie di controllo . . . . .	30

---

2.2	Pre-trattamenti: grigliatura e dissabbiatura . . . . .	31
2.2.1	Variabili controllate e variabili manipolate . . . . .	31
2.2.2	Strategie di controllo . . . . .	32
2.3	Sedimentazione primaria . . . . .	32
2.3.1	Variabili controllate e variabili manipolate . . . . .	33
2.3.2	Strategie di controllo . . . . .	33
2.4	Processo biologico a fanghi attivi . . . . .	33
2.4.1	Fornitura di aria . . . . .	34
2.4.1.1	Variabili controllate e variabili manipolate . . . . .	35
2.4.1.2	Strategie di controllo . . . . .	35
2.4.2	Ricircolo nitrati . . . . .	44
2.4.2.1	Variabili controllate e variabili manipolate . . . . .	44
2.4.2.2	Strategie di controllo . . . . .	44
2.4.3	Ricircolo fanghi . . . . .	45
2.4.3.1	Variabili controllate e variabili manipolate . . . . .	45
2.4.3.2	Strategie di controllo . . . . .	46
2.4.4	Estrazione del fango di supero . . . . .	46
2.4.4.1	Variabili controllate e variabili manipolate . . . . .	46
2.4.4.2	Strategie di controllo . . . . .	46
2.4.5	Dosaggio di carbonio esterno . . . . .	47
2.4.5.1	Variabili controllate e variabili manipolate . . . . .	47
2.4.5.2	Strategie di controllo . . . . .	47
2.5	Dosaggio di reagenti chimici . . . . .	50
2.5.1	Defosfatazione chimica . . . . .	50
2.5.1.1	Variabili controllate e variabili manipolate . . . . .	50

2.5.1.2	Strategie di controllo . . . . .	50
2.5.2	Disinfezione . . . . .	51
2.5.2.1	Variabili controllate e variabili manipolate . . . . .	52
2.5.2.2	Strategie di controllo . . . . .	52
2.6	Ispessimento . . . . .	54
2.6.1	Variabili controllate e variabili manipolate . . . . .	55
2.6.2	Strategie di controllo . . . . .	56
2.7	Digestione anaerobica . . . . .	58
2.7.1	Variabili controllate e variabili manipolate . . . . .	58
2.7.2	Strategie di controllo . . . . .	59
2.8	Disidratazione meccanica . . . . .	61
2.8.1	Variabili controllate e variabili manipolate . . . . .	62
2.8.2	Strategie di controllo . . . . .	62
2.9	Brevetti . . . . .	63
2.9.1	Brevetti per l'automazione integrata di diverse fasi dell'impianto di depurazione . . . . .	63
2.9.2	Brevetti per la fornitura di aria . . . . .	67
Capitolo 3 La modellazione matematica dei processi negli impianti di depurazione		69
3.1	Il processo a fanghi attivi . . . . .	69
3.1.1	Activated Sludge Model No. 1 (ASM1) . . . . .	71
3.1.1.1	Il frazionamento della sostanza organica e dell'azoto . . . . .	71
3.1.1.2	Le componenti della matrice . . . . .	73
3.1.1.3	I processi della matrice . . . . .	76

3.1.1.4	Ipotesi, vincoli e limiti del modello ASM1 . . . .	78
3.1.2	Activated Sludge Model No. 2 (ASM2) . . . . .	79
3.1.2.1	Le componenti e i processi della matrice . . . . .	80
3.1.2.2	Ipotesi, vincoli e limiti del modello ASM2 . . . .	82
3.1.3	Activated Sludge Model No. 2d (ASM2d) . . . . .	83
3.1.4	Activated Sludge Model No. 3 (ASM3) . . . . .	84
3.1.4.1	Le componenti e i processi della matrice . . . . .	84
3.2	Il processo di sedimentazione . . . . .	86
3.2.1	La sedimentazione primaria . . . . .	86
3.2.2	La sedimentazione secondaria . . . . .	87
3.3	La digestione anaerobica . . . . .	90
3.4	Il software di simulazione GPS-X . . . . .	92
3.4.1	Gli oggetti . . . . .	93
3.4.2	Le librerie delle variabili di stato . . . . .	95
3.4.3	Il calcolo delle variabili composte . . . . .	97
Capitolo 4 La procedura "Benchmark Simulation Model" (BSM)		101
4.1	Lo schema impiantistico . . . . .	102
4.1.1	Benchmark Simulation Model No.1 (BSM1) . . . . .	102
4.1.2	Benchmark Simulation Model No.1 Long-Term (BSM1_LT) . . . . .	104
4.1.3	Benchmark Simulation Model No.2 (BSM2) . . . . .	104
4.2	I modelli utilizzati nelle procedure BSMs . . . . .	106
4.2.1	L'influente . . . . .	106
4.2.2	Il processo biologico . . . . .	110

---

4.2.3	Il processo di sedimentazione . . . . .	111
4.2.3.1	Sedimentazione primaria . . . . .	111
4.2.3.2	Sedimentazione secondaria . . . . .	112
4.2.4	Il processo di digestione anaerobica . . . . .	112
4.2.5	I processi di ispessimento e disidratazione . . . . .	113
4.2.6	Sensori e attuatori . . . . .	113
4.2.7	Inibizione e tossicità . . . . .	115
4.2.8	Temperatura . . . . .	116
4.3	Le strategie di controllo di default . . . . .	117
4.3.1	BSM1 . . . . .	117
4.3.2	BSM1_LT . . . . .	118
4.3.3	BSM2 . . . . .	119
4.4	La procedura di simulazione . . . . .	120
4.4.1	BSM1 . . . . .	120
4.4.2	BSM1_LT . . . . .	121
4.4.3	BSM2 . . . . .	122
4.5	I criteri di valutazione . . . . .	123
4.5.1	Indici di qualità dell'influente e dell'effluente . . . . .	124
4.5.2	Concentrazioni nell'effluente . . . . .	125
4.5.3	Indice dei costi operativi . . . . .	126
4.5.3.1	Energia per l'aerazione . . . . .	127
4.5.3.2	Energia per il pompaggio . . . . .	127
4.5.3.3	Produzione di fango da smaltire . . . . .	128
4.5.3.4	Dosaggio di carbonio esterno . . . . .	128
4.5.3.5	Energia per la miscelazione . . . . .	129

4.5.3.6	Produzione di metano . . . . .	129
4.5.3.7	Energia per il riscaldamento del fango . . . . .	130
<b>Parte II</b>	<b>Parte Sperimentale</b>	<b>131</b>
Capitolo 5	L'applicazione dei controlli automatici negli impianti di trattamento delle acque reflue urbane: indagine presso i gestori in Italia	133
5.1	Struttura del questionario . . . . .	134
5.2	Elaborazione dei risultati . . . . .	135
5.2.1	Il monitoraggio con strumentazione in continuo . . . . .	136
5.2.2	L'applicazione di strategie di controllo automatico . . . . .	136
5.3	La diffusione dell'automazione di processo negli impianti di trattamento delle acque reflue in Europa . . . . .	144
Capitolo 6	Applicazione di diverse strategie di controllo per la fornitura di aria ad uno scenario standard	153
6.1	Configurazione Open Loop (OL) . . . . .	156
6.1.1	Descrizione della configurazione . . . . .	156
6.1.2	Risultati . . . . .	156
6.2	Configurazione Closed Loop (CL0) . . . . .	159
6.2.1	Descrizione della strategia di controllo . . . . .	159
6.2.2	Risultati . . . . .	160
6.3	Configurazione Closed Loop (CL1) . . . . .	164
6.3.1	Descrizione della strategia di controllo . . . . .	164
6.3.2	Risultati . . . . .	165
6.4	Configurazione Closed Loop (CL2) . . . . .	168



6.4.1	Descrizione della strategia di controllo . . . . .	168
6.4.2	Risultati . . . . .	169
6.5	Configurazione Closed Loop (S1) . . . . .	174
6.5.1	Descrizione della strategia di controllo . . . . .	174
6.5.2	Risultati . . . . .	174
6.6	Configurazione con controllore fuzzy (F) . . . . .	179
6.6.1	Descrizione della strategia di controllo . . . . .	179
6.6.2	Risultati . . . . .	180
6.7	Confronto . . . . .	186
Capitolo 7 Modellazione di un impianto reale e applicazione di diverse strategie di controllo per la fornitura di aria . . . . .		
7.1	Descrizione dell'impianto di trattamento delle acque reflue . . . . .	192
7.2	Sviluppo del modello . . . . .	195
7.3	Simulazione di diverse strategie di controllo per la fornitura di aria . . . . .	199
7.3.1	Fornitura di aria costante . . . . .	200
7.3.2	Controllore Proporzionale Integrale a setpoint costante . . . . .	203
7.3.3	Controllore Proporzionale Integrale Derivativo a setpoint costante . . . . .	206
7.3.4	Controllore in cascata con logica fuzzy . . . . .	209
7.3.4.1	Descrizione del controllore Oxyfuzzy . . . . .	209
7.3.4.2	Risultati dell'applicazione del controllore Oxy-fuzzy . . . . .	211
7.3.5	Confronto . . . . .	216

Capitolo 8	Risultati preliminari dell'applicazione di una strategia di controllo innovativa per la fornitura di aria ad un impianto a scala reale	221
8.1	Descrizione dell'impianto . . . . .	221
8.2	Risultati dell'applicazione del controllore fuzzy . . . . .	224
8.3	I consumi energetici per la fornitura di aria . . . . .	227
	<b>Conclusioni</b>	<b>229</b>
	<b>Riferimenti bibliografici</b>	<b>233</b>

# Introduzione

Negli ultimi decenni, la gestione intelligente degli impianti di trattamento delle acque reflue attraverso l'introduzione di strategie di controllo automatico, integrate con la tradizionale conduzione degli impianti stessi, ha rappresentato un argomento di grande interesse, sia dal punto di vista della comunità scientifica che degli operatori del settore.

Infatti, se da un lato è necessario incrementare l'efficienza degli impianti di depurazione al fine di rispettare i limiti allo scarico che negli anni sono stati imposti in modo sempre più severo, dall'altro lato, è molto importante ridurre il costo della fase di trattamento delle acque reflue stesse. Questo obiettivo è essenzialmente conseguibile attraverso la diminuzione dei consumi energetici. Per quanto riguarda gli impianti di trattamento delle acque reflue a fanghi attivi, i costi correlati ai consumi energetici rappresentano il 5-10% dei costi totali annui, inclusi quelli di costruzione e conduzione dell'impianto stesso: in particolare, la fornitura di aria nel comparto biologico costituisce circa la metà del consumo energetico totale in un depuratore convenzionale [21], anche se, alcuni autori sostengono che la fase di aerazione possa spiegare fino al 75% del consumo totale di energia [55]. Oltre alla fornitura di aria, la linea di trattamento dei fanghi e la stazione di sollevamento delle acque reflue costituiscono voci importanti in termini di consumi energetici, rappresentando rispettivamente circa il 20% e il 15% del consumo totale.

Per questi motivi, fino ad oggi sono state sviluppate diverse strategie di controllo con il duplice scopo di incrementare l'efficienza di trattamento degli impianti di depurazione e, parallelamente, ridurre il costo associato ai trattamenti stessi: in particolare, l'attenzione della comunità scientifica si è rivolta soprattutto al controllo della fornitura di aria nel comparto biologico, proprio per il ruolo dominante

di questa fase in termini di consumo energetico. Anche se negli ultimi decenni sono state studiate e sviluppate differenti tipologie di strategie di controllo, in Italia le applicazioni alla scala reale sono ancora relative ai soli impianti di media-grande taglia e inoltre, sono generalmente limitate alle tipologie più semplici di controllori [3, 47]. Si tratta essenzialmente di controllori in retroazione di tipo Proporzionale Integrale (PI) e, molto più raramente, Proporzionale Integrale Derivativo (PID). La più diffusa tipologia di controllori del sistema di aerazione ha lo scopo di mantenere un valore costante di ossigeno disciolto nel comparto aerato, indipendentemente dalle fluttuazioni del carico di inquinanti in ingresso all'impianto. Questo obiettivo viene perseguito manipolando o direttamente la portata di aria o la velocità/sommergenza degli aeratori meccanici.

Del resto però, il processo a fanghi attivi è fortemente complesso e non lineare: è caratterizzato infatti da costanti di tempo che variano in un intervallo molto ampio (ad esempio, il fabbisogno di ossigeno varia nell'arco della giornata, della settimana e dell'anno, così come lungo la vasca) e non raggiunge lo stato stazionario. Per queste ragioni, è difficile ottenere prestazioni elevate con l'impiego di sistemi di controllo di tipo lineare, come i convenzionali controllori PID. Al fine di superare questa limitazione, in letteratura si studiano strategie di controllo non convenzionali e, tra queste, particolare interesse viene rivolto a quelle basate sulla logica fuzzy, grazie alla loro capacità di fornire una rappresentazione formale intuitiva dei processi.

L'applicazione di modelli per la simulazione del comportamento degli impianti di trattamento delle acque reflue è un valido strumento per lo sviluppo e il confronto di diverse strategie di controllo: infatti, anche se è sempre necessario tenere in considerazione la disparità tra le pressoché illimitate opportunità fornite dalla simulazione e le limitazioni dei reali impianti di depurazione, attraverso la simulazione è possibile testare differenti ipotesi e, conseguentemente, stimare le prestazioni degli impianti. Infatti, l'applicazione alla scala reale di diverse strategie di controllo e il confronto tra di esse richiede interventi molto costosi e con un ampio orizzonte temporale; per questa ragione, la fase di applicazione all'impianto deve essere preceduta da accurati studi di simulazione. Quindi, i risultati derivanti dalla valutazione di diversi scenari simulati possono essere positivamente impiegati in fase decisionale e per la progettazione degli impianti. Attualmente, numerosi lavori scientifici concernenti il confronto tra l'applicazione di diverse strategie di controllo sono applicati ad un impianto standard, secondo la procedura Bench-

mark Simulation Model messa a punto dall'IWA Task Group on Benchmarking of Control Strategies for Wastewater Treatment Plants [28]. Tale impianto ha caratteristiche prestabilite e definite, con il vantaggio di consentire un agevole confronto tra differenti controllori, a parità di impianto di depurazione. D'altro canto però, i lavori così sviluppati non tengono conto di quanto l'impianto scelto possa essere rispondente alla realtà e della specificità di ciascun depuratore.

In questo contesto, il lavoro di ricerca di seguito presentato è stato condotto con i seguenti obiettivi:

1. effettuare un'approfondita ricerca bibliografica volta a ricostruire il quadro delle differenti alternative per il controllo di processo studiate in letteratura;
2. svolgere un'indagine sul territorio nazionale in merito all'effettiva applicazione presso gli impianti di trattamento delle acque reflue urbane dell'automazione di processo;
3. testare in fase di simulazione una strategia di controllo innovativa per la fornitura di aria basata su logica fuzzy (controllore brevettato Oxyfuzzy) su uno scenario standard (procedura Benchmark Simulation Model) e sul modello di un impianto reale;
4. presentare i risultati preliminari dell'implementazione del suddetto sistema di regolazione ad un impianto a scala reale.

La tesi di seguito presentata è costituita da due parti: una prima parte bibliografica (Capitoli 1, 2, 3 e 4) e una seconda sperimentale (Capitoli 5, 6, 7 e 8) in cui vengono presentati i risultati dell'attività di ricerca.

Il Capitolo 1 presenta un inquadramento generale sulla tematica del controllo automatico, andando ad analizzare le differenti architetture e le principali logiche di controllo esistenti, sia convenzionali che innovative. Il capitolo contiene inoltre un breve paragrafo inerente il ruolo dei sensori e degli attuatori all'interno del ciclo di regolazione.

Il Capitolo 2 contiene un'analisi della letteratura scientifica relativamente alle differenti strategie di controllo in fase di studio per i principali processi presenti presso gli impianti di trattamento delle acque reflue, con particolare attenzione

alla fornitura di aria nel comparto biologico. Si prendono inoltre in questa sede in considerazione anche i principali brevetti commerciali.

Il Capitolo 3 contiene la descrizione dei modelli più diffusi per la descrizione matematica dei principali processi che avvengono all'interno di un impianto di trattamento delle acque e la descrizione del software di simulazione GPS-X utilizzato nel lavoro di ricerca per sviluppare il modello di un impianto reale e simulare su questo modello l'applicazione di differenti strategie per il controllo della fornitura di aria.

Il Capitolo 4 presenta la descrizione della procedura "Benchmark Simulation Model" messa a punto dal gruppo "Benchmarking of Control Strategies for Wastewater Treatment Plants" dell'International Water Association (IWA) [28]. Si tratta di un protocollo standard per il confronto tra l'applicazione di differenti strategie di controllo che è stato utilizzato in questo lavoro di ricerca per simulare l'applicazione di differenti strategie per la regolazione della fornitura di aria ad uno scenario standard.

Il Capitolo 5 descrive i risultati ottenuti attraverso un'indagine condotta nell'ambito del lavoro di ricerca sul territorio nazionale in merito alla diffusione del monitoraggio in continuo e del controllo automatico di processo presso gli impianti di depurazione urbani. Nella seconda parte del capitolo si riportano i risultati di analoghe indagini effettuate da altri gruppi di ricerca in differenti paesi dell'Unione Europea.

Il Capitolo 6 presenta i risultati ottenuti, in fase di simulazione, mediante l'applicazione di differenti strategie per il controllo della fornitura di aria ad uno scenario standard (procedura "Benchmark Simulation Model"). Lo scopo ultimo del capitolo è quello di confrontare le prestazioni di alcuni sistemi di controllo tradizionali con quelle di una strategia innovativa basata sulla logica fuzzy.

Il Capitolo 7 descrive i risultati ottenuti, in fase di simulazione, mediante l'applicazione di differenti strategie per il controllo della fornitura di aria ad un impianto di trattamento delle acque reflue dalla potenzialità nominale di 330.000 abitanti equivalenti. Anche in questo caso, lo scopo ultimo del capitolo è quello di confrontare le prestazioni di alcuni sistemi di controllo tradizionali con quelle di una strategia innovativa basata sulla logica fuzzy.

Infine, il Capitolo 8 presenta alcuni preliminari risultati riguardanti l'applicazione

ad un impianto a scala reale del controllore Oxyfuzzy, di cui nei precedenti capitoli si sono descritti i risultati ottenuti in fase di simulazione.





Parte I

Parte bibliografica



# Capitolo 1

## Il controllo automatico

Il presente capitolo ha lo scopo di fornire un inquadramento generale sulla tematica del controllo automatico, che nel lavoro di ricerca descritto è stata applicata agli impianti di trattamento delle acque reflue. La parte conclusiva del capitolo contiene inoltre un breve paragrafo inerente il ruolo dei sensori e degli attuatori all'interno del ciclo di regolazione.

Il problema del controllo [5, 66] consiste nella regolazione del comportamento di un determinato sistema, ottenuta direzionando il sistema stesso verso il funzionamento desiderato, a partire dalle misure del suo stato attuale. Sulla base del confronto tra situazione attuale e obiettivo finale, l'azione di controllo viene svolta assegnando specifici valori ad alcune variabili, dette variabili manipolate o di controllo, con l'obiettivo di raggiungere determinati valori di riferimento per le variabili da controllare. Il sistema da controllare viene generalmente descritto utilizzando modelli matematici dinamici alle equazioni differenziali.

In generale, l'obiettivo del controllo consiste nell'annullamento dell'errore a regime tra i valori assunti dalla variabile controllata e quelli di riferimento (setpoint). Questo obiettivo va raggiunto nel minor tempo possibile, limitando sia gli scostamenti della variabile controllata intorno al valore di riferimento che le oscillazioni della variabile manipolata.

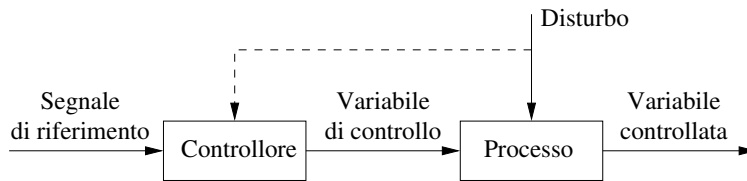
Un buon sistema di controllo deve essere in grado di soddisfare i seguenti requisiti:

- stabilità: il controllore deve smorzare le oscillazioni del processo e rappresentare un sistema stabile in anello chiuso;
- errore nullo a regime: a regime, il valore assunto dalla variabile controllata deve essere uguale a quello impostato come setpoint;
- rapidità di risposta alle variazioni di setpoint: il sistema di controllo deve essere in grado di raggiungere il nuovo equilibrio nel tempo più breve possibile e mantenerlo costante nonostante la presenza di disturbi;
- rapidità di risposta ai disturbi sul carico: il controllore deve fronteggiare efficacemente eventuali disturbi additivi in ingresso al processo;
- scarse e limitate sovraelongazioni: durante il transitorio, il sistema di controllo deve contenere al massimo sia l'ampiezza che la frequenza delle oscillazioni della variabile controllata attorno al setpoint;
- robustezza contro le non linearità: le prestazioni del controllore non devono essere molto influenzate dal comportamento non lineare generalmente assunto dagli organi di comando;
- robustezza contro le variazioni parametriche: le prestazioni del controllore non devono essere molto influenzate dalle variazioni dei parametri descrittivi del processo;
- robustezza contro il rumore: il sistema di controllo deve opportunamente filtrare il rumore delle misure così da prendere provvedimenti in seguito ad effettive variazioni del segnale e non a causa dei disturbi;
- moderazione nelle variazioni della variabili di controllo: la variabile manipolata non deve assumere valori troppo oscillanti per non sollecitare eccessivamente gli organi di controllo ed evitarne una precoce usura.

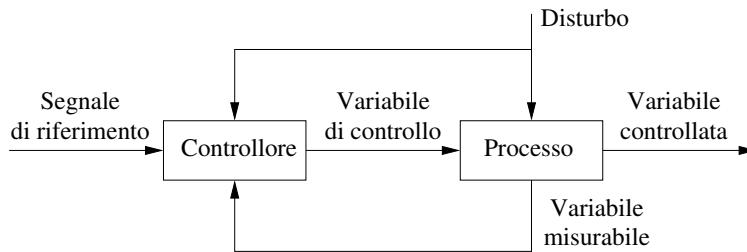
## 1.1 Architetture di controllo: feedback e feedforward

Le architetture di controllo possono essere suddivise in due tipologie: sistema di controllo in anello aperto (ad azione diretta o feedforward, Figura 1.1) e sistema

di controllo in anello chiuso (in retroazione o feedback, Figura 1.2) [5, 12, 66]. Quando un controllore possiede informazioni solo sul segnale di riferimento, cioè sul passato e sul presente dell'andamento desiderato della variabile controllata, ed eventualmente sul disturbo, si parla di controllore in anello aperto. Se invece, in aggiunta alle informazioni già menzionate, il regolatore ha a disposizione anche la misura della variabile controllata, l'azione di controllo impressa al processo dipende da questa misura e si parla in questo caso di controllo in anello chiuso.



**Figura 1.1.** Rappresentazione schematica di un controllore in anello aperto (feedforward) [12].



**Figura 1.2.** Rappresentazione schematica di un controllore in anello chiuso (feedback) [12].

Nel caso in cui il disturbo sia misurabile e la variabile di controllo dipenda da esso, si dice che il controllore effettua una compensazione del disturbo. La compensazione è in ogni caso un'azione in anello aperto.

Il controllo con retroazione prevede la misura di una variabile controllata con lo scopo di intervenire su una variabile di input che è quella manipolata. Questa tipologia di controllo può intervenire solo quando si misura un errore tra il valore assunto dalla variabile controllata e il valore del segnale di riferimento. Il sensore infatti misura il valore assunto dalla variabile controllata in uscita, il controllore lo confronta con il valore di riferimento e invia all'attuatore l'operazione da ese-

guire per agire sulla variabile manipolata. La retroazione permette di compensare automaticamente un cambiamento imprevisto del sistema o un disturbo inaspettato, portando il sistema ad una maggiore stabilità. Lo svantaggio del controllo feedback è che agisce solo dopo che il disturbo ha già influenzato il sistema, cioè quando il valore misurato devia dal setpoint. Pertanto la sua azione è puramente correttiva. Successivamente si misura il risultato dell'intervento correttivo eseguito e si adotta eventualmente una nuova azione correttiva. Invece di misurare un disturbo, viene valutato il cambiamento di un parametro controllato e, in base a questo, calcolato il valore di una variabile manipolata.

Il controllo in anello aperto viene invece utilizzato per individuare disturbi in fase di input, prima che il sistema intervenga, per apportare aggiustamenti ad una o più variabili manipolate in modo da ridurre o eliminare completamente gli effetti del disturbo. Nel controllo con regolazione anticipata, il sensore misura una grandezza in ingresso, il controllore la elabora e invia l'operazione da eseguire all'attuatore. In questo caso non si conosce il valore della variabile controllata in uscita, ma devono essere note alcune proprietà del sistema da controllare. È quindi fondamentale avere un buon modello matematico che descriva in maniera abbastanza precisa il comportamento del sistema. Tanto più il modello matematico è esatto, tanto più il controllo feedforward è affidabile. L'idea di base è quella di misurare alcune grandezze significative in ingresso ed effettuare le azioni correttive prima che queste grandezze influenzino il sistema. Il principale svantaggio del controllo feedforward è che non si conosce il valore della grandezza in uscita, pertanto non si può più intervenire a valle del controllore. Per questa ragione il controllo con regolazione anticipata presenta in generale un'applicazione limitata.

## 1.2 Il controllo on/off

I controllori a relé o on/off [5, 12] sono controllori dinamici in cui la variabile di controllo assume solamente un numero finito di valori, passando dall'uno all'altro quando l'errore tra variabile controllata e valore desiderato supera una certa soglia. La variabile da controllare viene quindi confrontata con il valore di setpoint impostato e, a seconda che esso sia o meno stato superato, viene chiuso un contatto in uscita (tipicamente a relé). La variabile di controllo non è pertanto di tipo analogico ma bensì di tipo on/off: il controllore sposta l'attuatore attraverso

due stadi in accordo alle misure del sensore. La presenza di rumore sulla misura e, di contro, la necessità di non commutare continuamente il contatto in uscita, rendono opportuno l'utilizzo di una certa isteresi.

Questa tecnica di controllo è la più semplice ed economica e viene utilizzata tipicamente quando sono necessarie prestazioni modeste del loop di regolazione. Il risultato del controllo on/off è una continua oscillazione della grandezza di interesse attorno al setpoint.

### 1.3 Il controllo Proporzionale Integrale Derivativo

Il controllo Proporzionale Integrale Derivativo (PID) si basa sull'idea di regolare una grandezza fisica sulla base dell'osservazione del suo valore azionando un organo di comando in modo proporzionale rispetto all'errore rilevato, tenendo in considerazione gli effetti precedentemente indotti e la tendenza attuale [5, 12, 66].

La formulazione dell'algoritmo PID è descritta dalla seguente equazione:

$$u(t) = K_p \cdot \left( e(t) + \frac{1}{T_i} \int e(t) dt + T_d \cdot \frac{de(t)}{dt} \right) + u(0)$$

dove  $u(t)$  è il valore della variabile di controllo al tempo  $t$ ,  $e(t)$  è il valore dell'errore al tempo  $t$  calcolato come differenza tra setpoint e valore assunto dalla variabile da controllare,  $u(0)$  è l'offset della variabile manipolata nel caso in cui l'errore  $e(t)$  sia nullo,  $K_p$  è il coefficiente di guadagno proporzionale,  $T_i$  è la costante di tempo dell'azione integrale e  $T_d$  è la costante di tempo dell'azione derivativa. La procedura che consente di determinare i valori appropriati dei parametri  $K_p$ ,  $T_i$  e  $T_d$  è definita taratura.

Come si può vedere, l'azione di controllo è data dalla somma di tre contributi: 1) azione proporzionale, 2) azione integrale e 3) azione derivativa.

L'azione proporzionale dipende linearmente dall'errore attraverso il coefficiente  $K_p$  ed è quindi la componente maggiormente sensibile al valore attuale dell'errore. Il valore che la grandezza manipolata deve assumere si calcola sulla base di una relazione lineare rispetto all'errore tra il setpoint impostato e il valore attuale della variabile controllata. Un valore elevato del coefficiente di guadagno proporzionale

comporta un'importante variazione del valore calcolato per la variabile manipolata anche in presenza di modesti valori assunti dall'errore; al contrario, un valore basso di  $K_p$  trasferisce sulla variabile di controllo variazioni contenute anche in presenza di errori rilevanti.

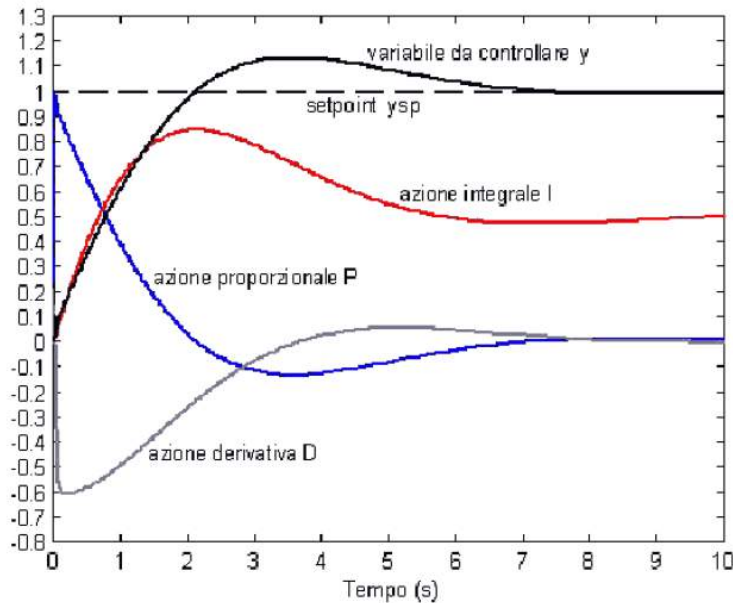
L'azione integrale varia linearmente con l'integrale dell'errore attraverso il rapporto tra i coefficienti  $K_p$  e  $T_i$ . Questa componente tiene in considerazione il comportamento avuto dall'errore in passato. Un valore basso di  $T_i$  conferisce maggiore importanza al comportamento passato dell'errore, mentre un valore elevato abbassa il peso dell'integrale e il valore che la variabile di controllo deve assumere viene a dipendere essenzialmente dal valore attuale dell'errore. L'azione correttiva viene determinata utilizzando l'area sottesa dalla curva che riporta lo scarto in funzione del tempo. La modalità integrale costituisce il miglior metodo di controllo che consente di eliminare lo scarto: in presenza di un errore infatti, continuerà ad effettuare cambiamenti fino all'eliminazione a regime. Nonostante ciò, quando l'azione di controllo include la parte integrale è necessario tenere in considerazione il fenomeno noto come windup: ciò accade quando l'uscita del controllore satura (ad esempio quando una valvola è completamente aperta o un motore funziona alla massima velocità) e si registra in particolar modo all'avviamento del processo. In questo caso il controllore opera indipendentemente dall'uscita del processo, come se fosse in anello aperto poiché l'attuatore è al suo limite massimo (o equivalentemente, minimo). L'errore  $e$  diminuisce più lentamente e il termine integrale diventa sempre più grande. Conseguentemente, anche quando il valore della variabile controllata raggiunge il setpoint, il controllore continua a saturare a causa dell'azione integrale e questo comporta generalmente grandi sovraelongazioni. Per questa ragione, i controllori commerciali che includono l'azione integrale prevedono l'implementazione di accorgimenti antiwindup (limite superiore al termine integrale).

Un ulteriore miglioramento dal punto di vista del controllo può essere raggiunto aggiungendo un termine derivativo che varia linearmente con la derivata dell'errore attraverso il prodotto tra i coefficienti  $K_p$  e  $T_d$ . Questo termine è in grado di tenere in considerazione la tendenza attuale dell'errore. Un valore di  $T_d$  elevato è inadeguato se l'errore non varia quasi linearmente per i successivi  $T_d$  secondi: è quindi necessario tarare  $T_d$  di ampiezza pari all'intervallo di tempo entro il quale non è lecito aspettarsi variazioni significative della tendenza dell'errore. L'azione derivativa è spesso tralasciata perché rende il controllore troppo sensibile: un



regolatore con azione derivativa, per esempio, subirebbe una brusca variazione impulsiva nel momento in cui il setpoint venisse variato anche minimamente a gradino. Questo aspetto rende sconsigliabile l'applicazione dell'azione derivativa in tutti i casi in cui l'attuatore fisico non deve essere sottoposto a sforzi eccessivi. Per ovviare a questo problema, si può filtrare il setpoint o, ancora meglio, applicare la componente derivativa direttamente sulla variabile di processo.

La Figura 1.3 rappresenta l'andamento delle tre componenti del controllore PID in funzione di quello tipico dell'errore.



**Figura 1.3.** Andamento delle tre componenti del controllore PID in funzione dell'errore [66].

La Tabella 1.1 riassume i comportamenti dei tre contributi proporzionale, integrale e derivativo al variare dell'errore.

Oltre al controllore PID completo appena presentato esistono diverse sottocategorie che derivano dal PID mediante delle semplificazioni: controllore Proporzionale (P), controllore Integrale (I), controllore Proporzionale Integrale (PI), controllore Proporzionale Derivativo (PD) e controllore Integrale Derivativo (ID). La forma

**Tabella 1.1. Andamento dei tre contributi proporzionale, integrale e derivativo al variare dell'errore [66].**

<b>Errore</b>	<b>Azione proporzionale</b>	<b>Azione integrale</b>	<b>Azione derivativa</b>
Costante	Costante	Aumenta linearmente	Nulla
Linearmente crescente	Linearmente crescente	Aumenta in modo parabolico	Costante positiva
Linearmente decrescente	Linearmente decrescente	Diminuisce in modo parabolico	Costante negativa
Costantemente nullo	Costantemente nulla	Costante	Nulla

più diffusa è rappresentata dal regolatore PI che prevede la combinazione tra l'azione proporzionale e quella integrale. Il controllo PI fornisce una risposta rapida ad un errore mediante un'azione proporzionale, consentendo inoltre di eliminare lentamente uno scarto mediante un'azione integrale. Il rapporto tra  $K_p$  e  $T_i$  dipenderà dalle dinamiche del ciclo di controllo. Per i cicli veloci dovrebbe essere aumentata l'azione di controllo integrale, per i cicli lenti dovrebbe essere usata un'azione proporzionale per evitare oscillazioni del processo.

Il metodo di controllo PD viene usato nei cicli di controllo nei quali le dinamiche del processo sono veloci. Poiché le dinamiche di processo dei trattamenti delle acque reflue sono relativamente lente, il metodo PD viene utilizzato raramente.

Nonostante vengano studiate in letteratura molte alternative per il controllo di sistemi dinamici lineari e non, i controllori PID sono i più applicati in ambito industriale; nella maggior parte dei casi addirittura le sue potenzialità non vengono pienamente sfruttate e ci si limita all'utilizzo di controllori PI in cui l'azione derivativa non è applicata.

Le ragioni principali che hanno portato al successo dei controllori PID sono rappresentate dalla buona efficacia nel controllo di una vasta gamma di processi industriali e alla possibilità di realizzazione attraverso differenti tecnologie. Inoltre, non sono necessarie conoscenze particolarmente approfondite del processo da controllare e i regolatori PID sono adeguati alle mediocri prestazioni dei diversi componenti presenti nel loop di controllo (sensori e attuatori), che inficerebbero

molto le prestazioni di algoritmi più raffinati.

L'algoritmo PID si applica al controllo di processo del primo o del secondo ordine con ritardo. Generalmente un controllore PI è sufficiente per processi del primo ordine, mentre l'azione derivativa viene utilizzata per sistemi del secondo ordine o per cercare di fornire il necessario anticipo di fase.

Una fase molto importante è costituita dalla taratura del controllore per la determinazione del corretto valore da assegnare ai parametri  $K_p$ ,  $T_i$  e  $T_d$ . Esistono molti metodi per effettuare la taratura (taratura basata sull'esperienza del processo, metodi analitici di Cohen-Coon e di Ziegler-Nichols) ma in generale è opportuno tenere in considerazione i seguenti aspetti [48]:

- se il guadagno proporzionale è troppo piccolo, l'azione di controllo diventa molto lenta;
- se il guadagno proporzionale è troppo grande, il controllore diventa molto sensibile ai disturbi e potrebbe contribuire all'instabilità del sistema, causando oscillazioni della variabile di processo di ampiezza sempre maggiore;
- se la costante di tempo dell'azione integrale è troppo piccola, il sistema di controllo potrebbe diventare instabile mentre se è troppo grande l'errore diventa nullo troppo lentamente;
- la costante di tempo dell'azione integrale dovrebbe essere maggiore rispetto alla tipica costante di tempo del processo che si vuole controllare in modo che l'errore tenda a zero gradualmente;
- l'incremento della costante di tempo dell'azione derivativa produce un effetto di smorzamento dell'errore ma se questa costante viene incrementata eccessivamente il controllore diventa troppo sensibile ai cambiamenti.

## 1.4 Strategie di controllo avanzate

Oltre ai classici controllori on/off o PID, sono stati negli anni sviluppati degli schemi di controllo costituiti da strutture più complesse realizzate con lo scopo di migliorare le prestazioni dell'intero sistema di regolazione e sfruttare al meglio tutte le informazioni a disposizione sul processo.

### 1.4.1 Il controllo in cascata

Il controllo in cascata [5, 66] è dato da un'architettura che prevede due ingressi e un'uscita costituita da due algoritmi annidati, nei quali cioè il primo fornisce il setpoint per il secondo. Generalmente l'anello esterno si dice primario mentre quello interno è il secondario. Questa architettura di controllo è utile quando il processo da controllare si può dividere in una parte lenta (esterna) e una veloce (interna) perché in questo modo si può progettare un controllore interno veloce capace di reagire bene ai disturbi, sgravando quindi il controllore esterno lento da questo compito. Le applicazioni tipiche dello schema in cascata sono quelle in cui si vogliono regolare processi affetti da ritardo di trasporto. La Figura 1.4 è una rappresentazione schematica di questa architettura di controllo.

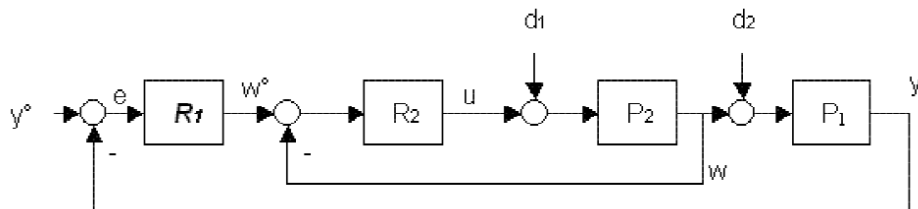


Figura 1.4. Rappresentazione schematica del controllo in cascata [66].

### 1.4.2 Il controllo predittivo

Il controllo predittivo [5, 66] è rappresentato non da una singola specifica strategia di controllo ma da un insieme di strategie che hanno in comune l'utilizzo esplicito del modello del processo per il calcolo della legge di controllo che minimizza una specifica funzione obiettivo. Il controllo predittivo è infatti anche noto come Model Predictive Control (MPC). Tra una strategia e l'altra varia la tipologia di modello del processo e la funzione obiettivo.

Il controllo predittivo è costituito essenzialmente da quattro elementi costitutivi:

- 1) un modello del processo ottenuto sperimentalmente, 2) un predittore cioè un'e-

quazione in grado di predire il comportamento del processo negli istanti futuri, 3) una traiettoria di riferimento e 4) una funzione obiettivo da minimizzare.

A partire da questi elementi, le fasi in cui si articola la strategia di controllo possono essere schematizzate in una prima fase in cui i futuri valori della variabile di controllo vengono determinati minimizzando una funzione obiettivo nella quale rientrano i futuri valori assunti dall'uscita del processo e una seconda fase in cui il segnale di controllo determinato viene applicato solo ad un determinato intervallo di campionamento perché all'istante successivo viene ripetuta la prima fase.

In Figura 1.5 è riportato lo schema concettuale del controllo predittivo.

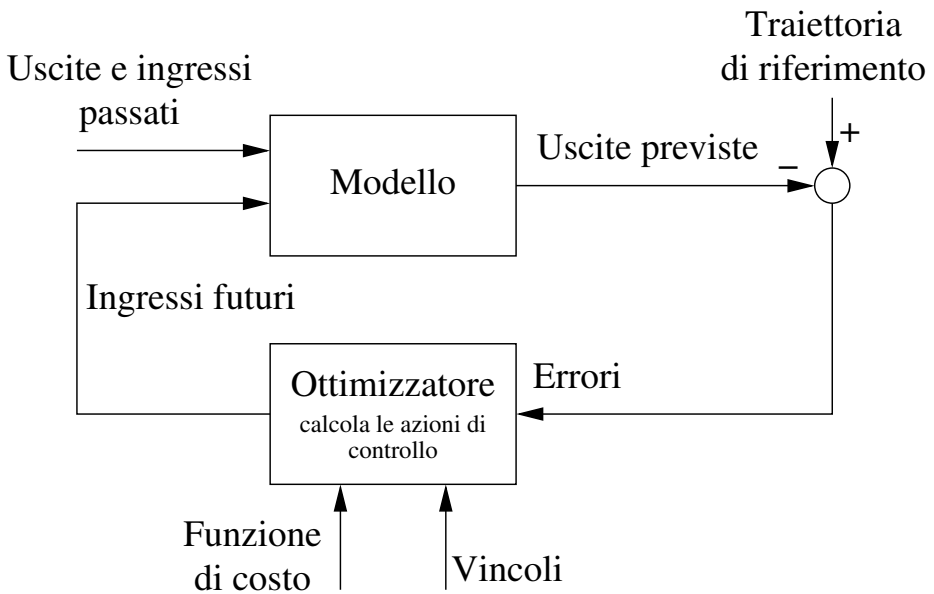


Figura 1.5. Schema concettuale del controllo predittivo [66].

Nei casi più semplici si possono utilizzare essenzialmente tre tipologie di modelli: 1) modelli FIR (Finite-Impulse Response) che si basano sulla risposta all'impulso del processo, 2) modelli FSR (Finite Step Response) che si basano sulla risposta a scalino del processo e 3) funzioni di trasferimento in cui il processo viene descritto tramite equazioni alle differenze. I primi due tipi di modelli sono facilmente ottenibili e intuitivi ma possono essere applicati solo a sistemi stabili, mentre il terzo

può descrivere anche processi instabili e richiede un basso numero di parametri. Al contrario però è necessaria una buona conoscenza preliminare del processo oppure la realizzazione di complessi esperimenti di identificazione. Più complesso è il caso in cui il processo viene rappresentato nello spazio degli stati e si aggiunge una descrizione dei disturbi che influiscono sul processo.

Come già anticipato, il controllo predittivo basato su modello consente di sfruttare la conoscenza dell'intera traiettoria di riferimento: in questo modo, quando è necessario compiere una transizione tra un valore di riferimento e un altro, è possibile generare una traiettoria più realistica che tenga in considerazione anche il valore corrente dell'uscita piuttosto che una variazione a scalino.

In generale, la funzione obiettivo tende a minimizzare l'errore di inseguimento penalizzando opportunamente l'energia di controllo impiegata. Nel caso in cui i limiti presenti sulla variabile di controllo non vengano considerati, il problema della minimizzazione della funzione obiettivo che porta alla determinazione dei valori della variabile di controllo da applicare negli istanti successivi si risolve in forma chiusa; in caso contrario, si traduce in un problema di programmazione lineare.

I principali vantaggi del controllo predittivo riguardano il fatto che esso si basa su concetti intuitivi ed è quindi facilmente comprensibile da personale non altamente specializzato, permette di trattare una vasta gamma di processi, di includere i ritardi e i limiti presenti sui segnali del sistema.

### 1.4.3 Logica Fuzzy

I processi che caratterizzano gli impianti di trattamento delle acque reflue sono generalmente complessi e non lineari; per questa ragione è difficile ottenere buone prestazioni utilizzando controllori di tipo lineare come i PID. Sono quindi studiate in letteratura strategie di controllo non convenzionali tra le quali vi sono quelle basate sulla logica fuzzy [23]. La logica fuzzy permette un'intuitiva rappresentazione della conoscenza pratica propria degli esperti del settore. I parametri che definiscono i controllori fuzzy hanno infatti una chiara corrispondenza con il processo fisico e possono essere, per questo motivo, valutati anche da un operatore senza una specifica conoscenza della teoria dei controlli.

Nella logica tradizionale (booleana) un elemento o appartiene del tutto o non

appartiene ad un insieme. La logica fuzzy (sfumata) invece prevede il superamento del principio di non contraddizione (ogni elemento  $x$  che appartenga all'insieme  $S$  non può contemporaneamente appartenere anche a non- $S$ ) e di quello del terzo escluso (l'unione di un insieme  $S$  e del suo complemento non- $S$  costituisce l'universo del discorso). Infatti, secondo la logica fuzzy ogni oggetto può appartenere a più di un insieme con grado di verità variabile in modo continuo tra zero (completa esclusione) e uno (completa appartenenza).

Un insieme fuzzy è definito nell'universo del discorso ed è un insieme dai limiti non netti. Questi insiemi rappresentano i possibili valori che possono essere assunti da una variabile linguistica. Un insieme fuzzy  $A$  nell'universo  $U$  è un insieme di coppie ordinate di un generico elemento  $u$  e del suo grado di appartenenza  $\mu A(u)$ . Il grado di appartenenza ad un insieme fuzzy è denominato membership. La funzione di appartenenza mappa i valori reali in ingresso in valori numerici appartenenti all'intervallo  $[0, 1]$ . La membership non è una probabilità: quando si ragiona in termini di probabilità si effettua una misura della frequenza statistica di un certo evento; quando invece si parla di grado di appartenenza si ha la misura di un evento deterministico ma ambiguo.

Le funzioni di appartenenza possono avere diverse forme (a triangolo, a trapezio, gaussiane o logistiche) ed essere parzialmente sovrapposte.

Le operazioni elementari che possono essere effettuate sugli insiemi fuzzy sono le seguenti:

- complemento (not): sia  $A$  un insieme fuzzy nell'universo  $X$  e  $\mu A(x)$  la sua funzione di appartenenza; il suo complementare è un insieme  $A'$  con funzione di appartenenza  $1-\mu A(x)$ ;
- unione (or): siano  $A$  e  $B$  due insiemi fuzzy nell'universo  $X$ , la loro unione è un insieme  $C = A \cup B$  la cui funzione di appartenenza può essere definita nei seguenti due modi:  $\mu C(x) = \max[\mu A(x), \mu B(x)]$  oppure  $\mu C(x) = \mu A(x) \cdot \mu B(x)$ ;
- intersezione (and): siano  $A$  e  $B$  due insiemi fuzzy nell'universo  $X$ , la loro intersezione è un insieme  $C = A \cap B$  la cui funzione di appartenenza è data da  $\mu C(x) = \min[\mu A(x), \mu B(x)]$ .

Le regole fuzzy hanno lo scopo di mettere in relazione linguistica due o più grandezze fisiche. Se l'ingresso appartiene con diverso grado di verità a più insiemi vengono attivate in modo diverso più regole, magari con conclusioni anche contrastanti. Inoltre la parziale sovrapposizione, tipica degli ingressi fuzzy, porta normalmente proprio all'attivazione di più regole. Ogni regola è costituita da una premessa P, che può essere formata da più antecedenti ( $A_i$ ) legati da connettivi logici, e da una conclusione C, anch'esse costituita da più conseguenti ( $B_i$ ). La generica forma di una regola appare la seguente: IF  $A_1$  and ( $A_2$  or  $A_3$ ) THEN  $B_1$  and/or  $B_2$ . Una regola è attiva se il grado di appartenenza relativo all'antecedente di quella stessa regola è diverso da zero. Le regole fuzzy vengono verificate tutte contemporaneamente.

Il processo attraverso il quale si traduce in termini linguistici il valore di una variabile fisica di interesse e si valuta con quale grado di verità a quella variabile può essere associato un particolare attributo linguistico si dice fuzzificazione. Durante questa fase si attivano gli insiemi fuzzy in funzione del valore assunto dalla variabili di ingresso, corrispondente ad una determinata membership. L'associazione input-output consiste nell'attivazione degli insiemi in uscita in funzione delle regole applicabili e degli insiemi in ingresso già attivati. Successivamente si combinano le diverse funzioni di appartenenza per ricavare un unico valore di uscita. Il risultato è quindi un'unica funzione di appartenenza per la variabile di uscita. Attraverso un processo di defuzzificazione è poi possibile tradurre il valore fuzzy di una variabile in un valore ben preciso (crisp).

L'architettura di un sistema fuzzy è rappresentata nella Figura 1.6.



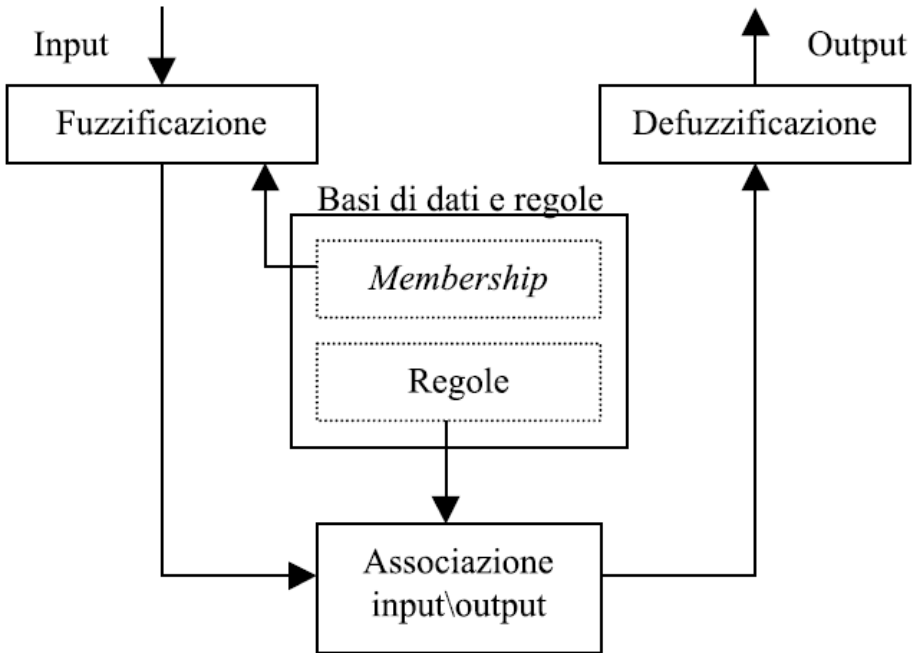


Figura 1.6. Architettura di un sistema fuzzy [23].

## 1.5 Sensori e attuatori

Le prestazioni di un sistema di controllo non dipendono esclusivamente dal regolatore ma anche dai sensori e dagli attuatori [5] presenti nel ciclo di regolazione che hanno rispettivamente il compito di rilevare lo stato attuale di una grandezza e tradurre l'azione di controllo in un'azione fisica sul sistema.

È possibile classificare gli strumenti di misura in base a quattro principali caratteristiche:

1. modalità di lettura dei sensori: discreta o analogica (a tempo continuo o a tempo discreto);
2. metodo di campionamento: sensori puntuali e sensori distribuiti;

### 3. metodo di misura: diretto, indiretto o inferenziale.

Le informazioni ottenute tramite l'utilizzo dei sensori sono elaborate e convertite in segnali digitali dai trasmettitori.

I principali parametri che caratterizzano la funzionalità e le prestazioni dei sensori sono i seguenti:

- accuratezza: massimo scostamento tra la misura fornita dal sensore e il valore reale della grandezza fisica misurata;
- precisione: esprime la ripetibilità delle misure dello stesso valore fisico nelle medesime condizioni operative ed è indice dell'evenienza di errori casuali;
- intervallo di misura;
- rangeability: rapporto tra il massimo e il minimo valore per il quale sono validi i dati di accuratezza e precisione;
- limite di rilevabilità: il più basso valore che può essere misurato;
- limite di quantificazione: il più basso valore di un parametro che può essere misurato con un'accettabile livello di accuratezza e precisione;
- capacità di gestire condizioni al di fuori del range di misura senza incorrere in danneggiamenti;
- sensibilità: rapporto tra una variazione della misura fornita dal sensore e la corrispondente variazione del valore reale della grandezza fisica;
- risoluzione massima: la più piccola variazione della grandezza fisica in grado di produrre una variazione della misura fornita dal sensore;
- capacità di smorzare il rumore del segnale: i segnali rumorosi devono essere filtrati in modo da non inficiare le performance del sistema di controllo. Per questa ragione molti sensori hanno un filtro interno incorporato;
- caratteristica statica: relazione che esprime la misura fornita dal sensore in funzione del valore reale della grandezza fisica;

- caratteristica dinamica: funzione di trasferimento che lega il valore della grandezza fisica alla misura fornita dal sensore.

Diversi sensori sono comunemente utilizzati per il monitoraggio dei parametri nei processi di trattamento delle acque reflue. Si utilizzano tipicamente sensori di portata, livello, pressione, pH, potenziale di ossido-riduzione, temperatura, conducibilità ossigeno disciolto (OD), nutrienti (forme azotate, BOD, COD, TOC, fosforo totale e ortofosfato), cloro residuo, solidi sospesi totali e torbidità. La Tabella 1.2 riassume le diverse metodologie di misura a disposizione per la determinazione dei parametri che vengono tipicamente monitorati negli impianti di trattamento delle acque reflue [5].

I misuratori di ossigeno disciolto, insieme a quelli di portata, sono tra i sensori più diffusi presso gli impianti. La prima determinazione della concentrazione di ossigeno disciolto risale al 1888 ed era a quel tempo effettuata con metodo colorimetrico per titolazione con tiosolfato ( $S_2O_3^{2-}$ ) e iodio ( $I_2$ ): il quantitativo di ossigeno disciolto è proporzionale a quello di  $S_4O_6^{2-}$  che si genera e viene determinato riducendo  $I_2$  a  $I^-$ . Successivamente è stato sviluppato un metodo di misurazione dell'ossigeno disciolto basato sulla determinazione potenziometrica dello ione  $I^-$  prodotto. Nel 1954 presso il Water Research Centre a Stevenage (Regno Unito) alcuni studi prevedevano la rilevazione della concentrazione di ossigeno disciolto sulla base dell'utilizzo di un colorimetro semi-continuo in combinazione con il metodo di Winkler. Inoltre, già nei primi anni '80 erano diffusi sensori elettrochimici per la rilevazione della concentrazione di OD, protetti da una membrana plastica permeabile all'ossigeno che serve come barriera protettiva contro le impurità. Attualmente, anche se la strumentazione più diffusa è quella elettrochimica basata su celle galvaniche, sta aumentando sempre più l'applicazione di sensori a luminescenza che hanno il vantaggio di non utilizzare reattivi chimici, di essere sensori robusti non sensibili alle interferenze di altri composti quali  $H_2S$ ,  $CO_2$  e  $N-NH_x$  e di avere un tempo di risposta più veloce. Questi sensori inoltre sono molto affidabili, non richiedono un elevato grado di manutenzione e hanno una vita attesa piuttosto lunga. Nei primi anni 2000 hanno iniziato a diffondersi i sensori per l'analisi della concentrazione dei nutrienti che prevedono l'utilizzo di sonde con elettrodi a membrana ionoselettivi per l'ammoniaca e sonde a UV per nitrati e nitriti. Per quanto riguarda i parametri biologici la strumentazione on-line disponibile è più ridotta e gli analizzatori più diffusi sono i respirometri. Nei digestori anaerobici si

misurano abitualmente la produzione e la qualità del biogas, il contenuto di acidi volatili, la temperatura, l'alcalinità e il carbonio organico totale (TOC). Infine, sono abbastanza diffusi anche sensori per il monitoraggio dell'altezza dell'interfaccia surnatante-fango nei sedimentatori [10].

Allo stato attuale, la sensoristica e la strumentazione non rappresentano il punto debole nell'applicazione dei controlli automatici agli impianti di depurazione anche grazie al fatto che negli anni sono stati formulati diversi protocolli standard per la valutazione delle prestazioni dei sensori (ISO15839:2003). Nonostante ciò, è necessario tenere in considerazione il fatto che il controllo della qualità dei dati acquisiti è di fondamentale importanza.

Come i sensori, anche gli attuatori rappresentano un elemento importante all'interno dell'intero ciclo di regolazione. Essi infatti rappresentano gli organi di comando attraverso i quali l'azione di controllo viene messa in pratica agendo sulla variabile manipolata. La possibilità di regolare gli attuatori in maniera continua, ad esempio utilizzando pompe a velocità variabile invece che on/off, consente di ottenere un miglior grado di controllo automatico.

Nel campo degli impianti di trattamento delle acque reflue gli attuatori sono essenzialmente costituiti da valvole, pompe, aeratori, miscelatori, motori elettrici e relativi azionamenti.

Come noto, le valvole servono per regolare il flusso attraverso una tubazione. Esistono molte tipologie di valvole con differenti caratteristiche; quelle che generalmente vengono utilizzate negli impianti di trattamento delle acque reflue sono le valvole a globo, le elettrovalvole, le valvole a sfera, a membrana, a farfalla e a saracinesca. Gli azionamenti delle valvole possono essere diversi: solenoide, motore elettrico, azionamento pneumatico o idraulico.

Per quanto riguarda le pompe utilizzate nel campo delle acque reflue si possono distinguere essenzialmente tre tipologie: pompe volumetriche (a ingranaggi, a lobi, a vite, a pistone e a membrana), fluidodinamiche o idrauliche (centrifughe, a elica, turbine) e pompe con air-lift. Le soffianti (volumetriche o centrifughe) vengono utilizzate per la fornitura di aria nel comparto biologico dell'impianto di depurazione; sempre in questa fase sono presenti anche gli aeratori meccanici e i miscelatori.

Infine, i motori in uso presso gli impianti di trattamento delle acque reflue sono

essenzialmente motori a corrente alternata.

**Tabella 1.2. Metodologie di misura a disposizione per il monitoraggio dei principali parametri nell'ambito del trattamento delle acque reflue.**

<b>Parametri</b>	<b>Metodologia di misura</b>
Portata	sensori elettromagnetici, a ultrasuoni, stamazzi strumentati, misuratori di pressione differenziale, sensori meccanici, rotametri, misuratori del flusso di massa
Livello	misuratore di livello capacitivo, misuratori di pressione differenziale, sensori a ultrasuoni, a microonde
Pressione	misuratori di pressione differenziale
Temperatura	termocoppie, sensori resistivi
Ossigeno disciolto	misuratori a celle galvaniche, sensori elettrochimici di Clark o di Ross, sensori a luminescenza
Cloro residuo	sensori colorimetrici, amperometrici
pH	transistor, voltmetro
Potenziale di ossido-riduzione (ORP)	voltmetro
Conducibilità	sensori resistivi
Ammoniaca	elettrodi a membrana, sensori colorimetrici
Nitrati e nitriti	sensori a ultravioletti, elettrodi a membrana, sensori colorimetrici
Ortofosfato e fosforo totale	sensori colorimetrici
Carbonio organico totale (TOC)	combustione termica, ossidazione UV, ossidazione a umido supercritica, ossidazione avanzata in due stadi, adsorbimento con raggi UV
BOD	bioreattori con misuratore della concentrazione di ossigeno disciolto
COD	sensori colorimetrici, ossidazione elettrochimica o termica
Solidi sospesi totali (SST)	sensori a infrarossi, analizzatori a microonde
Torbidità	sensori a infrarossi, torbidimetri a luce bianca con lampada al tungsteno come fonte di luce

## Capitolo 2

# Possibilità teoriche per l'applicazione dei controlli automatici negli impianti di depurazione: analisi della letteratura scientifica

Negli ultimi decenni, la necessità di soddisfare requisiti normativi allo scarico sempre più severi e di minimizzare i costi ha portato ad un incremento dell'implementazione di strategie di controllo automatico negli impianti di trattamento delle acque reflue. Oltre a queste ragioni, lo sviluppo di sensori e analizzatori on-line più affidabili ed economici, parallelamente alla diffusione di attuatori dotati di maggiore flessibilità e all'incremento della capacità computazionale e di acquisizione di dati (Supervisory Control And Data Acquisition - SCADA) hanno facilitato la diffusione dei controlli automatici nel settore delle acque reflue.

Il capitolo ha lo scopo di presentare un'analisi della letteratura scientifica relativamente alle differenti strategie di controllo in fase di studio per i principali processi presenti presso gli impianti di trattamento delle acque reflue. A questo scopo vengono quindi descritte le azioni di controllo esaminate in letteratura suddivise per comparto e/o parametro che si vuole controllare. Infatti, nonostante sia chiaro da anni che sarebbe più corretto parlare di controllo integrato su tutto

l'impianto (plant-wide control), la maggior parte degli studi è ancora oggi volta all'ottimizzazione di singole strategie di controllo.

## 2.1 Stazione di sollevamento

Il pompaggio di liquame può avvenire in diversi punti dell'impianto di trattamento delle acque reflue: infatti, generalmente è presente una stazione di sollevamento ad inizio impianto e possono poi essere installate ulteriori sezioni di pompaggio per l'alimentazione del liquame a specifici trattamenti.

### 2.1.1 Variabili controllate e variabili manipolate

Le variabili di processo sono costituite dal livello del liquame nel pozzetto di sollevamento, dalla portata sollevata e dalla pressione in mandata. Le variabili manipolate sono generalmente la modalità di funzionamento delle pompe (on/off o a velocità variabile) e la posizione delle valvole [5].

### 2.1.2 Strategie di controllo

Nel caso si utilizzino pompe a velocità costante, la stazione di sollevamento viene controllata sulla base del livello del liquame all'interno del pozzetto. Sono generalmente presenti diverse pompe che si attivano gradualmente in split range in funzione del livello raggiunto dal liquame nel pozzetto. Ad ogni pompa corrisponde un intervallo di funzionamento e un valore di livello di setpoint per l'accensione e per lo spegnimento. Per ottimizzare il funzionamento, gli intervalli delle singole pompe si sovrappongono parzialmente e devono essere tali da garantire che la pompa sia in funzione/ferma per un arco di tempo sufficiente per evitarne un'eccessiva usura. Se vengono utilizzate pompe a velocità variabile, il livello del liquame nel pozzetto può essere regolato più precisamente grazie alla possibilità di modulare in modo continuo la velocità delle pompe stesse. Nel caso in cui siano presenti più pompe a velocità variabile, tutte le pompe funzionanti vengono tipicamente regolate mantenendo lo stesso setpoint di velocità.



Se la stazione di pompaggio ha la funzione di alimentare un trattamento che funziona a portata costante, la variabile controllata è la portata sollevata (o la pressione in mandata): se la portata sollevata è maggiore del setpoint viene ridotta la velocità di funzionamento delle pompe che, al contrario, viene aumentata nel caso in cui la portata sollevata sia inferiore rispetto al valore di riferimento.

Se le pompe hanno la funzione di suddividere la portata in più flussi con l'utilizzo di valvole o saracinesche, si controlla la portata che fluisce in una determinata tubazione andando a variare il grado di apertura degli organi manipolabili (valvole o saracinesche) [5].

## 2.2 Pre-trattamenti: grigliatura e dissabbiatura

Le sezioni di grigliatura e dissabbiatura sono generalmente presenti presso gli impianti di depurazione con lo scopo di eliminare il materiale grossolano e le sabbie che arrivano all'impianto tramite la fognatura.

### 2.2.1 Variabili controllate e variabili manipolate

Per la grigliatura le variabili che generalmente vengono controllate sono la velocità e il livello del liquame nel canale di grigliatura e il grado di pulizia delle griglie, mentre per la dissabbiatura si controlla la portata alimentata, l'aria fornita e il sistema di trasporto della sabbia.

Le variabili manipolate per la grigliatura sono il grado di apertura della saracinesca nel canale e l'azionamento (temporizzato o sulla base delle perdite di carico monte/valle) del sistema di pulizia. Per la dissabbiatura è possibile agire sulla saracinesca posizionata nel canale di alimentazione del comparto, sul sistema di trasporto delle sabbie e sulle valvole per la fornitura di aria nel caso di dissabbiatori aerati [5].

## 2.2.2 Strategie di controllo

Una strategia per il controllo della fase di grigliatura consiste nella regolazione del grado di apertura della saracinesca posizionata sul canale di alimentazione della griglia al fine di mantenere la velocità del liquame nel canale nel range 0,4-0,9 m/s, in modo da evitare da un lato la sedimentazione del materiale nel caso di velocità troppo bassa e dall'altro il trascinarsi attraverso le sbarre della griglia nel caso di velocità troppo elevata. Parallelamente, viene generalmente operata un'azione di controllo sulla pulizia della griglia. Possono essere utilizzati due differenti approcci: nel primo caso il sistema di pulizia viene temporizzato e quindi si attiva a intervalli regolari; nel secondo caso si misura la differenza di livello tra monte e valle della griglia e quando la perdita di carico supera uno specifico valore di riferimento si attiva il ciclo di rimozione del materiale depositato sulla griglia.

Per quanto riguarda la dissabbiatura, da un lato si controlla la portata trattata dal comparto regolando il grado di apertura della saracinesca nel canale di alimentazione, mentre dall'altro si interviene sulla percentuale di apertura delle valvole per la fornitura di aria in modo da mantenere la portata di aria all'interno di uno specifico range che consenta di evitare la sedimentazione del materiale sabbioso che si vuole rimuovere. Infine, generalmente è prevista la regolazione temporizzata del sistema di estrazione e rimozione delle sabbie [5].

## 2.3 Sedimentazione primaria

Come noto, la sedimentazione primaria consente la separazione per gravità di solidi sospesi sedimentabili e comporta la produzione di fango primario che viene estratto dal sedimentatore e mandato alla linea fanghi per successivi trattamenti. Attraverso un meccanismo superficiale inoltre, nel sedimentatore primario vengono rimosse le schiume eventualmente formatesi.

### 2.3.1 Variabili controllate e variabili manipolate

Le variabili controllate sono rappresentate dal livello del fango all'interno del sedimentatore, dal sistema di estrazione del fango sedimentato e da quello di rimozione delle schiume. Generalmente le variabili manipolate sono costituite dalla posizione delle valvole situate nella tubazione di estrazione del fango e dal funzionamento delle pompe adibite rispettivamente all'estrazione del fango e delle schiume [5].

### 2.3.2 Strategie di controllo

Il sistema di estrazione del fango può essere regolato in modo temporizzato oppure è possibile agire sulla velocità di funzionamento della pompa di estrazione o sulla durata delle fasi di accensione/spegnimento utilizzando come variabile controllata il livello del fango all'interno del sedimentatore per il quale si stabilisce un valore di riferimento.

Per quanto concerne il sistema di rimozione delle schiume, esistono dei raccoglitori mobili che vengono messi in rotazione e abbassati al di sotto del pelo libero del sedimentatore per favorire la raccolta delle schiume in funzione della posizione relativa del sistema di convogliamento superficiale. Inoltre, le schiume vengono allontanate dal pozzetto di raccolta attraverso l'utilizzo di pompe che vengono azionate in funzione del livello raggiunto dalla schiuma all'interno del pozzetto [5].

## 2.4 Processo biologico a fanghi attivi

Il processo biologico a fanghi attivi costituisce nella maggior parte dei casi la sezione principale dell'impianto, all'interno della quale avvengono i processi rimozione dell'azoto (nitrificazione e denitrificazione) e della sostanza organica. Poiché i batteri responsabili del processo di nitrificazione e ossidazione della sostanza organica sono aerobici, il comparto biologico prevede una sezione aerata. Il controllo del sistema di fornitura dell'aria è quindi molto importante.

## 2.4.1 Fornitura di aria

La fornitura di aria viene effettuata mediante l'utilizzo di compressori che lavorano con un funzionamento di tipo on/off oppure con inverter. Nel secondo caso è possibile far variare la tensione e la frequenza della corrente alternata in uscita rispetto a quella in entrata modificando la velocità di rotazione della girante del compressore.

La fase di aerazione è fondamentale per garantire la concentrazione di ossigeno disciolto necessaria per la rimozione della sostanza organica e la nitrificazione da parte dei batteri aerobici. Esistono essenzialmente due modi per influenzare la capacità di nitrificazione applicando strategie di controllo automatico per variare la concentrazione di ossigeno disciolto in vasca: infatti, è possibile intervenire sull'intensità dell'aerazione o sulla variazione del volume aerato. Oltre alla concentrazione di OD, altri fattori che influenzano il tasso di nitrificazione sono la presenza di substrato inorganico, l'età del fango, la temperatura, il pH, la presenza di sostanze inibenti o tossiche. Inoltre, il ricircolo dei fanghi e dei nitrati, l'estrazione dei fanghi di supero e il dosaggio del carbonio esterno per la denitrificazione hanno un impatto sull'efficienza del processo di nitrificazione e possono quindi avere un ruolo negli algoritmi di controllo per la regolazione della concentrazione di OD in vasca.

La fornitura di aria avviene generalmente ad opera di compressori che devono essere selezionati tenendo in considerazione il fatto che la richiesta di aria varia nell'arco della giornata, della settimana e dell'anno così come dalla sezione di ingresso a quella di uscita della vasca. È quindi molto importante che il sistema sia flessibile in modo da far fronte alle elevate variazioni di carico previste. L'aria fornita dai compressori passa attraverso una valvola prima di diffondersi all'interno del bacino di aerazione: esiste una relazione tra la portata di aria richiesta e la posizione in cui la valvola si deve trovare per consentire il passaggio della suddetta portata.

Il processo include alcune non linearità che riguardano i seguenti aspetti [3]:

- la relazione tra il grado di apertura delle valvole e la portata di aria transiente;
- l'efficienza di trasferimento dell'ossigeno diminuisce all'aumentare della por-

tata di aria;

- un aumento del coefficiente di trasferimento dell'ossigeno ( $K_L a$ ) produce un aumento della concentrazione di OD minore per concentrazioni maggiori poiché ci si avvicina alla saturazione;
- il tasso di crescita dei batteri nitrificanti dipende dalla concentrazione di ossigeno disciolto in vasca, come descritto dall'equazione di Monod. Per basse concentrazioni di OD il tasso di crescita aumenta in modo pressoché lineare all'aumentare della concentrazione; al contrario, l'effetto dell'incremento di concentrazione sulla crescita dei batteri è minore per concentrazioni elevate, quando ci si avvicina al massimo tasso di crescita.

Il controllo della fornitura di aria rappresenta un aspetto cruciale nella gestione di un impianto di trattamento delle acque reflue poiché questo processo costituisce il 50-60% dei consumi energetici totali degli impianti [13, 21]. In letteratura si riportano anche casi in cui i consumi correlati alla fase di aerazione raggiungono il 75% dei consumi totali [55].

#### **2.4.1.1 Variabili controllate e variabili manipolate**

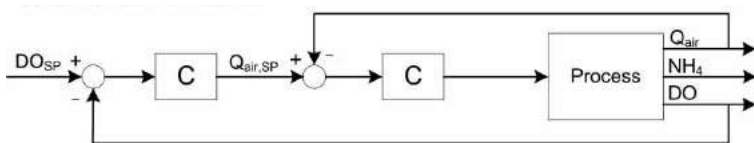
Nei sistemi tradizionali la fornitura d'aria è regolata utilizzando come variabile controllata la concentrazione di ossigeno disciolto nel comparto di nitrificazione/ossidazione. I sistemi avanzati prevedono invece l'impiego di un maggior numero di variabili controllate e in particolare, oltre all'ossigeno disciolto si utilizza generalmente la concentrazione di ammoniaca in ingresso o in uscita, la portata trattata e il potenziale redox. Le variabili manipolate sono costituite dalla regolazione del funzionamento dei compressori o della posizione delle valvole.

#### **2.4.1.2 Strategie di controllo**

Nei sistemi tradizionali le logiche di controllo utilizzate sono essenzialmente due: on/off e proporzionale-integrale (PI) [3, 10, 47, 48, 68]. In entrambi i casi si misura la concentrazione di ossigeno disciolto in vasca e la si confronta con il valore di setpoint fisso impostato.

Nel caso di controllo on/off, se la concentrazione di OD misurato nella vasca è maggiore del setpoint, si spegne il compressore; al contrario, se la concentrazione di OD è minore del setpoint, si accende il compressore. Si tratta di un metodo di controllo semplice ma non ottimale poiché l'accensione o lo spegnimento di un compressore causano una brusca variazione della concentrazione di ossigeno disciolto, che quindi continua ad oscillare attorno al valore di setpoint.

Con il controllo PI, invece, se la concentrazione di OD è maggiore del setpoint, si riduce attraverso l'inverter la rotazione della girante del compressore (oppure si chiude la valvola che regola la quantità di aria che viene immessa nel reattore). Al contrario, la rotazione viene incrementata (oppure viene aperta la valvola che regola la quantità di aria che è immessa nel reattore) nel caso in cui la concentrazione misurata sia inferiore al valore di riferimento. È inoltre possibile implementare un controllore PI con un guadagno variabile che viene ricalcolato ad ogni passo per minimizzare l'errore tra la concentrazione di ossigeno disciolto misurata e il corrispondente valore di riferimento [25, 47]. Ciò permette una regolazione più accurata dell'ossigeno disciolto in vasca. Questa seconda strategia di controllo prevede generalmente l'applicazione di due controllori in cascata (Figura 2.1): il controllore esterno (generalmente del tipo PI) fornisce in uscita il setpoint della portata di aria calcolato confrontando la misura della concentrazione di ossigeno disciolto con il corrispondente valore di riferimento; il controllore interno (può essere anche solo un controllore proporzionale) confronta la portata di aria effettivamente fornita con il setpoint calcolato dal controllore esterno e regola di conseguenza la rotazione della girante del compressore [3, 10, 48].



**Figura 2.1.** Rappresentazione di uno schema di controllo in cascata con setpoint dell'ossigeno disciolto costante (feedback) [3].

Alcuni studi che descrivono i risultati dell'applicazione del controllo in cascata per la regolazione della fornitura di aria in impianti di depurazione nel nord Europa [56, 65], riportano risparmi di portata dal 15 al 26% e un risparmio medio di energia del 27% [38].

Questi due sistemi di controllo sono quelli più largamente utilizzati all'interno degli impianti di depurazione: in particolare, il controllo on/off trova maggior impiego in impianti piccoli, mentre il controllo PI è maggiormente utilizzato in impianti medio-grandi, dove la regolazione ottimale dell'ossigeno consente di ottenere un maggior risparmio in termini di consumi energetici, e quindi costi, per il gestore.

I principali vantaggi dei sistemi tradizionali sono imputabili alla semplicità e affidabilità del sistema di controllo e alla presenza di un unico parametro controllato. Al contrario però, il principale svantaggio, è legato all'utilizzo di un setpoint fisso che non risulta quindi legato ad alcuna variabile del processo in atto e cioè all'effettiva richiesta di ossigeno da parte dei batteri aerobici. Ciò può portare a due casi estremi: 1) nel caso in cui si verifichi un incremento del carico di azoto ammoniacale in ingresso, i batteri necessiterebbero di una maggior concentrazione di ossigeno disciolto rispetto a quella impostata come valore di riferimento, con conseguente diminuzione delle rese depurative e possibili violazioni dei limiti allo scarico; 2) nel caso opposto (riduzione del carico di azoto ammoniacale in ingresso), i batteri avrebbero bisogno di meno ossigeno rispetto al setpoint impostato e l'ossigeno fornito sarebbe in eccesso rispetto a quello necessario determinando così un inutile consumo di energia e, in ultimo, maggior costo.

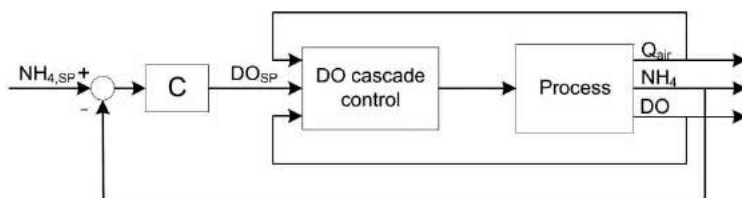
Per queste ragioni in letteratura vengono studiate alcune strategie di controllo innovative in cui il setpoint dell'ossigeno disciolto non è fisso ma è correlato alle variabili di processo [3, 10, 38, 47, 48]. In generale, la variabile più comunemente utilizzata è la concentrazione di ammoniaca in uscita. La logica di base applicata è la seguente: se l'ammoniaca in uscita è bassa, il setpoint viene ridotto; se l'ammoniaca in uscita è alta, il setpoint viene incrementato. Risultati descritti in letteratura riportano risparmi energetici del 10-20% ottenuti grazie all'applicazione di strategie di controllo con setpoint di OD variabile [3, 38].

I primi due sistemi di controllo avanzati studiati utilizzano come parametri controllati l'ossigeno disciolto in vasca e l'azoto ammoniacale in uscita.

Il primo sistema è costituito da un controllo proporzionale-integrale in cascata [2, 3, 61] che utilizza due controlli feedback per la regolazione della fornitura d'aria (Figura 2.2). Il controllore PI primario calcola il setpoint variabile di ossigeno disciolto, mentre quello secondario regola la fornitura di aria.

Il primo controllore riceve in ingresso la misura della concentrazione di azoto am-

moniacale nell'effluente e la confronta con il valore di setpoint impostato. Se la misura risulta superiore al setpoint, allora il controllore fornisce in uscita un valore di setpoint dell'ossigeno disciolto maggiore di quello calcolato al passo precedente. Al contrario, se la misura di ammoniaca in uscita risulta inferiore al setpoint, il controllore fornisce in uscita un valore di setpoint dell'ossigeno disciolto minore del precedente. Il setpoint di ossigeno disciolto viene fornito in ingresso al secondo controllore che lo confronta con il valore di ossigeno disciolto misura in vasca. A seconda che l'OD sia maggiore o minore del setpoint, il secondo controllore invierà il comando all'attuatore di ridurre o aumentare, rispettivamente, la portata di aria.



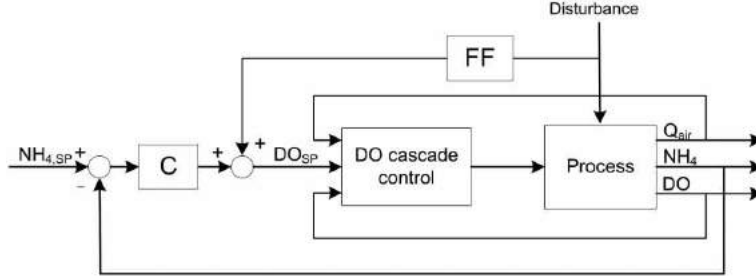
**Figura 2.2.** Rappresentazione di uno schema di controllo in cascata con setpoint dell'ossigeno disciolto variabile in funzione della concentrazione di ammoniaca nell'effluente (feedback) [3].

Il secondo sistema è costituito da un controllore esterno fuzzy e un controllore interno che combina il controllo MPC con quello feedforward [58]. Il primo controllore riceve in ingresso la misura della concentrazione di azoto ammoniacale nell'effluente e la confronta con il valore di setpoint impostato. In base al risultato del confronto, il controllore fuzzy fornisce in uscita il setpoint di ossigeno disciolto da mantenere in vasca. Il controllore MPC e feedforward stabilisce il valore del coefficiente di trasferimento dell'ossigeno sulla base della misura di portata influente e concentrazione di OD misurata in vasca.

In letteratura, sono inoltre studiati alcuni sistemi avanzati che utilizzano un maggior numero di variabili controllate. In questi casi, sono necessari più sensori disposti in diversi punti dell'impianto, generalmente in ingresso, in uscita e nella vasca di nitrificazione/ossidazione. Le grandezze controllate nelle strategie di controllo analizzate sono le seguenti: ossigeno disciolto in vasca, azoto ammoniacale in ingresso e in uscita, portata trattata.



Il primo controllo studiato è costituito dalla combinazione di un controllo feedforward e un controllo in cascata (Figura 2.3) [3, 42, 53, 61, 70].



**Figura 2.3.** Rappresentazione di uno schema di controllo in cascata con setpoint dell'ossigeno disciolto variabile in funzione della concentrazione di ammoniaca nell'effluente (feedback) e del carico di ammoniaca in ingresso (feedforward) [3].

Nel lavoro descritto in [61], il setpoint di ossigeno disciolto ( $OD_{sp}$ ) è calcolato come la somma dei contributi dati dal controllo feedforward ( $OD_{sp,FF}$ ) e da quello proporzionale-integrale primario ( $OD_{sp,PI}$ ). Il contributo del controllore feedforward è proporzionale al carico di ammoniaca in ingresso all'impianto dato dal prodotto tra la concentrazione di azoto ammoniacale e la portata in ingresso, ed è scelto diversa da zero solo in caso di alti carichi in ingresso. Ciò si traduce nella seguente equazione:

$$OD_{sp,FF} = \begin{cases} 0 & \text{se } Q_{in} NH_{3,in} \leq \eta_0 \\ k \cdot (Q_{in} \cdot NH_{3,in} - \eta_0) & \text{se } Q_{in} NH_{3,in} > \eta_0 \end{cases} \quad (2.1)$$

Infatti, durante i periodi di alto carico, è necessario aumentare la concentrazione di ossigeno disciolto in vasca in modo sufficientemente veloce da contenere i disturbi in ingresso. Durante i periodi di basso carico, invece, il controllore PI primario è sufficiente ad adattare il setpoint di ossigeno disciolto ai modesti disturbi che si verificano.

Il controllore PI esterno si basa sulla misura di ammoniaca in uscita dall'impianto che viene confrontata con il corrispondente valore di setpoint. In funzione del risultato del confronto, il controllore fornisce in uscita un opportuno valore di

riferimento dell'ossigeno. Il controllore PI interno confronta la misura della concentrazione di OD in vasca con il setpoint calcolato dal controllore esterno e regola conseguentemente la portata d'aria (generalmente attraverso l'applicazione di un ulteriore ciclo di regolazione interno avente come variabile controllata la portata).

I parametri  $\eta_0$  (valore limite di carico di azoto ammoniacale in ingresso) e  $k$  possono essere scelti rispettivamente pari a  $1000 \text{ kgN/d}$  e  $2 \cdot 10^{-2} \frac{\text{mgO}_2/\text{L}}{\text{kgN/d}}$ . In tal modo il valore di setpoint di ossigeno disciolto viene aumentato di  $2 \text{ mgOD/L}$  qualora il carico influente raggiungesse i  $1100 \text{ kgN}_{in}/\text{d}$ .

Nel lavoro descritto in [70], che consiste nell'applicazione a scala pilota di un controllo feed-forward combinato con un controllo in cascata, si riporta una riduzione della portata di aria per kg di ammonio rimosso pari al 45% rispetto all'utilizzo di un semplice controllo PI con setpoint dell'ossigeno costante. La stessa tipologia di controllore (azione feedforward combinata con azione feedback) è stata testata a livello di simulazione e con esperimenti alla scala pilota utilizzando la logica fuzzy: il controllore ha consentito la riduzione della portata di aria del 24% [46].

La seconda tipologia di controlli avanzati è costituita dall'applicazione del controllo predittivo basato sul modello MPC (Model Predictive Control). La Tabella 2.1 riporta un elenco di alcune pubblicazioni relative all'applicazione del MPC per il controllo della fornitura di aria.

**Tabella 2.1. Raccolta di alcuni studi inerenti l'applicazione del controllo MPC alla regolazione della fornitura di aria.**

Riferimento bibliografico	Logica di controllo	Commenti
[62]	Linear Quadratic Control (LQC), Dynamic Matrix Control (DMC), Non-linear Predictive Control (NPC)	generale incremento dei costi compreso nel range 16-25% rispetto ad un controllo feedback dell'ammoniaca e dei nitrati
[16]	non-linear Single Input Single Output (SISO) MPC	-
[14]	fuzzy predictive controller	-

*Tabella 2.1: continua nella pagina seguente*

Tabella 2.1: continua dalla pagina precedente

<b>Riferimento bibliografico</b>	<b>Logica di controllo</b>	<b>Commenti</b>
[57]	MPC	-
[17]	non-linear MPC e controllore adattativo basato su modello	-
[73]	controllori multivariabile basati su modello (LQC, Disturbance Accomodation Controller - DAC)	il controllore PI di riferimento presenta prestazioni migliori sia in termini di qualità dell'effluente che di consumi di energia per l'aerazione
[35]	MPC per la determinazione del set point di OD	-
[61]	MPC	-
[15]	Multiple Input Multiple Output (MIMO) MPC per la determinazione del set point di OD seguito da un controllore proporzionale interno per la regolazione della concentrazione di OD	-
[20]	bilinear MPC	miglioramento delle prestazioni solo modesto rispetto ad un controllore MPC lineare
[36]	MPC	le performance del controllore MPC presentano miglioramenti marginali in termini di qualità dell'effluente e un piccolo incremento di consumi energetici per l'aerazione rispetto ad un controllore PI standard

Tabella 2.1: continua nella pagina seguente

Tabella 2.1: continua dalla pagina precedente

Riferimento bibliografico	Logica di controllo	Commenti
[52]	non-linear MPC con l'aggiunta di un modello per la descrizione del comportamento delle soffianti	-
[59]	DMC, QDMC, QDMC con feedforward, non-linear MPC	il controllore non-linear MPC presenta le performance migliori con consumi energetici accettabili
[60]	DMC, quadratic DMC (QDMC), non-linear MPC, combinazione di feedforward e DMC	generale incremento dei consumi energetici, performance migliori ottenute con non-linear MPC e combinazione di feedforward e DMC
[67]	controllore multivariabile basati su modello	risultati confrontabili con quelli ottenuti applicando un controllore PI multiloop
[50]	controllore MPC per l'ammoniaca	rispetto al controllore di riferimento del BSM1 aumenta l'azoto nell'effluente mentre i consumi energetici per l'aerazione diminuiscono del 15%
[29]	controllore MPC per la determinazione del set point di alcuni parametri	-

Tabella 2.1: continua nella pagina seguente

*Tabella 2.1: continua dalla pagina precedente*

<b>Riferimento bibliografico</b>	<b>Logica di controllo</b>	<b>Commenti</b>
[71]	MPC	le performance del controllore MPC sono migliori rispetto al controllore feedback di riferimento mentre il controllore feedforward comporta un risparmio di portata di aria per kg di ammonio rimosso pari al 16% rispetto al controllore MPC

*Tabella 2.1: si conclude dalla pagina precedente*

Un sistema alternativo al tradizionale processo a fanghi attivi è costituito dal processo a cicli alternati in cui si attua una successione di fasi aerobiche (per l'ossidazione del carbonio e la nitrificazione dell'azoto) ed anossiche (per la denitrificazione dell'azoto) all'interno di un unico bacino senza che ciò comporti la necessità di effettuare il ricircolo della miscela aerata.

Il controllo del processo a cicli alternati può essere effettuato tramite due differenti logiche:

1. controllo on/off: la fase aerobica e quella anossica vengono alternate in modo ciclico tramite un timer, mantenendo costante la durata della due fasi;
2. controllo feed-back: sulla base del confronto tra la misura della concentrazione di ossigeno disciolto (o del potenziale redox, della concentrazione di ammoniaca e nitrati) e i relativi setpoint impostati si regola l'accensione (o lo spegnimento) dei compressori per la fornitura di aria nella fase aerobica e l'accensione (o lo spegnimento) dei mixer nella fase anossica.

Infine, per una review completa dei sistemi di controllo automatico per la gestione della fornitura di aria si rimanda a [3].

## 2.4.2 Ricircolo nitrati

Come noto, il ricircolo dei nitrati (o mixed liquor) è un elemento necessario nell'ambito del processo a fanghi attivi nei casi in cui la configurazione impiantistica per la rimozione dell'azoto preveda un comparto di pre-denitrificazione seguito da uno di nitrificazione.

### 2.4.2.1 Variabili controllate e variabili manipolate

Nella maggior parte dei casi la variabile controllata è rappresentata dalla concentrazione di azoto nitrico nel comparto di denitrificazione o dall'ORP. La variabile manipolata è data dalla regolazione del funzionamento delle pompe di ricircolo dei nitrati.

### 2.4.2.2 Strategie di controllo

Il sistema tradizionale per la regolazione della portata di ricircolo dei nitrati utilizza un controllo feedback basato sulla misura della concentrazione di azoto nitrico nella parte finale della vasca di denitrificazione. Tale misura viene, poi, inviata ad un controllore proporzionale-integrale, che la confronta con il corrispondente valore di setpoint. Se la misura è maggiore del setpoint, la portata di ricircolo del mixed-liquor viene diminuita; se, invece, la misura è inferiore al setpoint, la portata di ricircolo dei nitrati viene incrementata [10]. È inoltre possibile sostituire la misura dei nitrati con quella dell'ORP anche se questa tipologia di controllo è meno efficace perché il potenziale redox è influenzato anche da altri fattori.

Come descritto nel caso della fornitura di aria, i sistemi avanzati per il controllo del ricircolo dei nitrati si basano su un maggior numero di variabili monitorate. Le logiche di controllo studiate sono costituite da un controllo feedforward e un controllo basato su logica fuzzy.

Il controllo feed-forward proposto da [69] utilizza come variabili monitorate la concentrazione di azoto ammoniacale in ingresso e la portata trattata, utilizzate per calcolare il carico di azoto ammoniacale in ingresso all'impianto. Una volta noto il carico influente, un modello più o meno semplificato dei processi e delle reazioni che avvengono all'interno di questo sistema, consente di calcolare la

quantità di azoto ammoniacale ossidata ad azoto nitrico e quindi, in ultima analisi, la portata di ricircolo dei nitrati che deve essere ricircolata dal comparto di nitrificazione/ossidazione al comparto di denitrificazione.

Il controllo basato su logica fuzzy descritto in [58] necessita di misure di azoto ammoniacale in ingresso e uscita e di portata trattata. In tal modo il ricircolo dei nitrati viene controllato combinando un controllo feedforward (carico di ammoniaca in ingresso all'impianto) e uno feedback (concentrazione di ammoniaca in uscita dall'impianto).

### 2.4.3 Ricircolo fanghi

In un impianto a fanghi attivi il ricircolo dei fanghi è un elemento fondamentale che permette di ricircolare la biomassa nel comparto biologico, separando il tempo di ritenzione idraulico (dell'ordine di qualche ora) dall'età del fango (dell'ordine di qualche giorno).

#### 2.4.3.1 Variabili controllate e variabili manipolate

Eseguendo un bilancio sul sedimentatore si ottiene che la portata di ricircolo dei fanghi ( $Q_{ric}$ ) è legata alla portata trattata ( $Q$ ) mediante il rapporto di ricircolo ( $\frac{x}{x_r - x}$ ) attraverso la seguente equazione:

$$Q_{ric} = \frac{x}{x_r - x} \cdot Q \quad (2.2)$$

Per questa ragione, il parametro controllato che viene generalmente utilizzato per il controllo della portata di ricircolo dei fanghi è dato dalla portata influente.

La variabile manipolata è data dalla regolazione del funzionamento delle pompe di ricircolo dei fanghi.

### 2.4.3.2 Strategie di controllo

La logica di controllo studiata per la regolazione della portata di ricircolo si basa su un controllo feedback che utilizza un controllore proporzionale-integrale, che regola la portata di ricircolo in funzione della portata in ingresso all'impianto [10, 68]. Una strategia di controllo alternativa prevede la regolazione della portata di ricircolo dei fanghi sulla base del livello dei fanghi nel sedimentatore [5, 47].

## 2.4.4 Estrazione del fango di supero

Il fango di supero deve essere allontanato dal sistema, in quanto porterebbe, nel tempo, ad un progressivo accumulo nelle vasche biologiche e nel sedimentatore, causando una riduzione dei volumi utili e, pertanto, una diminuzione delle rese depurative.

### 2.4.4.1 Variabili controllate e variabili manipolate

La variabile controllata è costituita dalla concentrazione di solidi sospesi totali (SST).

### 2.4.4.2 Strategie di controllo

L'estrazione dei fanghi avviene tramite una pompa centrifuga, in genere con funzionamento on/off.

Il controllo dell'estrazione del fango di supero può essere effettuato tramite un controllo feedforward con lo scopo di mantenere un valore di età del fango costante, combinato con un algoritmo che interrompe l'estrazione nel caso in cui l'ammoniaca nell'effluente ecceda un valore massimo fissato [40].

In alternativa è possibile applicare un controllo feedback, come proposto in [49]: viene installato un controllore proporzionale-integrale, che riceve in ingresso la misura di concentrazione di *SST* nel fango di ricircolo. Il controllore confronta il valore rilevato con il corrispondente setpoint e, a seconda che la misura sia maggiore o minore del setpoint, viene attivata/fermata l'estrazione del fango.



## 2.4.5 Dosaggio di carbonio esterno

Il dosaggio di una fonte di carbonio esterno viene essenzialmente effettuato nell'ambito di due processi: la denitrificazione e la defosfatazione biologica.

I batteri responsabili della denitrificazione operano in ambiente anossico e utilizzano come fonte di carbonio il carbonio organico presente. Nel caso in cui il carbonio organico già presente nel refluo non sia sufficiente per l'attività dei batteri denitrificanti è possibile effettuare il dosaggio di una fonte esterna di carbonio. Ciò si rende maggiormente necessario nel caso in cui la configurazione impiantistica preveda uno stadio di post-denitrificazione.

La rimozione biologica del fosforo è compiuta da uno specifico gruppo di batteri eterotrofi, chiamati batteri fosforo-accumulatori (*Phosphorus Accumulating Organisms* PAOs), che ha la capacità di immagazzinare naturalmente fosforo all'interno delle cellule sotto forma di polifosfati. In questo caso il meccanismo di rimozione del fosforo si basa sull'alternanza di condizioni anaerobiche e aerobiche. Il dosaggio di una fonte esterna di carbonio si rende necessario qualora il substrato organico a catena corta utilizzato dai batteri PAOs sia scarsamente presente nel liquame trattato.

### 2.4.5.1 Variabili controllate e variabili manipolate

Le variabili controllate sono la concentrazione di azoto nitrico o di fosforo in uscita. La variabile manipolata è data dalla regolazione del funzionamento della pompa dosatrice della fonte esterna di carbonio.

### 2.4.5.2 Strategie di controllo

I sistemi tradizionali per il controllo del dosaggio di una fonte esterna di carbonio si basano sull'utilizzo di controllori proporzionali-integrali utilizzati in uno schema feedback [10, 49, 68]. A seconda che si tratti di un dosaggio effettuato per la denitrificazione o per la rimozione biologica del fosforo, si misura la concentrazione di ione nitrato o di fosforo in uscita dal comparto e l'algoritmo di controllo confronta tale valore con un setpoint impostato: se il valore misurato dal sensore è maggiore del setpoint, il controllore invia il comando all'attuatore, in genere una pompa

dosatrice, di aggiungere carbonio esterno in vasca; se, al contrario, la misura del sensore è minore del setpoint, il controllore comanda all'attuatore di fermare il dosaggio di carbonio esterno. Nel caso in cui il dosaggio avvenga per favorire il processo di denitrificazione è opportuno che il relativo controllo sia combinato con quello della portata di ricircolo dei nitrati.

In letteratura, sono inoltre descritte alcune strategie di controllo avanzate per il dosaggio di una fonte esterna di carbonio nell'ambito del processo di denitrificazione.

L'algoritmo di controllo proposto in [69] utilizza i seguenti parametri controllati: la concentrazione di azoto nitrico in ingresso e in uscita, quella di substrato solubile in ingresso e in uscita e la portata in ingresso. La strategia prevede la combinazione di un controllo feedforward e uno feedback. Il controllo feed-forward calcola il dosaggio di carbonio esterno necessario in modo proporzionale al carico di nitrati e di substrato solubile in ingresso al comparto. Il controllo feedback, invece, prevede la misura della concentrazione di nitrati in uscita: se questa supera il valore di setpoint, il controllore integrale determina il quantitativo di carbonio esterno necessario e interviene conseguentemente sull'attuatore.

Il controllo applicato può essere scritto secondo la seguente equazione:

$$Q_c COD_c = Q \left[ \frac{2,86}{1 - Y_H} \cdot (S_{NO,0} - S_{NO,sp}) - (S_{S,0} - S_S) \right] + k_i \int (S_{NO} - S_{NO,sp}) dt \quad (2.3)$$

dove  $Q_c$  è la portata di carbonio esterno,  $COD_c$  è la concentrazione di  $COD$  nella fonte esterna di carbonio,  $Q$  è la portata in ingresso al comparto,  $S_{NO,0}$  e  $S_{NO,sp}$  sono rispettivamente la concentrazione di azoto nitrico in ingresso al comparto di denitrificazione e il corrispondente valore di setpoint,  $S_{S,0}$  e  $S_S$  sono rispettivamente le concentrazioni di substrato solubile in ingresso e in uscita dalla denitrificazione e  $S_{NO}$  è la concentrazione di nitrati in uscita. Il rapporto  $2,86/(1 - Y_H)$  è dovuto al fatto che la modellazione del processo di depurazione si è basata sul modello ASM1 (*Activated Sludge Model 1*, [31]).

Il sistema di controllo proposto in [58] utilizza come parametri controllati le con-

centrazioni di azoto ammoniacale e nitrico in uscita. La strategia di controllo è basata sulla logica fuzzy. In questo caso le regole che legano gli input agli output sono tre e sono scritte dalle seguenti condizioni:

$$\begin{aligned} & \textit{if} (NH_3 + NO_3^- \textit{ is low}) \textit{ then} (q_{EC} \textit{ is low}) \\ & \textit{if} (NH_3 + NO_3^- \textit{ is medium}) \textit{ then} (q_{EC} \textit{ is medium}) \\ & \textit{if} (NH_3 + NO_3^- \textit{ is high}) \textit{ then} (q_{EC} \textit{ is high}) \end{aligned}$$

Il controllore fuzzy utilizza come variabile di input la somma delle concentrazioni di azoto ammoniacale e nitrico in uscita dall'impianto.

Il controllo proposto da [38] prevede l'implementazione di tre controllori PI: uno manipola la portata di ricircolo dei nitrati in modo da massimizzare l'utilizzo della zona anossica per l'abbattimento dei nitrati; uno manipola il dosaggio di carbonio per rispettare i limiti allo scarico e il terzo calcola il setpoint dell'azoto totale inorganico nell'effluente sulla base dei limiti allo scarico.

La strategia di controllo descritta in [72] prevede la regolazione combinata del dosaggio di carbonio e della portata di ricircolo dei nitrati. La struttura del sistema di controllo prevede l'applicazione di quattro cicli di regolazione feedback: si utilizza la misura della concentrazione di nitrati all'uscita del comparto anossico e di quello aerobico. Diversamente dalle strategie di controllo tipicamente studiate, in questo caso si massimizzano le variazioni diurne della concentrazione di nitrati nell'effluente, massimizzando parallelamente l'utilizzo del COD presente nell'influenza per la denitrificazione, minimizzando in questo modo la richiesta di una fonte esterna di carbonio.

Infine, il sistema di controllo descritto in [61] impiega come parametri monitorati le concentrazioni di azoto ammoniacale e nitrico in uscita e la portata in ingresso. La logica di controllo è basata sul controllo predittivo mediante modello. Questo controllo necessita di un modello quanto più esatto possibile del processo che si intende controllare. Per il dosaggio di una fonte esterna di carbonio, la variabile di input è data dalla somma delle concentrazioni in uscita dell'azoto ammoniacale e nitrico, la portata in ingresso rappresenta il disturbo e la variabile di output è il dosaggio di carbonio esterno da applicare.

## 2.5 Dosaggio di reagenti chimici

### 2.5.1 Defosfatazione chimica

La rimozione del fosforo può avvenire attraverso due metodi: rimozione chimica e rimozione biologica. La rimozione biologica è però più difficile da gestire e non sempre garantisce rendimenti stabili e concentrazioni allo scarico costantemente compatibili con i limiti imposti dalla normativa. Per questa ragione, generalmente il fosforo negli impianti di trattamento delle acque reflue viene rimosso per via chimica. Questo metodo comporta ovviamente un maggior costo in termini di reattivi chimici e causa un incremento della produzione di fango e quindi maggiori costi di smaltimento.

La defosfatazione chimica è condotta tramite l'aggiunta di reagenti chimici, quali composti di calcio, alluminio e ferro, che provocano la precipitazione dei fosfati, con successiva rimozione dei precipitati mediante sedimentazione o filtrazione.

#### 2.5.1.1 Variabili controllate e variabili manipolate

Le variabili controllate sono la portata in ingresso, la concentrazione di fosforo in ingresso o in uscita. La variabile manipolata è data dalla regolazione del funzionamento della pompa dosatrice del reattivo utilizzato per la defosfatazione.

#### 2.5.1.2 Strategie di controllo

Il controllo feedforward [38, 48] può essere di due tipi. Nel primo caso il dosaggio di reagente chimico viene regolato in funzione della portata in ingresso all'impianto: all'aumentare della portata trattata viene incrementato il dosaggio, ipotizzando una variazione lineare. Questa strategia può essere migliorata regolando il dosaggio di reattivo sulla base del carico di fosforo in ingresso all'impianto: ciò permette un dosaggio di reagente proporzionale alla reale quantità di fosforo in ingresso ai trattamenti. Per implementare questa strategia di controllo è necessario monitorare sia la portata che la concentrazione di fosforo nell'influente.

Il controllo feed-back [38, 48] si basa invece sulla misura di concentrazione di fosforo in uscita dall'impianto. Si imposta un valore di riferimento della concentrazione nell'effluente e se il valore rilevato è superiore al setpoint si incrementa il dosaggio di reattivo. Questo algoritmo di controllo può essere realizzato utilizzando un semplice controllore proporzionale-integrale e consente una riduzione considerevole del dosaggio di reagente.

La tipologia di strategia di controllo applicata al dosaggio di reagenti per la defosfatazione chimica dipende anche dal punto in cui il dosaggio viene effettuato: se si applica la pre-precipitazione, i reagenti vengono dosati nella sedimentazione primaria e il ritardo tra il dosaggio e lo scarico finale rende difficile l'inclusione di un controllo feedback. In questi casi quindi, il processo viene generalmente regolato in open loop sulla base della portata influente o della torbidità. Al contrario, se si applica la precipitazione simultanea o la post-precipitazione, l'inclusione di un controllo feedback diventa molto più semplice ed efficace [10].

Uno studio comparativo di differenti strategie di controllo per la post-defosfatazione riporta che il consumo di reagenti chimici diminuisce secondo la proporzione - 100/95/80/60 passando da dosaggio costante a dosaggio proporzionale alla portata, al carico e infine al controllo PI feedback [39].

## 2.5.2 Disinfezione

Il trattamento di disinfezione ha lo scopo di rimuovere gli agenti patogeni prima dello scarico dell'effluente dell'impianto di trattamento delle acque reflue nel recapito finale. Esistono diversi modi per effettuare la disinfezione: la disinfezione può avvenire con un metodo chimico che prevede il dosaggio di reagenti per l'abbattimento della carica batterica o un metodo fisico, costituito dall'utilizzo di lampade UV. In molti casi, il metodo utilizzato è quello chimico e il reagente scelto è un composto del cloro.

Poiché sono noti gli effetti tossici che possono essere causati dall'eccessiva concentrazione di cloro residuo nel caso in cui nell'acqua siano presenti specifici composti, si rende spesso necessaria la rimozione del cloro in eccesso prima dello scarico nel corpo idrico ricettore. La rimozione viene generalmente effettuata attraverso il dosaggio di reattivi chimici (essenzialmente composti dello zolfo quali biossido di

zolfo, solfito di sodio, bisolfito di sodio, tiosolfato di sodio ma anche perossido di idrogeno e ammoniacale), l'adsorbimento su carbone attivo o la degradazione in stagni.

### 2.5.2.1 Variabili controllate e variabili manipolate

Le variabili controllate per il processo di disinfezione sono generalmente la portata trattata, il cloro residuo e il potenziale di ossido-riduzione (ORP). La variabile manipolata è costituita dalla regolazione delle pompe di dosaggio del reagente disinfettante.

In merito al processo di rimozione del cloro residuo, le variabili controllate sono la portata, il cloro residuo, il biossido di zolfo residuo e l'ORP, mentre la variabile sulla quale si agisce è la portata di dosaggio di reattivo utilizzato per la rimozione del cloro residuo che viene variata regolando opportunamente il funzionamento delle pompe (on/off o a velocità variabile) [5].

### 2.5.2.2 Strategie di controllo

Per quanto riguarda la disinfezione chimica, tutte le strategie di controllo studiate prevedono la modulazione della portata di reagente da dosare. Il più semplice algoritmo di controllo consiste nella regolazione in anello aperto (feedforward) del dosaggio sulla base della portata effluente: con questo metodo si tiene in considerazione la variabilità della portata in ingresso all'impianto ma non si prende in esame l'eventuale variazione di richiesta di reagente per unità di portata. Conseguentemente, questa strategia di controllo comporta generalmente un sovradosaggio per evitare una disinfezione incompleta.

Un secondo metodo consiste nel misurare il cloro residuo ed utilizzare questa informazione per implementare un controllo feedback (ad esempio PID) che regoli la portata di reagente sulla base del confronto tra il valore di cloro residuo misurato e quello impostato come setpoint. In alcuni casi, è possibile utilizzare la misura dell'ORP al posto di quella del cloro residuo anche se questa misura è influenzata da variazioni di pH, temperatura e forza ionica totale e quindi non è sempre efficace. Con questa strategia di controllo si tengono in considerazione le variazioni della domanda di cloro e solo indirettamente quelle della portata trattata. Infatti, per

compensare brusche variazioni di portata è necessario poter agire in tempi rapidi sulla variabile manipolata (inferiori a un minuto), il che è difficilmente realizzabile negli impianti reali.

Per ovviare a questo problema è possibile aggiungere un'azione di feedforward moltiplicativo allo schema precedente. In questo modo, il regolatore in retroazione fornisce come variabile manipolata la concentrazione di cloro desiderata. Questa viene moltiplicata per la portata effluente, che rappresenta un disturbo misurabile, ottenendo così il carico di cloro da dosare. In questo modo è possibile rispondere rapidamente sia alle variazioni di portata influente che a quelle di domanda di cloro.

Il processo di rimozione del cloro residuo è difficile da controllare in modo automatico per le seguenti ragioni:

- la variabile controllata (cloro residuo) è difficile da misurare, soprattutto nel range nel quale si trova in questa fase (attorno a zero). Sono possibili cinque differenti approcci per la determinazione del cloro residuo in questo range: 1) misure effettuate su campioni istantanei, senza misuratori on-line e controllo in anello aperto, 2) misuratori on-line di cloro residuo dopo la parziale dechlorazione utilizzando un controllo feedback con un setpoint positivo prossimo a zero, 3) determinazione del cloro residuo prima del dosaggio di biossido di zolfo e controllo feedforward, 4) misurazione del cloro residuo con l'aggiunta di un offset dopo la dechlorazione utilizzando analizzatori on-line e controllo feedback e 5) utilizzo combinato di analizzatori on-line di biossido di zolfo residuo e cloro residuo utilizzando un controllo feedback;
- pressoché tutte le componenti del processo e del sistema di controllo contengono intrinsecamente ritardi nel tempo di risposta;
- nel caso si utilizzi biossido di zolfo, che è corrosivo e tossico, è necessario utilizzare attrezzatura apposita e adottare opportune precauzioni di sicurezza;
- considerando le dinamiche di processo e le limitazioni nel sistema di misura, il range di accettabilità delle prestazioni del sistema di controllo è piuttosto ristretto;
- ogni applicazione è differente e, conseguentemente, è difficile formulare un approccio standardizzato.

Inoltre, gli analizzatori di cloro residuo e biossido di zolfo richiedono un elevato grado di manutenzione e possono essere soggetti a problemi di fouling biologico.

La più semplice strategia di controllo applicata è quella feedforward in cui si moltiplica la portata effluente per il valore di cloro residuo rilevato a monte del dosaggio di biossido di zolfo, allo scopo di calcolare la quantità di biossido di zolfo da dosare (funzione del cloro che deve essere rimosso). Il dosaggio di biossido di zolfo viene regolato aumentando il valore ottenuto per tenere in considerazione eventuali inaccurately della misura e ritardi nella risposta. Una forma ancora più semplice di controllo feedforward è quella che prevede un dosaggio di biossido di zolfo proporzionale alla portata trattata. In alcuni casi, per superare gli svantaggi intrinsecamente presenti in un controllore feedforward, viene implementata una strategia di controllo che prevede la combinazione di controllo feedforward e feedback grazie all'utilizzo di un misuratore di cloro residuo posizionato a valle del sistema di dosaggio del biossido di zolfo. La variabile manipolabile del controllore feedback è il rapporto tra il cloro da rimuovere e il biossido di zolfo da dosare. Infine, è possibile applicare un ulteriore sistema di regolazione che utilizza due punti di dosaggio del biossido di zolfo e prevede la rilevazione del cloro residuo nella sezione intermedia tra i due. La prima sezione di dosaggio viene controllata attraverso la combinazione di controllo feedback e feedforward mentre la seconda è regolata dal primo schema feedforward descritto [5].

## 2.6 Ispessimento

Il processo di ispessimento ha lo scopo di ridurre l'umidità del fango prodotto dalla linea acque attraverso i sedimentatori in modo da diminuirne il volume a favore dei successivi trattamenti. L'ispessimento può avvenire essenzialmente in tre modi: 1) per gravità, 2) per flottazione ad aria disciolta e 3) per drenaggio.

Nel trattamento di ispessimento ad aria disciolta una parte dell'acqua separata dal fango in fase di ispessimento viene ricircolata, pressurizzata e addizionata con aria compressa in modo da consentire la solubilizzazione dell'aria fino a valori prossimi alla saturazione. Una volta che l'aria pressurizzata viene introdotta tramite la corrente liquida nella vasca, l'aria di sovrasaturazione si libera sotto forma di microbolle che vanno ad aderire sulle particelle di fango. In seguito a questo processo,



la miscela fango/aria ha una densità apparente inferiore al liquido circostante e risale in superficie: in questo modo, uno strato di fango si accumula sulla parte sommitale dell'ispessitore e viene rimosso tramite una lama raschiatrice per poi essere inviato ai trattamenti successivi, mentre la frazione liquida viene estratta dal fondo e ricircolata in testa alla linea acque. In alcuni casi viene dosato del polielettrolita per facilitare il processo.

L'ispessimento per drenaggio può essere effettuato utilizzando tavole piane o tamburi rotanti entrambi a maglie fini. Considerando ad esempio il caso in cui si utilizzi una tavola piana, analogamente a quanto avviene nel trattamento di disidratazione con nastropressa, una tela filtrante viene mantenuta in movimento da un sistema di rulli e il fango viene distribuito su tutta la lunghezza della tela. Il fango si addensa man mano che l'acqua viene allontanata per drenaggio e ciò avviene in particolare nella prima parte del percorso poiché all'aumentare dello spessore del fango ispessito, la rimozione di acqua viene maggiormente ostacolata. All'estremità opposta avviene lo scarico del fango ispessito che viene convogliato in un pozzetto prima che inizi il percorso di ritorno della tela, durante il quale essa viene lavata attraverso degli spruzzatori per evitarne l'intasamento. Il processo prevede il dosaggio di polielettrolita.

### 2.6.1 Variabili controllate e variabili manipolate

Nel caso degli ispessitori a gravità le variabili controllate sono generalmente la portata in ingresso, il livello del fango all'interno dell'ispessitore, il tempo di residenza del fango, la portata di fango in uscita, la concentrazione di solidi nel fango ispessito e la coppia necessaria per garantire la rotazione del carroponte posizionato sulla superficie dell'ispessitore. Le variabili manipolate sono il grado di apertura delle valvole per l'estrazione del fango o la regolazione del funzionamento delle pompe (on/off o a velocità variabile).

Per l'ispessimento tramite flottazione ad aria disciolta le variabili controllate sono la portata dell'acqua estratta dal fondo dell'ispessitore, la concentrazione di solidi nell'acqua estratta dal fondo e il livello del fango all'interno dell'ispessitore. Le variabili manipolate sono costituite dal grado di funzionamento della lama raschiatrice per la rimozione del fango che si accumula in superficie o della pompa di dosaggio del polielettrolita (on/off o a velocità variabile) e la posizione delle valvole

che regolano il flusso di portata che viene ricircolata per permettere l'immissione di aria.

Nel caso di ispessimento per drenaggio le variabili controllate sono la portata di polielettrolita, la concentrazione di solidi nel filtrato o la corrente nel filtrato. Le variabili manipolate sono il funzionamento della pompa di dosaggio del polielettrolita e la velocità di rotazione della tela filtrante [5].

## 2.6.2 Strategie di controllo

Per gli ispessitori a gravità è possibile controllare la portata in ingresso all'ispessitore impostando un setpoint costante se si utilizzano pompe a velocità variabile o predefiniti intervalli di accensione/spegnimento delle pompe nel caso siano installate pompe a velocità costante. Una volta nota la portata in ingresso all'ispessitore, si può impostare un valore di riferimento per la portata di fango ispessito proporzionale a quella influente. Inoltre, se è disponibile un analizzatore on-line di solidi in ingresso e nel fango ispessito, si può effettuare un bilancio sui solidi ed assegnare alla portata un valore di riferimento tale da mantenere l'età del fango ad un setpoint fissato.

Il controllo sulla portata di fango estratto generalmente necessita di essere corretto per garantire un adeguato livello di ispessimento del fango: questo risultato viene ottenuto applicando un controllo in cascata e utilizzando come strategia di regolazione esterna il controllo del livello del fango nell'ispessitore, della concentrazione di solidi o la coppia necessaria per garantire la rotazione del carroponte. Nel primo caso il valore di riferimento della portata viene diminuito se il livello si abbassa e viceversa viene incrementato nel caso in cui si rilevi un innalzamento del livello del fango. Alternativamente, la portata viene regolata sulla base della concentrazione di solidi: se la concentrazione aumenta, il setpoint della portata cresce e viceversa. Nel terzo caso la portata di fango estratto è direttamente proporzionale alla coppia resistente a cui è soggetto il carroponte.

Negli ispessitori per flottazione ad aria disciolta, la portata di ricircolo regola il rapporto aria/solidi: generalmente, la portata di ricircolo viene controllata in modo da mantenere un rapporto costante con la portata influente; in questo modo, se la concentrazione di solidi in ingresso è relativamente stabile, anche il rapporto

aria/solidi è costante. Per garantire una buona efficienza del sistema di flottazione ad aria disciolta è necessario che l'età del fango venga mantenuta attorno ad un opportuno setpoint. A tal fine, all'aumentare della portata in ingresso si aumenta la velocità di funzionamento della lama raschiatrice (o, nel caso in cui la velocità non sia regolabile, si incrementa il rapporto tra tempo di funzionamento della lama e intervallo tra un'accensione e l'altra) e viceversa. La portata di fango estratto può essere alternativamente regolata sulla base del livello del fango nell'ispessitore: si incrementa la portata estratta se il livello è superiore al valore di riferimento e, al contrario, si diminuisce la portata nel caso in cui il livello sia inferiore al setpoint. Se si prevede il dosaggio di un polielettrolita, la portata della pompa dosatrice può essere regolata in modo proporzionale a quella in ingresso all'ispessitore o attraverso un controllo in cascata nel quale il setpoint di portata di polielettrolita viene dinamicamente calcolato come risultato del ciclo di regolazione esterno confrontando la misura della torbidità dell'acqua separata dal fango con un valore di riferimento.

Se l'ispessimento avviene per drenaggio le strategie di controllo applicate riguardano principalmente il dosaggio di polielettrolita, che viene spesso effettuato utilizzando una regolazione in anello aperto in funzione della portata o della concentrazione di solidi in ingresso al trattamento. È possibile implementare un controllo feedback in cascata in cui sulla base della concentrazione di solidi nel filtrato si determina il setpoint variabile della portata di polielettrolita e in funzione di questo valore si regola nell'anello interno il funzionamento della pompa dosatrice. Un problema connesso all'utilizzo della concentrazione di solidi nel filtrato come variabile di processo è relativo al fatto che questo parametro è sensibile ad un sottodosaggio di polielettrolita (la concentrazione di solidi aumenta se il polielettrolita dosato è inferiore rispetto a quanto richiesto dal sistema) ma non ad un sovradosaggio. Per ovviare a questo problema è possibile utilizzare un misuratore di corrente nel filtrato. Infatti, l'acqua rilasciata dal fango in assenza di polielettrolita è limitata a causa della carica superficiale delle particelle di fango. Poiché la maggior parte dei polielettroliti utilizzati nel campo delle acque reflue hanno carica positiva, un valore di corrente più positivo del setpoint indica un sovradosaggio di reattivo.

Sia nel caso di ispessimento per flottazione ad aria disciolta che in quello per gravità, come già descritto, il fango ispessito viene raccolto in un pozzetto e inviato ai successivi trattamenti tramite l'utilizzo di pompe: il livello del fango ispessito nel pozzetto di raccolta viene regolato applicando le strategie di controllo descritte

nel paragrafo relativo alla stazione di sollevamento (Paragrafo 2.1) [5].

## 2.7 Digestione anaerobica

La digestione anaerobica consente di ridurre la putrescibilità del fango attraverso la degradazione della sostanza organica in metano e anidride carbonica. Il processo avviene in assenza di ossigeno. La digestione anaerobica si può schematizzare in tre fasi successive che nella realtà avvengono simultaneamente all'interno del reattore:

1. fase idrolitica: la sostanza organica particolata (carboidrati, proteine e lipidi) viene idrolizzata in sostanza organica solubile (zuccheri semplici, amminoacidi, glicerolo e acidi grassi);
2. fermentazione acida: la sostanza organica solubile prodotta dalla fase precedente viene degradata, tramite un processo di fermentazione ad opera di batteri facoltativi, in acidi organici volatili (acido acetico, acido propionico e acido butirrico), con conseguente abbassamento del pH del fango;
3. fase metanigena: gli acidi organici volatili vengono trasformati dai batteri metanigeni in metano ( $CH_4$ ) e anidride carbonica ( $CO_2$ ); i batteri metanigeni hanno un tempo di acclimatazione elevato e operano correttamente a pH neutro, quindi la loro attività è ostacolata nel caso in cui la fase di fermentazione acida porti ad un eccessivo abbassamento del pH.

### 2.7.1 Variabili controllate e variabili manipolate

Le variabili controllate sono la portata di fango in ingresso, il livello all'interno del digestore, la concentrazione di solidi nel fango influente, il pH, la temperatura di processo, quella del fango e dell'acqua in ingresso e in uscita dallo scambiatore, la portata di fango/acqua dello scambiatore, la pressione/portata del gas nel digestore e l'altezza della campana gasometrica. Le variabili manipolate sono date dalla regolazione del funzionamento delle pompe (on/off o a velocità variabile), dal grado di apertura delle valvole nella tubazione di alimentazione, in quella di by-pass dello scambiatore o in quella del biogas, dalla regolazione delle pompe di ricircolo del fango [5].

## 2.7.2 Strategie di controllo

Il controllo dell'alimentazione del digestore può essere condotto sulla base del livello all'interno del reattore, regolando gli intervalli di accensione/spengimento o la velocità delle pompe oppure il grado di apertura della valvola posizionata sulla tubazione di alimentazione.

Il controllo della temperatura di processo può essere effettuato utilizzando come variabile di processo la temperatura del fango all'uscita dello scambiatore: si imposta un setpoint di poco superiore rispetto alla temperatura desiderata all'interno del reattore in modo da tenere in considerazione eventuali perdite. La posizione della valvola che definisce il by-pass di acqua dello scambiatore viene regolata in modo da mantenere la temperatura del fango all'uscita dello scambiatore stesso attorno al valore di riferimento desiderato.

Per quanto riguarda il controllo del gas prodotto dal processo di digestione anaerobica, sono generalmente previste alcune valvole che consentano di regolare la pressione del gas all'interno del reattore. Ad esempio, la valvola che regola l'alimentazione del gas alla torcia viene modulata in modo da mantenere la pressione del gas e l'altezza della campana gasometrica in un range accettabile [5].

Alcuni studi descritti in letteratura [18, 54] propongono un semplice controllo proporzionale per regolare la portata influente del digestore sulla base di misure di concentrazione di idrogeno disciolto per il quale viene stabilito un valore di riferimento. Nel lavoro descritto in [4] si propone uno schema di controllo simile in cui però la misura dell'idrogeno disciolto viene sostituita da quella della portata di metano prodotto. Un sistema di controllo più sofisticato è costituito da un controllo in cascata in cui le variabili controllate del ciclo di regolazione interno ed esterno sono rispettivamente la concentrazione di acidi grassi volatili nel reattore e quella di COD nell'effluente [1]. Un ulteriore schema di controllo in cascata viene proposto in [43], dove il ciclo di regolazione interno regola il pH in modo da raggiungere il valore di riferimento calcolato attraverso il controllore esterno. Quest'ultimo confronta il biogas prodotto con il corrispondente valore di setpoint in modo da massimizzare la produzione di biogas. Due esempi di applicazione della logica fuzzy al controllo del processo di digestione anaerobica sono riportati in [22, 24]: nel primo caso si controlla il pH e la portata di biogas mentre nel secondo caso il controllo del digestore avviene attraverso il monitoraggio del rap-

porto tra alcalinità intermedia e totale, produzione di metano, concentrazione di idrogeno nello spazio di testa e relativo tasso di variazione. Due esempi di controllo adattativo sono descritti in [11, 44]: nel primo caso si controlla il rapporto tra alcalinità intermedia e totale, nel secondo caso si controlla la concentrazione di COD nell'effluente. Il lavoro descritto in [45] propone un controllore non lineare basato su modello per regolare la concentrazione di TOC nell'effluente e gli acidi grassi volatili nel reattore.

Un metodo alternativo per il controllo del processo di digestione anaerobica è descritto in [63]. Si considerano in questo caso tre variabili di processo: la portata di fango in ingresso, il biogas prodotto e il pH all'interno del reattore. L'algoritmo si basa sulla seguente considerazione: una portata influente costante (con caratteristiche costanti) comporta una certa portata di biogas prodotta ( $Q_{g,av}$ , portata media, data dalla media aritmetica dei valori di flusso di biogas sino a quel determinato istante). Un incremento della portata influente di un certo coefficiente  $\alpha$  per un tempo  $\Delta t$ , assunta costante la concentrazione influente, implica un aumento di volume di biogas prodotto. Tale aumento di volume atteso ( $\Delta V_e$ ) è dato dalla seguente equazione:

$$\Delta V_e = \alpha \cdot \Delta t \cdot Q_{g,av} \quad (2.4)$$

Il valore così ottenuto può essere confrontato con l'aumento reale determinato dall'incremento di portata ( $\Delta V_r$ ), calcolato integrando la portata di biogas effettivamente prodotta dall'istante in cui avviene l'incremento di portata in ingresso a quello in cui la portata di biogas in uscita ( $Q_g$ ) risulta uguale alla portata media di biogas in uscita ( $Q_{g,av}$ ).

Se si definisce il coefficiente di risposta  $R$  come il rapporto tra aumento di volume reale e aumento di volume atteso ( $R = \Delta V_r / \Delta V_e$ ), si possono osservare tre differenti casi:

1.  $R \leq R_{max}$ : l'aumento di volume reale è maggiore di quello atteso;
2.  $R_{min} \geq R \leq R_{max}$ : l'aumento di volume reale è inferiore a quello atteso;
3.  $R \geq R_{min}$ : l'aumento di volume reale è molto inferiore a quello atteso.

Nel primo caso la popolazione batterica è in grado di gestire un aumento del carico e quindi è possibile aumentare la portata in ingresso al reattore; nel secondo caso, è stata raggiunta la massima capacità di trattamento ed è quindi necessario mantenere la portata costante; infine, nell'ultimo caso il reattore è sovraccaricato e la portata in ingresso deve essere diminuita.

I due parametri  $R_{min}$  e  $R_{max}$  sono scelti empiricamente secondo l'esperienza, mentre l'aumento o la diminuzione di portata sono dati dalle seguenti equazioni:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{aumento: } \frac{\Delta Q}{Q_{prec}} = f_{max} \left( \frac{R - R_{max}}{1 - R_{max}} \right) \\ \text{diminuzione: } \frac{\Delta Q}{Q_{prec}} = f_{max} \left( \frac{R - R_{min}}{R_{min}} \right) \end{array} \right. \quad (2.5)$$

dove  $\Delta Q$  è la variazione di portata influente rispetto a quella precedente,  $Q_{prec}$  è il valore di portata precedente al disturbo e il coefficiente  $f_{max}$  è la massima percentuale di variazione ammissibile. Tale valore è scelto pari a 0,2: se  $R = 1$  il flusso è incrementato del 20%, mentre se  $R = 0$  il flusso è ridotto del 20%.

Il valore di pH infine viene utilizzato come variabile di allarme all'interno di questo algoritmo: poiché un eventuale abbassamento del pH può essere dovuto non solo all'accumulo di acidi grassi volatili in fase di fermentazione acida ma anche ad una variazione del pH del flusso in ingresso al reattore, se il pH scende al di sotto di un certo valore di riferimento si interrompe la gestione automatizzata della portata attraverso l'algoritmo precedentemente descritto.

## 2.8 Disidratazione meccanica

Come noto, la disidratazione ha la funzione di ridurre ulteriormente il contenuto di acqua nel fango: generalmente il fango disidratato contiene una percentuale di solidi pari al 20-30%. Le due caratteristiche principali per valutare l'efficienza del sistema di disidratazione sono la percentuale di solidi nel fango disidratato e la percentuale di solidi recuperati. Per quanto riguarda il secondo aspetto la disidratazione ottimale è quella che consente un recupero di solidi pari al 100%: se ad esempio si ottiene una percentuale di recupero pari al 90%, significa che il

10% dei solidi rimane nel filtrato e viene quindi nuovamente processato attraverso il ricircolo in testa alla linea acque.

La disidratazione avviene utilizzando centrifughe, nastropresse o filtropresse.

### 2.8.1 Variabili controllate e variabili manipolate

Nel caso delle centrifughe le variabili controllate sono la portata di fango in ingresso al trattamento, la concentrazione di solidi nell'influente, la composizione del fango in ingresso in termini di rapporto tra percentuale di fango primario e percentuale di fango di supero, la coppia necessaria per garantire la rotazione della coclea che spinge il fango centrifugato verso la sezione di uscita, la portata di polielettrolita, la concentrazione di solidi e la corrente nel centrato. Le variabili manipolate sono il funzionamento della pompa adibita alla movimentazione del fango, di quella per il dosaggio del polielettrolita e la velocità di rotazione differenziale della coclea interna alla centrifuga.

Per le nastropresse le variabili controllate sono la portata di fango in ingresso al trattamento, la concentrazione di solidi nell'influente, la composizione del fango in ingresso in termini di rapporto tra percentuale di fango primario e percentuale di fango di supero, la pressione e la tensione applicata ai nastri, la velocità di rotazione dei nastri, la portata di polielettrolita, la concentrazione di solidi e la corrente nel filtrato. Le variabili manipolate sono il funzionamento della pompa adibita alla movimentazione del fango, di quella per il dosaggio del polielettrolita, la velocità e la pressione applicata ai nastri [5].

### 2.8.2 Strategie di controllo

Per le centrifughe il dosaggio di polielettrolita può essere regolato in modo proporzionale alla portata in ingresso, in modo da mantenere un dosaggio costante: poiché all'aumentare della percentuale di fango di supero rispetto al primario, sono necessari dosaggi di polielettrolita più elevati, è possibile utilizzare questa informazione per regolare in modo automatico la portata del reattivo. È possibile implementare un controllo feedback in cascata in cui sulla base della concentrazione di solidi nel filtrato si determina il setpoint variabile della portata di polielettrolita e sulla



base di questo valore si regola nell'anello interno il funzionamento della pompa dosatrice. Come nel caso dell'ispessimento, anche nel caso della disidratazione è possibile utilizzare un misuratore di corrente in sostituzione dell'analizzatore di solidi.

Nel caso delle nastropresse è possibile implementare un ciclo di regolazione per la velocità di rotazione dei nastri: all'aumentare della velocità si produce un volume di fango maggiore ma si riduce la qualità del fango e del filtrato ed è quindi necessario mantenere la velocità in un range ottimale. Allo stesso modo una maggiore tensione applicata ai nastri consente un incremento del drenaggio per gravità ma riduce la percentuale di solidi recuperati, oltre a ridurre la vita utile della nastropressa. Inoltre, è possibile variare la pressione esercitata dalle nastropresse in funzione della composizione del fango in ingresso al trattamento (diverso rapporto tra quantità di fango primario e di supero). Le strategie di controllo che si possono applicare per il dosaggio del polielettrolita sono le medesime descritte nel caso delle centrifughe e dell'ispessimento per drenaggio [5].

## 2.9 Brevetti

In questa sezione vengono descritti alcuni brevetti disponibili a livello commerciale per il controllo automatico di diversi processi che caratterizzano un impianto di trattamento delle acque reflue.

### 2.9.1 Brevetti per l'automazione integrata di diverse fasi dell'impianto di depurazione

Il brevetto **EasyGestWWTP** si basa sulla suddivisione dell'impianto di depurazione in varie aree, classificate in base alle funzioni svolte. Per ciascuna di queste zone sono previste: le visualizzazioni o segnalazioni, che riportano lo stato effettivo delle utenze e delle misure, le funzioni di controllo e le statistiche di funzionamento.

Il controllo del processo di aerazione delle vasche biologiche permette di gestire fino a sei aeratori al servizio delle sonde di ossigeno. Il software regola la portata di

aria mantenendo in vasca la concentrazione di ossigeno desiderata, minimizzando i consumi energetici.

Il ricircolo della miscela aerata è regolato tramite la misura di nitrati e del potenziale redox. Il software modula la portata di ricircolo della miscela aerata in funzione della capacità e della richiesta di denitrificazione in vasca, minimizzando i consumi energetici per il risollevarimento del mixed liquor ed ottimizzando la capacità di rimozione dell'azoto.

Il ricircolo dei fanghi viene controllato sulla base del rapporto di ricircolo con la portata in ingresso al comparto biologico.

Il dosaggio dei reagenti per la disinfezione e la defosfatazione chimica sono regolati sulla base di misure di concentrazione dell'inquinante da rimuovere e della portata in ingresso al trattamento.

L'estrazione dei fanghi di supero è controllata mediante misuratori di solidi sospesi e misuratori di portata in modo da mantenere costante l'età del fango in vasca.

Il software di automazione e supervisione **OSCAR** (Optimal Solutions for Cost Abatement in nutrients Removal) è composto da diversi moduli. Il modulo *OSCAR-Aerazione intermittente* consente di regolare l'alternanza di fasi aerobiche e fasi anossiche in modo da effettuare la denitrificazione e la nitrificazione nella stessa vasca. Quando il carico è elevato, la fase di aerazione ha una durata maggiore per mantenere bassa la concentrazione di ammoniaca in vasca; viceversa, quando il carico è modesto le fasi di aerazione si fanno più distanziate e brevi, incrementando notevolmente l'efficienza di abbattimento dell'azoto totale in uscita e favorendo un consistente risparmio di energia elettrica. Il funzionamento viene quindi regolato in base alle effettive condizioni di carico in ingresso e alla qualità del refluo richiesta allo scarico.

Il modulo *OSCAR-Defosfatazione chimica* controlla il dosaggio di reagenti chimici utilizzati per la rimozione del fosforo sulla base della concentrazione di ortofosfato in ingresso e/o uscita dal comparto biologico. A seconda delle necessità, il sistema prevede la possibilità di implementare un controllo feedforward o feedback, integrando eventualmente le misure di concentrazione con quelle di portata.

Il modulo *OSCAR-Automazione linea fanghi* prevede l'installazione di analizzatori per la misura in continuo della concentrazione di solidi sospesi totali, ossigeno

disciolto e spessore del letto di fango in uno o più comparti della linea fanghi. In questo modo, è possibile regolare l'estrazione dei fanghi di supero in modo da mantenere un fissato valore di età del fango.

Anche il sistema **WTOS** (Water Treatment Optimisation Solutions) è costituito da più moduli di controllo in tempo reale. I moduli principali sono:

- modulo N-RTC: regola la *fornitura dell'aria* al comparto di nitrificazione utilizzando un setpoint di ossigeno disciolto variabile. Il valore di setpoint viene determinato in continuo in funzione della concentrazione di ammoniaca in uscita dai trattamenti biologici (controllo feedback) e del carico di ammoniaca in ingresso alle vasche biologiche (controllo feedforward);
- modulo P-RTC: controlla il processo di *defosfatazione chimica* regolando il dosaggio del reagente in funzione della concentrazione di fosfati effettivamente presente nella fase di trattamento. Ciò consente anche di ridurre la produzione dei fanghi chimici;
- modulo SRT-RTC: regola l'*estrazione dei fanghi di supero* in modo da garantire un tempo di ritenzione del fango prestabilito. Si avvale di sonde per il monitoraggio dei solidi sospesi totali, che regolano la portata di fango di supero;
- moduli ST-RTC e SD-RTC: sono i moduli dedicati, rispettivamente, alla conduzione del processo di *ispessimento* e *disidratazione meccanica* che regolano la portata influente e il dosaggio di reattivo chimico (per agevolare l'ispessimento e la disidratazione) sulla base del carico di solidi sospesi totali in ingresso.

La **piattaforma atl** è un sistema di controllo avanzato, che consente la gestione in tempo reale di un impianto di trattamento di acque reflue, con lo scopo di ottimizzare i processi depurativi ed i consumi energetici. La piattaforma è costituita da nove moduli integrati di cui i più importanti per l'efficientamento energetico degli impianti di depurazione sono i seguenti:

- modulo di acquisizione e gestione dati: acquisisce informazioni online da sensori, allarmi, punti fissi e attrezzature e informazioni offline da banche

dati. I dati vengono poi filtrati per rilevare ed eliminare disturbi ed errori ed infine resi disponibili per gli altri moduli della piattaforma;

- modulo di controllo: è composto da diversi sistemi di controllo avanzato e, sulla base delle informazioni acquisite dal primo modulo, gestisce i circuiti di regolazione dei processi di trattamento delle acque reflue;
- modulo della co-digestione: definisce la strategia per l'alimentazione del digestore ottimizzando la composizione del substrato e la strategia operativa del digestore in modo da massimizzare la produzione di biogas;
- modulo della co-generazione: definisce la strategia di funzionamento del motore a co-generazione per massimizzare la produzione di energia elettrica dal biogas;
- modulo di gestione dell'energia: registra le ore di funzionamento delle attrezzature e stima i consumi energetici corrispondenti;
- modulo DSS (Decision Support System): raccoglie, integra ed elabora le informazioni fornite dagli altri moduli portando all'elaborazione di strategie integrate.

I controlli avanzati integrati nel modulo di controllo della piattaforma at1 sono i seguenti:

1. controllo del sistema di *aerazione-nutriEn*: sulla base della concentrazione di ammoniaca, dell'evoluzione del potenziale redox e/o della concentrazione di nitrati e della concentrazione di ossigeno disciolto, fornisce la strategia di controllo per la fornitura di aria per minimizzare i consumi e il costo dell'energia, concentrando, se possibile, le fasi di aerazione durante i periodi di basso costo;
2. controllo del sistema di *aerazione-CEn*: calcola il setpoint di ossigeno disciolto dei reattori aerobici sulla base dell'evoluzione della torbidità in uscita;
3. controllo del sistema di *aerazione-sica*: gestisce il grado di apertura delle valvole in modo da garantire una concentrazione di ossigeno fissa nel comparto aerato e regola il funzionamento delle soffianti per mantenere il setpoint di pressione, consentendo anche di lavorare con un setpoint dinamico di pressione per ottimizzare il consumo energetico;

4. *ricircolo esterno dei fanghi attivi-RASe*: controlla la portata di ricircolo dei fanghi in funzione della portata in ingresso al comparto biologico e delle caratteristiche di sedimentabilità del fango;
5. *ricircolo interno dei fanghi attivi-RASi*: regola il ricircolo dei nitrati in funzione della concentrazione di nitrati nell'effluente e/o del carico di azoto in ingresso all'impianto e dello stato del processo di nitrificazione;
6. tempo di ritenzione del fango-*SRT*: sulla base della concentrazione di solidi sospesi totali nel reattore e nel fango di supero, della temperatura delle acque di scarico, controlla la portata di fango di supero in modo da raggiungere l'età del fango stabilita;
7. gestione della *vasca di prima pioggia*: sulla base della capacità di stoccaggio della vasca di prima pioggia, delle unità di trattamento e della portata influente regola l'afflusso (e il deflusso) della vasca di prima pioggia;
8. controllo dei *by-pass*: regola la portata trattata dai diversi comparti durante situazioni di sovraccarico idraulico in funzione della capacità di trattamento delle varie unità e dell'afflusso di acque reflue all'impianto;
9. controllo del *dosaggio di coagulante per la rimozione del fosforo*: sulla base della concentrazione di fosfati in ingresso all'impianto e/o in uscita dal comparto biologico regola il dosaggio di coagulante in modo da garantire il rispetto dei limiti allo scarico;
10. controllo del *dosaggio di una fonte di carbonio esterna per la rimozione dei nutrienti*: sulla base della concentrazione di nitrati nel comparto biologico, regola il dosaggio della fonte di carbonio esterna;
11. *deodorizzazione*: regola la durata del trattamento di deodorizzazione in funzione della concentrazione di solfuro di idrogeno nell'aria, della presenza o assenza di operatori e del piano tariffario elettrico assunto.

## 2.9.2 Brevetti per la fornitura di aria

Il brevetto **Greenbass<sup>TM</sup>** determina la portata di aria necessaria in funzione del carico inquinante in ingresso all'impianto. La misura in continuo della concentra-

zione di ammonio e di nitrato controllano l'avvio o lo spegnimento dei compressori adibiti all'aerazione, regolando così il quantitativo di aria immesso sulla base dell'inquinante da rimuovere.

Il brevetto **OptimEDAR** è una soluzione per il controllo del sistema di fornitura dell'aria pensata per piccoli e medi impianti di depurazione. Il sistema utilizza misure di ossigeno e potenziale redox per determinare lo stato del reattore biologico e controllare quindi il funzionamento delle soffianti. A partire dai dati misurati, una serie di algoritmi sviluppati con logica fuzzy e calcolo delle probabilità consentono di determinare la quantità di ossigeno effettivamente necessaria in ogni istante.

Il brevetto **Oxysmart** è un algoritmo di controllo che regola la fornitura di aria nel comparto biologico sulla base della concentrazione di azoto ammoniacale in ingresso. Il setpoint di ossigeno disciolto viene calcolato dinamicamente in funzione della concentrazione rilevata dalla sonda ione selettiva di ammonio e del suo abbattimento. Una sonda per la misurazione dell'ossigeno disciolto verifica che la concentrazione in vasca raggiunga il valore di riferimento.

Sono disponibili tre logiche:

1. Smart ON/OFF: in condizioni di basso carico, il sistema va in modalità pausa/lavoro, pronto a modulare l'ossigeno all'aumento del carico;
2. Smart DO: in condizioni di basso carico la soglia di ossigeno disciolto viene mantenuta a valori bassi, per poi risalire all'aumento del carico;
3. Smart N/DN: al termine di un ciclo di ossidazione, il sistema attiva i mixer, disattiva i compressori e rimane in questa modalità fino al successivo picco di azoto ammoniacale, raggiunto il quale, si riattiva l'ossidazione.

Il brevetto Oxysmart prevede una serie di funzioni di allarme e in caso di malfunzionamento di qualche componente, il sistema posiziona autonomamente le regolazioni su valori di sicurezza.

# Capitolo 3

## La modellazione matematica dei processi negli impianti di depurazione

Il presente capitolo contiene in primo luogo una descrizione dei modelli più diffusi per la descrizione matematica dei principali processi che avvengono all'interno di un impianto di trattamento delle acque reflue. Nella seconda parte del capitolo si descrive poi il software di simulazione GPS-X [37] utilizzato nel lavoro di ricerca, all'interno del quale si applicano i modelli precedentemente menzionati. Il software GPS-X è stato utilizzato per la modellazione di un impianto a scala reale e per la simulazione di alcune strategie di controllo per la fornitura di aria nel comparto biologico sull'impianto stesso (Capitolo 7).

### 3.1 Il processo a fanghi attivi

L'iniziale diffusione della modellazione del processo biologico si deve all'istituzione da parte dell'International Association on Water Pollution Research and Control (IAWPRC) nel 1982 del gruppo di lavoro sulla modellazione matematica per la progettazione e la gestione dei processi a fanghi attivi ("Mathematical Modelling for Design and Operation of Activated Sludge Processes"). Fino a quel momento infatti i modelli sviluppati avevano uno scarso utilizzo a causa della difficoltà nell'esprimere le relative equazioni in forma scritta, delle limitazioni computazionali

e della scarsa fiducia nella modellistica.

Il primo obiettivo del gruppo di lavoro era quello di creare una piattaforma comune che potesse essere poi utilizzata per lo sviluppo di modelli per la descrizione del processo a fanghi attivi finalizzato alla rimozione dell'azoto. Il risultato di questo lavoro è rappresentato dallo sviluppo del modello "Activated Sludge Model No. 1 (ASM1)" [31]. Una fase successiva è costituita dall'estensione dell'ASM1 per l'inclusione del processo di rimozione biologica del fosforo ("Activated Sludge Model No. 2 (ASM2)" [33] e "Activated Sludge Model No. 2d (ASM2d)" [34]). Infine, un ulteriore sviluppo è rappresentato dall'"Activated Sludge Model No. 3 (ASM3)" [30] che consente la modellazione del destino dei composti di stoccaggio interni che hanno un ruolo importante nel metabolismo degli organismi. Una review sullo stato dell'arte della modellazione del processo a fanghi attivi è contenuta in [27].

La simulazione del processo a fanghi attivi tiene in considerazione un gran numero di reazioni che avvengono tra un elevato numero di componenti. Le reazioni devono essere rappresentative dei più importanti processi che avvengono nel sistema e il modello deve essere in grado di quantificare le cinetiche e la stechiometria di ciascun processo. Una delle principali innovazioni concernenti i modelli ASM riguarda l'introduzione di una notazione matriciale per la descrizione del modello. La prima fase per l'impostazione della matrice consiste nell'identificazione delle componenti ( $i$ ) rilevanti per il modello, che costituiscono le colonne della matrice. In secondo luogo, si individuano i processi biologici ( $j$ ) più importanti che si vogliono modellare e che rappresentano le righe della matrice. Le espressioni cinetiche ( $\rho_j$ ) di ogni processo sono indicate, per ogni riga, nell'ultima colonna di destra e i parametri cinetici utilizzati sono definiti nell'angolo in basso a destra della matrice. Gli elementi all'interno della matrice costituiscono i coefficienti stechiometrici ( $v_{ij}$ ): per convenzione i contributi negativi rappresentano il consumo e quelli positivi la produzione di una specifica componente. I coefficienti stechiometrici utilizzati sono specificati nell'angolo in basso a sinistra della matrice.

Grazie alla notazione matriciale si possono agevolmente definire i bilanci di massa per ogni componente: infatti, il termine  $r_i$  che descrive le reazioni che coinvolgono ciascuna componente può essere determinato sommando i prodotti tra i coefficienti stechiometrici ( $v_{ij}$ ) e le espressioni cinetiche ( $\rho_j$ ) secondo la seguente equazione:



$$r_i = \sum_j v_{ij} \rho_j$$

### 3.1.1 Activated Sludge Model No. 1 (ASM1)

#### 3.1.1.1 Il frazionamento della sostanza organica e dell'azoto

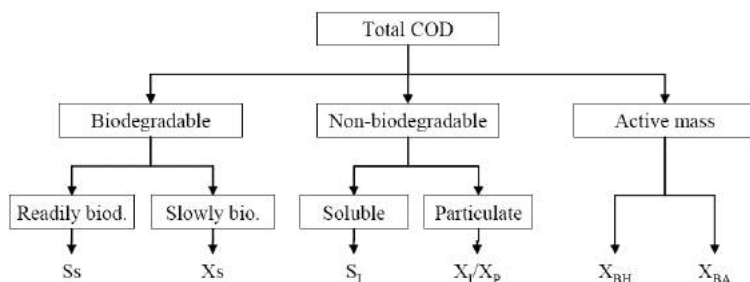
Il modello ASM1 [31] include la descrizione dei processi di ossidazione del carbonio e di trasformazione dell'azoto attraverso le reazioni di nitrificazione e denitrificazione.

Il parametro utilizzato per identificare la sostanza organica è rappresentato dalla richiesta chimica di ossigeno (COD) e, conseguentemente, tutti i bilanci di massa inclusi nel modello sono espressi in termini di COD. La sostanza organica presente nelle acque reflue può essere suddivisa in differenti categorie in funzione del criterio utilizzato per la classificazione. La prima suddivisione riguarda la biodegradabilità. Secondo questa classificazione, la sostanza organica si divide in due frazioni: la prima non biodegradabile e la seconda biodegradabile. A sua volta la materia organica non biodegradabile, che è biologicamente inerte e attraversa il processo a fanghi attivi senza variazioni, si divide in due frazioni, quella solubile e quella particolata. La sostanza organica inerte solubile ( $S_I$ ) fuoriesce dal sistema alla stessa concentrazione presente nel flusso in ingresso; la sostanza organica inerte particolata ( $X_I$ ) viene rimossa dal sistema attraverso l'estrazione del fango di supero. Anche la materia organica biodegradabile si può ulteriormente suddividere in due frazioni: una rapidamente biodegradabile e una lentamente biodegradabile. Nel modello la prima è considerata solubile ( $S_S$ ) e la seconda particolata ( $X_S$ ). La frazione  $S_S$  è costituita da molecole semplici che possono essere direttamente utilizzate dai batteri eterotrofi per la crescita di nuova biomassa mentre la frazione  $X_S$  consiste in molecole più complesse che devono essere convertite in substrato rapidamente biodegradabile attraverso reazioni di idrolisi prima di poter essere utilizzate. Si assume che il tasso specifico di idrolisi sia più basso di quello di consumo della sostanza organica rapidamente biodegradabile e che quindi l'idrolisi sia il fattore limitante per la crescita della biomassa nel caso in cui l'unico substrato presente sia rappresentato da  $X_S$ . Inoltre, il tasso di idrolisi in condizioni anos-

siche è inferiore rispetto a quello in condizioni aerobiche ed è nullo in condizioni anaerobiche.

La biomassa eterotrofa ( $X_{B,H}$ ) cresce consumando il substrato organico rapidamente biodegradabile sia in condizioni aerobiche che in condizioni anossiche, mentre il processo di crescita si ferma in condizioni anaerobiche. Il decadimento della biomassa comporta la conversione di una parte della biomassa stessa in substrato organico lentamente biodegradabile e prodotti inerti in forma particolata ( $X_P$ ).

Il frazionamento del COD applicato nel modello ASM1 è schematizzato nella Figura 3.1.

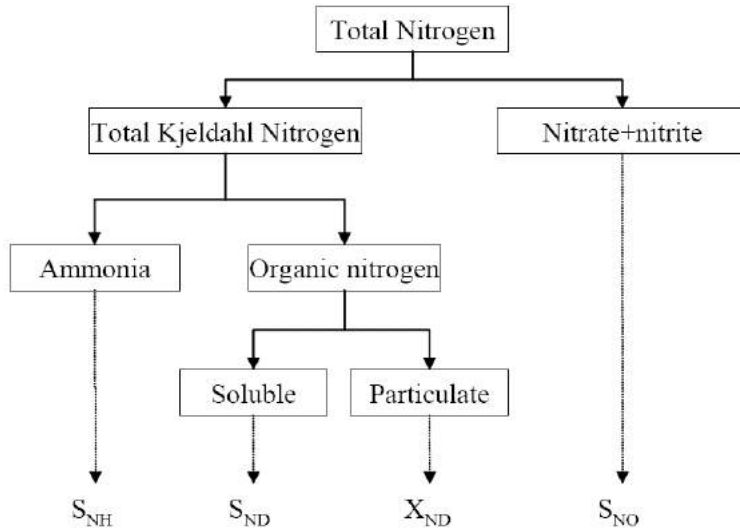


**Figura 3.1. Frazionamento del COD nel modello ASM1.**

Le forme azotate presenti nelle acque reflue possono essere suddivise in due categorie: quelle non biodegradabili e quelle biodegradabili. Per quanto riguarda la frazione non biodegradabile, la parte particolata viene associata con il COD particolato non biodegradabile, mentre quella solubile è generalmente trascurabile e non viene quindi inclusa nel modello. La frazione biodegradabile può essere ulteriormente suddivisa nelle seguenti componenti: ammoniaca ( $S_{N,H}$ ), azoto organico solubile ( $S_{N,D}$ ) e azoto organico particolato ( $X_{N,D}$ ). L'azoto organico particolato viene idrolizzato ad azoto organico solubile parallelamente all'idrolisi della sostanza organica lentamente biodegradabile in rapidamente biodegradabile. L'azoto organico solubile è utilizzato dalla biomassa eterotrofa e convertito in forma ammoniacale. Quest'ultima viene utilizzata come fonte di azoto per la sintesi dei batteri eterotrofi e come fonte di energia per la crescita della biomassa autotrofa nitrificante ( $X_{B,A}$ ). Per semplicità, la conversione dell'ammoniaca in nitrati ( $S_{N,O}$ ) è schematizzata come un unico passaggio che richiede ossigeno. I

nitrati ottenuti possono essere utilizzati come accettori di elettroni per i batteri eterotrofi in condizioni anossiche, con la formazione di azoto gas. Il decadimento della biomassa, sia essa autotrofa o eterotrofa, porta al rilascio di azoto organico particolato.

Il frazionamento dell'azoto applicato nel modello ASM1 è schematizzato nella Figura 3.2.



**Figura 3.2.** Frazionamento dell'azoto nel modello ASM1.

La matrice che descrive le cinetiche e la stechiometria dei processi di ossidazione del carbonio e di trasformazione dell'azoto (nitrificazione e denitrificazione) inclusi nel modello ASM1 è riportata in Tabella 3.1.

### 3.1.1.2 Le componenti della matrice

Come si può vedere nelle colonne della matrice in Tabella 3.1, le seguenti 13 componenti sono incluse nel modello ASM1:

- sostanza organica inerte solubile ( $S_I$ ) e particolata ( $X_I$ ). Queste componenti non sono coinvolte in alcuna reazione ma vengono incluse perché contribui-

Tabella 3.1. Matrice di Petersen del modello ASM1 [32].

Processi	Componenti													Chetidine
	$S_I$	$S_S$	$X_I$	$X_S$	$X_{B,H}$	$X_{B,A}$	$X_P$	$S_O$	$S_{NO}$	$S_{NH}$	$S_{ND}$	$X_{NP}$	$S_{I/E}$	
Crescita aerobica $H$		$-\frac{\mu_H}{Y_H}$			1			$-\frac{1-X_H}{Y_H}$					$-\frac{k_{dH}}{H}$	$\frac{\mu_H}{K_S+S_S} \left( \frac{S_O}{K_{O,H}+S_O} \right) X_{B,H}$
Crescita anaerobica $H$		$-\frac{\mu_H}{Y_H}$		1				$-\frac{1-X_H}{2S_{NH}Y_H}$		$-k_{X,H}$			$\frac{\mu_H}{K_S+S_S} \left( \frac{S_{NO}}{K_{O,H}+S_{NO}} \right) \mu_H X_{B,H}$	
Crescita aerobica $A$						1		$-\frac{k_{dA}-\lambda_A}{Y_A}$	$\frac{\lambda_A}{Y_A}$	$-k_{X,A} - \frac{\lambda_A}{Y_A}$			$\mu_A \left( \frac{S_{NH}}{K_S+S_{NH}} \right) \left( \frac{S_O}{K_{O,A}+S_O} \right) X_{B,A}$	
Decadimento $H$				$1-f_P$	-1								$\mu_H X_{B,H}$	
Decadimento $A$				$1-f_P$									$\mu_A X_{B,A}$	
Ammonificazione							$f_P$			1			$k_2 S_{NO} X_{B,H}$	
Inolisi organico				-1							-1		$\frac{H}{H}$	
Inolisi azoto organico												-1	$b_1 \frac{X_H(X_H+X_{B,H})}{K_{O,H}+S_S} \left( \frac{S_O}{K_{O,H}+S_O} \right) + \mu_H \left( \frac{K_{O,H}}{K_{O,H}+S_S} \right) \left( \frac{S_{NO}}{K_{O,H}+S_{NO}} \right) X_{B,H}$	

scono rispettivamente alla concentrazione di COD nell'effluente e di solidi sospesi volatili (SSV) nel comparto a fanghi attivi. Quest'ultima è infatti data dalla somma delle cinque componenti  $X_S$ ,  $X_{B,H}$ ,  $X_{B,A}$ ,  $X_P$  e  $X_I$ ;

- sostanza organica rapidamente biodegradabile ( $S_S$ ) che viene rimossa in seguito alla crescita della biomassa eterotrofa in condizioni aerobiche e anossiche e viene formata attraverso l'idrolisi della sostanza organica particolata intrappolata nei fiocchi di fango;
- sostanza organica lentamente biodegradabile ( $X_S$ ) che viene rimossa per idrolisi e si forma in seguito al decadimento della biomassa eterotrofa e autotrofa;
- biomassa eterotrofa ( $X_{B,H}$ ) e autotrofa ( $X_{B,A}$ ). La biomassa eterotrofa cresce in condizioni aerobiche e anossiche mentre quella autotrofa solo in condizioni aerobiche. In entrambi i casi il consumo avviene per decadimento;
- prodotti inerti in forma particolata ( $X_P$ ) che sono generati dal decadimento della biomassa sia eterotrofa che autotrofa;
- ossigeno disciolto nel reattore biologico ( $S_O$ ). Il consumo dell'ossigeno è associato alla crescita aerobica di entrambe le biomasse eterotrofa e autotrofa;
- nitrati ( $S_{N,O}$ ) prodotti attraverso la crescita aerobica della biomassa autotrofa e rimossi durante la crescita anossica di quella eterotrofa;
- azoto ammoniacale ( $S_{N,H}$ ) che viene formato durante il processo di ammonificazione dell'azoto organico solubile biodegradabile e rimosso in seguito alla crescita della biomassa;
- azoto organico biodegradabile solubile ( $S_{N,D}$ ) formato in seguito all'idrolisi dell'azoto organico particolato e convertito in azoto ammoniacale nel processo di ammonificazione;
- azoto organico biodegradabile particolato ( $X_{N,D}$ ) che si forma in seguito al decadimento della biomassa e si consuma nel processo di ammonificazione;
- alcalinità totale ( $S_{ALK}$ ) che fornisce informazioni in merito alle variazioni di pH nel sistema. Se l'alcalinità totale raggiunge valori inferiori a 50

$\text{gCaCO}_3/\text{m}^3$ , il pH diventa instabile e inferiore a 6. Valori bassi di pH riducono i tassi di nitrificazione e causano altri problemi di qualità dell'effluente e di bulking. L'inclusione di questo termine è quindi molto importante per valutare la capacità del sistema di mantenere valori di pH ottimali.

### 3.1.1.3 I processi della matrice

I processi inclusi nel modello ASM1 sono essenzialmente di quattro tipi: crescita della biomassa, decadimento della biomassa, ammonificazione dell'azoto organico e idrolisi della sostanza organica particolata intrappolata nei fiocchi di fango. Per facilitare la modellazione, si considera che l'unico substrato disponibile per la crescita della biomassa eterotrofa sia rappresentato dalla sostanza organica rapidamente biodegradabile. Quella lentamente biodegradabile viene rimossa per inclusione nei fiocchi di fango, da qui viene convertita in materiale rapidamente biodegradabile per idrolisi. Il decadimento comporta la trasformazione della biomassa attiva in prodotti inerti particolati e substrato organico lentamente biodegradabile che rientra così nel ciclo di idrolisi, crescita, ecc.

In particolare, come si può vedere nelle righe della matrice in Tabella 3.1, i seguenti 8 processi sono inclusi nel modello ASM1:

- crescita aerobica della biomassa eterotrofa che avviene a spese del substrato solubile, con consumo di ossigeno. Durante il processo l'azoto ammoniacale viene rimosso dal sistema e incorporato all'interno delle cellule;
- crescita anossica della biomassa eterotrofa a spese del substrato solubile. In questo processo l'azoto nitrico viene utilizzato come accettore di elettroni. Anche in questo caso l'azoto ammoniacale viene convertito in azoto organico incorporato all'interno della biomassa;
- crescita aerobica della biomassa autotrofa. L'azoto ammoniacale viene utilizzato come fonte di energia per la crescita dei batteri nitrificanti con la produzione di azoto nitrico e consumo di ossigeno. Un piccolo quantitativo di azoto ammoniacale viene incorporato all'interno delle nuove cellule;
- decadimento della biomassa eterotrofa descritto attraverso il concetto di morte e rigenerazione, con un'equazione del primo ordine rispetto alla concentra-

zione di biomassa eterotrofa. La biomassa viene convertita in prodotti particolati e substrato organico lentamente biodegradabile che verrà poi convertito nello stesso quantitativo di sostanza organica rapidamente biodegradabile in condizioni aerobiche o anossiche;

- decadimento della biomassa autotrofa che avviene in maniera del tutto analoga a quello della biomassa eterotrofa ma con un tasso inferiore;
- ammonificazione dell'azoto organico solubile con produzione di azoto ammoniacale a partire dall'azoto organico attraverso una semplice reazione del primo ordine;
- idrolisi della sostanza organica lentamente biodegradabile e dell'azoto organico biodegradabile intrappolati nei fiocchi di fango.

La Figura 3.3 rappresenta una schematizzazione dei processi che avvengono tra le diverse componenti incluse nel modello ASM1.

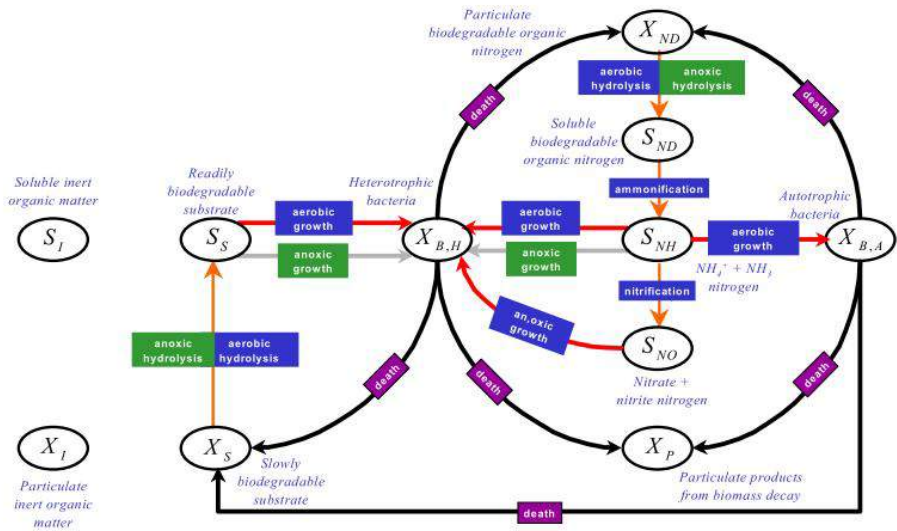


Figura 3.3. Rappresentazione schematica delle interazioni tra le diverse componenti incluse nel modello ASM1.

I valori tipici assunti dai parametri stechiometrici e cinetici dell'ASM1 a pH neutro sono riassunti nella Tabella 3.2.

**Tabella 3.2.** Valori tipici assunti dei parametri stechiometrici e cinetici dell'ASM1 a pH neutro [31].

Simbolo	Unità di misura	Valore a 20°C	Valore a 10°C
<i>Parametri stechiometrici</i>			
$Y_A$	g COD nella biomassa formata/g N ossidato	0,24	0,24
$Y_H$	g COD nella biomassa formata/g COD ossidato	0,67	0,67
$f_P$	-	0,08	0,08
$i_{XB}$	g N/g COD nella biomassa	0,086	0,086
$i_{XE}$	g N/g COD nei prodotti del decadimento endogeno	0,06	0,06
<i>Parametri cinetici</i>			
$\hat{\mu}_H$	$d^{-1}$	6,0	3,0
$K_S$	gCOD/m <sup>3</sup>	20,0	20,0
$K_{O,H}$	gO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	0,20	0,20
$K_{NO}$	gN-NO <sub>3</sub> /m <sup>3</sup>	0,50	0,50
$b_H$	$d^{-1}$	0,62	0,20
$\eta_g$	-	0,8	0,8
$\eta_h$	-	0,4	0,4
$k_h$	g COD lentamente biodegradabile (kgCOD nelle cellule/d)	3,0	1,0
$K_X$	g COD lentamente biodegradabile (g COD nelle cellule)	0,03	0,01
$\hat{\mu}_A$	$d^{-1}$	0,80	0,3
$K_{NH}$	gN-NO <sub>3</sub> /m <sup>3</sup>	1,0	1,0
$K_{O,A}$	gO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	0,4	0,4
$k_a$	m <sup>3</sup> · COD(kg/d)	0,08	0,04

### 3.1.1.4 Ipotesi, vincoli e limiti del modello ASM1

Il modello ASM1 si basa su alcune ipotesi che vengono di seguito elencate:

- il sistema opera a temperatura costante;



- il pH è costante e vicino alla neutralità;
- il frazionamento della sostanza organica in ingresso al processo è considerato costante;
- l'effetto limitante di azoto, fosforo e altri nutrienti inorganici sulla rimozione del substrato organico e la crescita di biomassa non vengono considerati;
- i fattori di correzione per la denitrificazione  $\eta_g$  e  $\eta_h$  sono assunti costanti una volta fissato il liquame;
- i coefficienti della nitrificazione sono considerati costanti;
- la biomassa eterotrofa è omogenea e le specie presenti non cambiano nel corso del processo;
- il processo di inglobamento della sostanza organica particolata nella biomassa è considerato istantaneo;
- l'idrolisi della sostanza organica e dell'azoto organico è accoppiata e avviene simultaneamente con la stessa velocità;
- la tipologia di accettore di elettroni presente non influenza la perdita di biomassa attiva per decadimento.

### 3.1.2 Activated Sludge Model No. 2 (ASM2)

Il modello ASM2 [33] rappresenta un'estensione dell'ASM1 all'interno del quale viene inclusa anche la modellazione del processo di rimozione biologica del fosforo. L'approccio utilizzato per la descrizione del modello è sempre quello matriciale in cui nelle righe si riportano i processi inclusi e nelle colonne le componenti utilizzate. Rispetto al modello ASM1, l'ASM2 è un modello più complesso che prevede la descrizione di un numero maggiore di processi e l'inclusione di nuove componenti. Uno dei principali cambiamenti riguarda il fatto che la biomassa nell'ASM2 ha una struttura cellulare interna. Uno dei limiti dell'ASM2 riguarda però il fatto che non si distingue la composizione, in termini di struttura cellulare interna, delle singole cellule ma si considera una composizione media della biomassa. Oltre ai processi biologici, nell'ASM2 sono descritti anche due processi chimici per la modellazione

della precipitazione chimica del fosforo. Mentre nell'ASM1 la sostanza organica particolata era espressa unicamente in termini di COD, nell'ASM2 viene introdotta la possibilità di includere anche i Solidi Sospesi Totali (SST) nel modello.

### 3.1.2.1 Le componenti e i processi della matrice

Si elencano di seguito le 20 componenti considerate nel modello ASM2, suddivise tra componenti solubili ( $S_i$ ) e componenti particolate ( $X_i$ ):

- prodotti della fermentazione, essenzialmente acetato ( $S_A$ );
- alcalinità ( $S_{ALK}$ );
- substrato organico rapidamente biodegradabile per la fermentazione ( $S_F$ );
- substrato organico solubile inerte ( $S_I$ );
- azoto gassoso ( $S_{N_2}$ );
- ione ammonio ( $S_{NH_4}$ );
- somma di nitrati e azoto nitroso ( $S_{NO_3}$ );
- ossigeno disciolto ( $S_{O_2}$ );
- fosforo inorganico solubile, principalmente ortofosfati ( $S_{PO_4}$ );
- substrato rapidamente biodegradabile ( $S_S$ ), dato dalla somma di  $S_F$  e  $S_A$ ;
- biomassa nitrificante ( $X_{AUT}$ );
- biomassa eterotrofa ( $X_H$ );
- materia organica inerte particolata ( $X_I$ );
- idrossidi metallici ( $X_{MeOH}$ );
- fosfati metallici ( $X_{MeP}$ );
- batteri fosforo-accumulatori (PAO,  $X_{PAO}$ );
- prodotto di stoccaggio interno dei batteri fosforo-accumulatori ( $X_{PHA}$ );

- polifosfati ( $X_{PP}$ );
- substrato lentamente biodegradabile ( $X_S$ );
- solidi sospesi totali ( $X_{SST}$ ).

Tutte le componenti sono considerate omogenee e distribuite all'interno del sistema.

I 19 processi inclusi nel modello ASM2 sono i seguenti:

- idrolisi aerobica;
- idrolisi anossica;
- idrolisi anaerobica;
- crescita aerobica dei batteri eterotrofi a spese di  $S_F$ ;
- crescita aerobica dei batteri eterotrofi a spese di  $S_A$ ;
- crescita anossica dei batteri eterotrofi a spese di  $S_F$ ;
- crescita anossica dei batteri eterotrofi a spese di  $S_A$ ;
- fermentazione;
- lisi;
- stoccaggio dei PHA;
- stoccaggio dei polifosfati;
- crescita dei batteri fosforo-accumulatori;
- lisi dei batteri fosforo-accumulatori;
- lisi dei prodotti di stoccaggio PHA;
- lisi dei prodotti di stoccaggio polifosfati;
- crescita dei batteri nitrificanti;
- lisi dei batteri nitrificanti;
- precipitazione del fosforo;
- ridissoluzione del fosforo.

### 3.1.2.2 Ipotesi, vincoli e limiti del modello ASM2

Le ipotesi e i vincoli precedentemente descritti dell'ASM1 si applicano anche al modello ASM2. Questo vale ad esempio per quanto riguarda l'ipotesi di pH, coefficienti e stechiometria costanti. In questo caso inoltre, alcune ipotesi sono state estese per includere anche il processo di rimozione biologica del fosforo: la biomassa eterotrofa e quella dei batteri fosforo-accumulatori è omogenea e la sua composizione non varia; l'idrolisi della sostanza organica, dell'azoto organico e dei fosfati organici è accoppiata e avviene simultaneamente. Il modello si basa sulle seguenti ipotesi inerenti la biomassa:

- i prodotti della fermentazione  $S_A$  sono l'unico substrato che può essere utilizzato dai batteri PAOs mentre gli altri organismi eterotrofi utilizzano il substrato organico fermentabile  $S_F$ ;
- i PAOs possono crescere anaerobicamente solo sui prodotti di stoccaggio PHA;
- i batteri PAOs non hanno capacità denitrificante. La presenza di azoto nitrico nei compartimenti anaerobici può ridurre l'efficienza di rimozione dei fosfati attraverso tre meccanismi: il primo meccanismo consiste in una semplice competizione tra i PAOs e la frazione denitrificante degli eterotrofi per i prodotti di fermentazione  $S_A$ ; il secondo comporta una riduzione dell'attività dei batteri PAOs a causa della ridotta fermentazione nella vasca anaerobica; il terzo meccanismo è quello che coinvolge i batteri PAOs denitrificanti, secondo il quale, in presenza di nitrati nel comparto anaerobico, questi batteri denitrificano per ottenere energia invece che utilizzare i polifosfati. Nei compartimenti anossici i PAOs rilasciano fosforo. Questo terzo meccanismo non è incluso nel modello ASM2;
- tutto il materiale carbonioso stoccato nelle cellule dei PAOs è rappresentato dai polidrossialcanoati (PHA);
- il modello non prevede una frazione di biomassa eterotrofa separata che può stoccare PHA senza rilascio di fosforo;

- si assume che i batteri eterotrofi definiti nel modello ASM2 crescano aerobicamente, operino la denitrificazione per via anossica e la fermentazione in ambiente anaerobico.

Inoltre i seguenti aspetti non vengono inclusi nel modello:

- effetti dovuti all'instaurarsi di condizioni limitanti in termini di basse concentrazioni di nutrienti;
- effetto di alcuni specifici composti organici sulla rimozione del fosforo;
- effetto della scarsa presenza di potassio e magnesio e dell'eccessiva presenza di nitriti e monossido di azoto sul processo di rimozione biologica del fosforo.

Il modello così formulato è applicabile solo al trattamento di acque reflue domestiche e non include la descrizione della separazione dei solidi nei sedimentatori. Il pH e la temperatura devono essere compresi nei seguenti range ottimali: 6,3-7,8 e 10-25°C.

### 3.1.3 Activated Sludge Model No. 2d (ASM2d)

Il modello ASM2d [34], come l'ASM2, descrive i processi di rimozione del COD, dell'azoto e del fosforo nei processi a fanghi attivi. In particolare, l'ASM2d rappresenta un'estensione dell'ASM2 all'interno della quale è inclusa anche la modellazione della frazione denitrificante dei batteri fosforo-accumulatori.

Le componenti incluse nel modello ASM2d [34] sono le medesime 20 già considerate nell'ASM2. Per quanto riguarda i processi modellati l'ASM2d include 21 processi: si tratta degli stessi processi già descritti nell'ASM2 dove però i processi di stoccaggio dei polifosfati e crescita dei batteri fosforo-accumulatori sono suddivisi in stoccaggio aerobico e stoccaggio anossico, crescita aerobica e crescita anossica.

Il modello ASM2d è applicabile solo al trattamento di acque reflue domestiche e non è prevista la modellazione di processi con fuoriuscita di  $S_A$  verso il comparto aerato. Il liquame deve essere caratterizzato da un sufficiente apporto di magnesio e potassio. Il pH deve essere mantenuto attorno alla neutralità e la temperatura deve essere compresa nel range ottimale 10-25°C.

### 3.1.4 Activated Sludge Model No. 3 (ASM3)

Il modello ASM3 è stato proposto nel 1999 per correggere alcuni difetti presenti nell'ASM1. In particolare, a causa della limitata capacità computazionale disponibile all'epoca, nell'ASM1 un unico processo di lisi descriveva la somma di tutti i decadimenti in tutte le condizioni ambientali. Il modello ASM3 introduce una descrizione più realistica dei processi di lisi.

Il flusso della sostanza organica nell'ASM1 è piuttosto complesso: i cicli di morte-rigenerazione dei batteri eterotrofi e quello degli autotrofi sono strettamente correlati ma nella realtà i due processi di decadimento differiscono significativamente nei dettagli. Nel modello ASM3 tutti i processi di conversione dei due gruppi di organismi sono trattati separatamente e i decadimenti sono descritti da modelli identici.

La complessità dell'ASM3 è confrontabile con quella dell'ASM1. Si pone però una maggiore attenzione sui processi di stoccaggio dei substrati organici piuttosto che su quelli di idrolisi.

Come l'ASM2, il modello ASM3 include i composti di stoccaggio interni alle cellule, che vengono quindi modellate con una struttura cellulare interna.

Il modello ASM3, come l'ASM1, è applicabile solo al trattamento di acque reflue domestiche ed è stato sviluppato per una temperatura compresa nel range 8-23°C. In entrambi i modelli non è incluso alcun processo che descriva il comportamento della biomassa in ambiente anaerobico. Lo sviluppo dell'ASM3 è basato su un intervallo di pH attorno alla neutralità (6,5-7,5) e si utilizza la componente  $S_{ALK}$  per monitorare eventuali variazioni di pH al di fuori del suddetto range. Il modello non è inoltre in grado di trattare un liquame con elevate concentrazioni di nitriti. Infine, l'ASM3 (e l'ASM1) non è stato sviluppato per sistemi con carico troppo elevato o età del fango molto bassa ( $< 1$  d).

#### 3.1.4.1 Le componenti e i processi della matrice

Si elencano di seguito le 13 componenti considerate nel modello ASM3, suddivise tra componenti solubili ( $S_i$ ) e componenti particolate ( $X_i$ ):

- ossigeno disciolto ( $S_{O_2}$ );
- substrato organico solubile inerte ( $S_I$ );
- substrato organico rapidamente biodegradabile ( $S_S$ )
- ione ammonio ( $S_{NH_4}$ );
- azoto gassoso ( $S_{N_2}$ );
- somma di azoto nitrico e nitroso ( $S_{NO_x}$ );
- alcalinità ( $S_{ALK}$ );
- materia organica inerte particolata ( $X_I$ );
- substrato lentamente biodegradabile ( $X_S$ );
- biomassa eterotrofa ( $X_H$ );
- prodotto di stoccaggio interno degli organismi eterotrofi ( $X_{STO}$ );
- biomassa nitrificante ( $X_A$ );
- solidi sospesi ( $X_{SS}$ ).

I 12 processi inclusi nel modello ASM3 sono i seguenti:

- idrolisi;
- stoccaggio aerobico del substrato rapidamente biodegradabile;
- stoccaggio anossico del substrato rapidamente biodegradabile;
- crescita aerobica dei batteri eterotrofi;
- crescita anossica dei batteri eterotrofi;
- respirazione endogena aerobica degli etrotrofi;
- respirazione endogena anossica degli etrotrofi;
- respirazione aerobica dei prodotti di stoccaggio;

- respirazione anossica dei prodotti di stoccaggio;
- crescita aerobica dei batteri autotrofi;
- respirazione endogena aerobica degli autotrofi;
- respirazione endogena anossica degli autotrofi.

## 3.2 Il processo di sedimentazione

### 3.2.1 La sedimentazione primaria

Un modello utilizzato per descrivere il processo di sedimentazione primaria è il modello di Otterpohol [51]. Si tratta di un modello che, pur non fornendo una descrizione dettagliata del processo, è in grado di stimare con buona approssimazione le caratteristiche del fango primario estratto dal sedimentatore e del surnatante che costituisce l'ingresso del comparto biologico. Il modello consiste in una singola vasca omogenea con un'empirica suddivisione dell'uscita tra effluente primario e fango primario. Un'equazione di separazione empirica, funzione del tempo di residenza idraulica, viene utilizzata per calcolare il valore assunto dalle variabili di stato nell'effluente. La portata di fango viene considerata proporzionale a quella influente e i valori delle concentrazioni delle variabili di stato nel fango estratto sono determinati applicando un bilancio di massa su ciascuna componente.

Per ogni istante di calcolo l'efficienza di rimozione del COD viene calcolata attraverso l'utilizzo della seguente equazione:

$$\eta_{\text{COD}_p}(t) = f_{\text{corr}}(2,88f_X - 0,118) - (1,45 + 6,15 \ln(t_h(t) \cdot 24 \cdot 60))$$

dove  $f_X$  è la frazione media di COD particolato, assunta come costante,  $t_h(t)$  è il tempo di ritenzione idraulica che varia dinamicamente in funzione della portata influente e  $f_{\text{corr}}$  è un fattore di correzione adimensionale.

Il valore assunto dalle variabili di stato nell'effluente primario viene calcolato con la seguente relazione:



$$f_i = 1 - \frac{\eta_{\text{COD}_p}}{100} f_{SX,i}$$

dove  $f_{SX,i}$  è uguale a zero per tutte le componenti solubili e maggiore di zero per le frazioni particolate.

### 3.2.2 La sedimentazione secondaria

Un modello utilizzato per descrivere il processo di sedimentazione secondaria è il modello di Takács [64] che rappresenta la velocità di sedimentazione con una funzione costituita dalla combinazione di due esponenziali. Il sedimentatore è suddiviso in layer di uguale spessore. I layer sono numerati a partire dal fondo del sedimentatore fino alla superficie. Valgono le seguenti ipotesi: i solidi si distribuiscono istantaneamente e uniformemente nell'intera sezione trasversale del layer di ingresso e si considera solo il flusso verticale (modello monodimensionale). Per ogni strato viene eseguito un bilancio di massa per ricostruire il profilo della concentrazione di solidi lungo la direzione verticale. Il modello si basa sul concetto di flusso solido. Per ogni strato il comportamento è descritto come somma dell'effetto della sedimentazione per gravità e del trasporto di solidi, all'interno e all'esterno dello strato considerato, a causa del flusso di liquame. Negli strati al di sopra del layer di alimentazione il flusso di liquame verso l'alto causa un movimento verso l'alto delle particelle solide (dallo strato inferiore allo strato superiore) mentre la sedimentazione determina un movimento verso il basso delle particelle sedimentabili (dallo strato superiore allo strato inferiore). Negli strati inferiori al punto di alimentazione invece, sia il flusso del liquame che il contributo dovuto alla sedimentazione determinano un movimento verso il basso delle particelle. Nel layer di alimentazione i solidi entrano con l'alimento ed escono dal layer sia verso il basso che verso l'alto a causa del movimento del liquame. I layer possono quindi essere suddivisi in cinque gruppi differenti a seconda della loro posizione rispetto al punto di alimentazione del liquame, come rappresentato schematicamente in Figura 3.4.

Il flusso solido è definito come prodotto tra la velocità di sedimentazione e la concentrazione di solidi nel layer stesso. L'equazione generale per la determinazione della velocità di sedimentazione delle particelle in una specifico layer è la seguente:

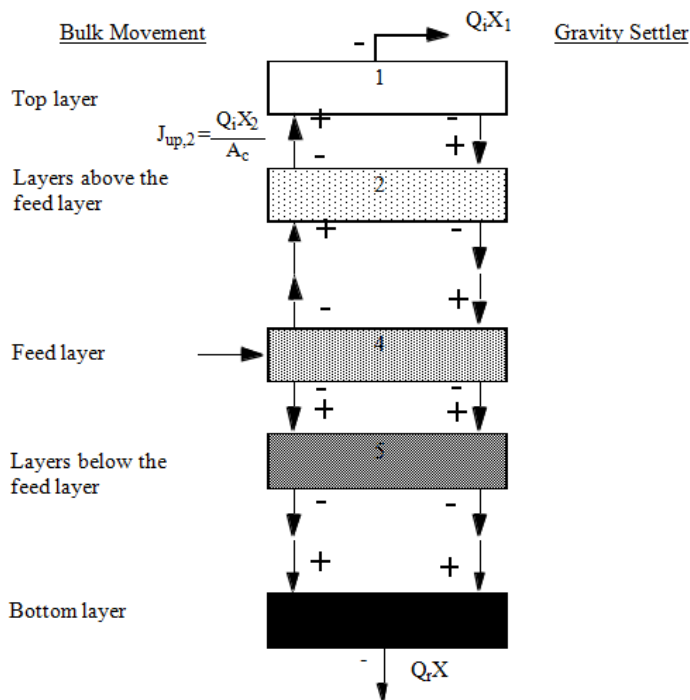


Figura 3.4. Rappresentazione schematica del processo di sedimentazione secondaria.

$$v_{sj} = v_0 e^{-r_h X_j^*} - v_0 e^{-r_p X_j^*}$$

dove  $v_{sj}$  è la velocità di sedimentazione nel layer  $j$ ,  $X_j^*$  è la concentrazione di solidi nel layer  $j$  in condizioni limitanti. In particolare,  $X_j^* = X_j - X_{min}$  è la concentrazione di solidi nel layer  $j$  e  $X_{min}$  è la concentrazione di solidi non sedimentabili ottenuta moltiplicando la frazione non sedimentabile per la concentrazione totale nell'influente.

Il profilo di velocità di sedimentazione che si ottiene è rappresentato in Figura 3.5. Si possono distinguere quattro differenti zone:

1. velocità nulla al di sotto del valore di concentrazione dei solidi non sedimen-

tabili;

2. velocità di sedimentazione dominata dal fenomeno di flocculazione (il parametro  $r_p$  è quello che governa il processo);
3. velocità di sedimentazione indipendente dalla concentrazione di solidi (le particelle hanno raggiunto la loro massima dimensione);
4. il processo di sedimentazione viene ostacolato dal flusso e la velocità risulta essere dipendente dal parametro  $r_h$ .

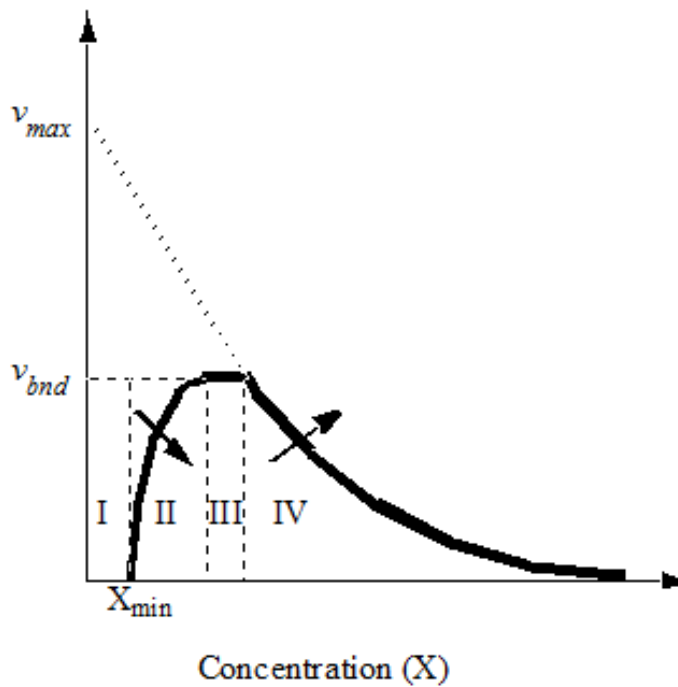


Figura 3.5. Profilo di velocità di sedimentazione in funzione della concentrazione di solidi.

### 3.3 La digestione anaerobica

Il modello utilizzato per la descrizione del processo di digestione anaerobica è il modello ADM1 [9] sviluppato dal gruppo di lavoro "Anaerobic Digestion Modelling Task Group" dell'International Water Association.

Il digestore anaerobico viene generalmente considerato come un reattore con un determinato volume della fase liquida e uno spazio di testa alla pressione atmosferica, dal quale viene estratto il gas prodotto. Il reattore è a miscelazione completa con un singolo input e un singolo output e un volume costante della fase liquida. Le reazioni che caratterizzano il processo di digestione anaerobica sono complesse e coinvolgono una serie di passaggi in parallelo. In particolare, le reazioni possono essere suddivise in due tipologie principali:

- reazioni biochimiche che sono generalmente catalizzate da enzimi intra o extra-cellulari e agiscono sul materiale organico biologicamente disponibile. I processi di disintegrazione dei materiali composti in particolati e la successiva fase di idrolisi enzimatica di questi ultimi in monomeri solubili avvengono ad opera degli enzimi extracellulari. La degradazione del materiale solubile è invece mediata da enzimi intra-cellulari;
- reazioni fisico-chimiche che coinvolgono associazione/dissociazione di ioni e trasferimento gas-liquido. La reazione di precipitazione che avviene nel processo di digestione anaerobica non è inclusa nel modello ADM1.

Le reazioni biochimiche sono quelle che descrivono il cuore del processo di digestione anaerobica ma quelle fisico-chimiche hanno lo scopo di rappresentare l'effetto delle variabili fisico-chimiche sulle reazioni biochimiche. È quindi molto importante la loro inclusione nel modello.

Il modello include le tre fasi principali del processo (acidogenesi, acetogenesi e metanogenesi), una fase di disintegrazione extracellulare e una di idrolisi extracellulare. Le sostanze particolate complesse subiscono in primo luogo un processo di disintegrazione in carboidrati, proteine e lipidi. La disintegrazione include quindi una serie di processi quali la lisi, il decadimento non-enzimatico, la separazione di fase e la rottura fisica. Si assume che le fasi biochimiche extracellulari siano caratterizzate da reazioni del primo ordine.

La degradazione dei monosaccaridi e degli amminoacidi in acidi organici, idrogeno e anidride carbonica avviene ad opera di due gruppi di batteri acidogeni. Gli acidi organici vengono successivamente convertiti in acetato, idrogeno e anidride carbonica da alcuni gruppi di batteri acetogeni. L'idrogeno prodotto viene consumato da un gruppo di batteri metanigeni che utilizzano idrogeno per il loro metabolismo e l'acetato viene utilizzato da un gruppo metanigeno acetoclastico. Le reazioni biochimiche intracellulari sono descritte da cinetiche di tipo Monod. La crescita della biomassa è implicita nel consumo di substrato e il decadimento della biomassa è rappresentato da cinetiche del primo ordine. La biomassa morta viene mantenuta all'interno del sistema come materia particolata composta. Le funzioni che descrivono l'inibizione del processo includono il pH, l'idrogeno e l'ammoniaca libera.

Per la descrizione del processo viene generalmente utilizzata la notazione matriciale già introdotta con i modelli ASM dei processi a fanghi attivi, dove le colonne della matrice indicano le componenti considerate nel modello e le righe i processi descritti. In particolare, il modello ADM1 considera 24 componenti (12 solubili e 12 particolate) e descrive 19 processi [9].

Una rappresentazione schematica dei processi biochimici inclusi nel modello ADM1 è riportata in Figura 3.6.

Le reazioni fisico-chimiche sono reazioni del tipo liquido-liquido (associazione/dissociazione di ioni), scambio gas-liquido (trasferimento di gas), trasformazioni liquido-solido (precipitazione e solubilizzazione di ioni). Come già anticipato, le reazioni di precipitazione non sono incluse nel modello. Il sistema chimico-fisico è molto importante perché si possono in questo modo esprimere una serie di fattori di inibizione biologica (pH, acidi e basi libere e concentrazioni disciolte di gas). Inoltre, parametri importanti quali la portata di gas e l'alcalinità dipendono dalla stima corretta delle trasformazioni fisico-chimiche. Infine, molto spesso il controllo del pH rappresenta una delle principali voci di costo e in questo caso il setpoint del pH viene calcolato sulla base delle reazioni fisico-chimiche.

Generalmente, i processi di dissociazione/associazione sono molto veloci rispetto alle altre reazioni e sono quindi considerati come processi all'equilibrio, descritti da equazioni algebriche e non differenziali.

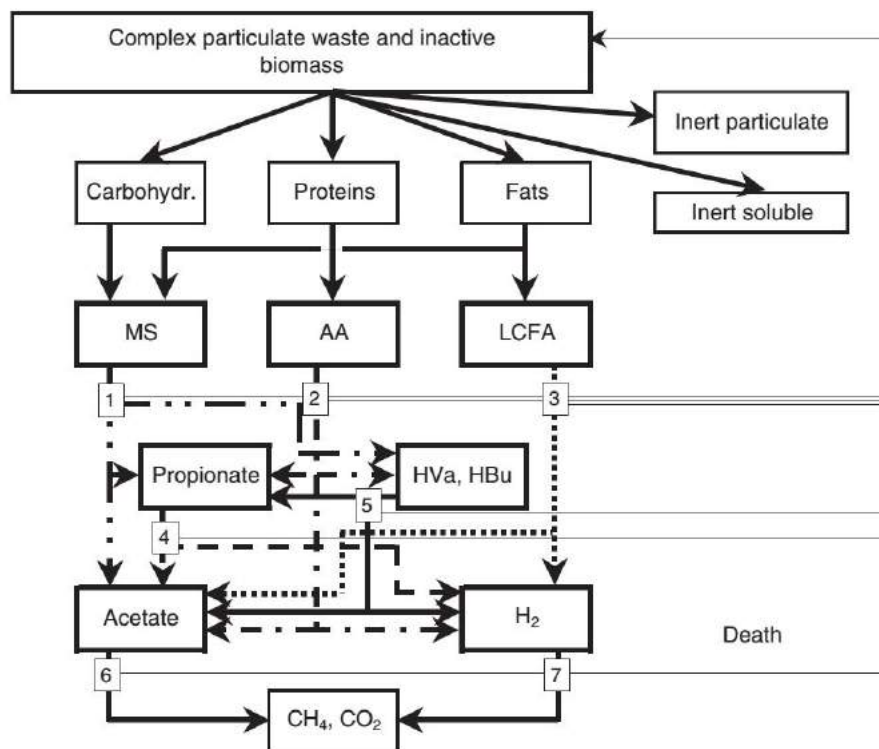


Figura 3.6. Rappresentazione schematica dei processi biochimici descritti dal modello ADM1 [9].

### 3.4 Il software di simulazione GPS-X

La simulazione dei processi depurativi può essere condotta in diversi modi: è infatti possibile implementare i modelli attraverso scrittura diretta del codice di programmazione (Fortran, C++, ecc.), si possono utilizzare software generici che hanno al loro interno dei pacchetti per la simulazione (Matlab-Simulink) oppure si possono impiegare software di simulazione commerciali appositamente sviluppati (Simba, WEST, GPS-X, STOAT, BioWin, ecc.). Il lavoro descritto nella presente tesi è stato condotto mediante l'utilizzo del software di simulazione GPS-X, sviluppato dalla ditta Hydromantis Environmental Software Solutions, Inc [37].

### 3.4.1 Gli oggetti

La prima fase per la realizzazione del modello di un impianto di depurazione consiste nella definizione del layout impiantistico all'interno del software di simulazione. Il software GPS-X mette a disposizione una serie di oggetti che costituiscono la rappresentazione simbolica dei differenti processi, senza che ad essi sia associato uno specifico modello. Ad ogni oggetto sono associati diversi attributi tra cui i principali sono: configurazione idraulica, caratteristiche fisiche e caratteristiche operative. Esistono due categorie principali di oggetti: quelli privi di volume (influyente, effluente, partitori di portata, ecc.) e quelli con volume.

Una volta selezionati gli oggetti che rappresentano i trattamenti presenti presso l'impianto che si vuole simulare è necessario specificarne gli attributi e creare i collegamenti tra i vari oggetti che rappresentano i diversi comparti che costituiscono l'impianto.

I principali oggetti utilizzati nel presente lavoro sono: l'influente, i processi a biomassa sospesa (comparti a miscelazione completa aerati o anossici) e i processi di sedimentazione (sedimentatori primari e sedimentatori secondari).

Per quanto riguarda l'influente, a seconda dei dati a disposizione, è possibile adottare uno dei seguenti modelli:

- **bodbased**: se è possibile caratterizzare l'influente in funzione della concentrazione di BOD. È necessario fornire i valori relativi al BOD<sub>5</sub>, TKN, SST, alcune variabili di stato (substrato organico inerte, ortofosfato solubile e alcalinità) e alcuni coefficienti stechiometrici;
- **codbased**: questo modello richiede la caratterizzazione dell'influente tramite i valori di COD, TKN, fosforo totale (nella libreria CNPLIB), alcune variabili di stato (azoto ammoniacale, ortofosfato solubile e alcalinità) e alcuni coefficienti stechiometrici;
- **codstates**: lavora in un modo simile al modello CODbased e prende in ingresso i valori di COD, TKN e ammoniaca;
- **sludge**: permette la descrizione dell'influente a partire dalle caratteristiche del fango in ingresso all'impianto;

- `states`: da utilizzare quando è possibile caratterizzare l'influente attraverso i valori di tutte le variabili di stato utilizzate dalla libreria selezionata e da alcuni coefficienti stechiometrici;
- `tssfrac`: può essere utilizzato con successo se il liquame in ingresso può essere caratterizzato utilizzando come componenti principali le concentrazioni di COD e SST da fornire in aggiunta ai valori di TKN, alcune variabili di stato (substrato organico inerte, ortofosfato solubile e alcalinità) e alcuni coefficienti stechiometrici.

Indipendentemente dal modello adottato, è necessario inserire due principali informazioni: la composizione a partire dalla quale il modello calcola le caratteristiche dell'influente e la portata.

Anche per i processi a biomassa sospesa è necessario in primo luogo fissare il modello da utilizzare scegliendo fra i modelli disponibili per la libreria scelta. Ad esempio, per la libreria CNLIB sono disponibili i seguenti modelli: ASM1, ASM3 e `mantis`. Successivamente vanno definiti i parametri fisici (volume), operativi (ad esempio quelli legati alla fornitura di aria, che può avvenire in maniera costante, andando a fissare la portata di aria o il coefficiente di trasferimento dell'ossigeno ( $K_L a$ ), o può essere variata in funzione di un determinato setpoint di ossigeno disciolto, mantenuto all'interno della vasca attraverso diverse logiche di controllo). Devono essere inoltre specificati i coefficienti stechiometrici, le costanti cinetiche e le condizioni iniziali in termini di volume e concentrazioni.

Il processo di sedimentazione comprende sia la sedimentazione primaria che quella secondaria. Per i sedimentatori primari la libreria CNLIB mette a disposizione i modelli ASM1, ASM3, `empiric`, `mantis` e `simple1d` mentre per i secondari si aggiunge anche il modello `point`. I modelli si possono dividere in reattivi e non reattivi a seconda della presenza o meno all'interno del comparto di reazioni biologiche: il modello `point` è non reattivo privo di dimensione, il `simple1d` è non reattivo ad una dimensione e i modelli ASM1, ASM3 e `mantis` sono reattivi a una dimensione. Una volta scelto il modello, è necessario specificare le caratteristiche geometriche: la forma, le dimensioni, il numero di strati in cui suddividere il profilo di sedimentazione e la profondità del punto di alimentazione del refluo. Inoltre devono essere fornite le condizioni operative (portate di ricircolo e di estrazione del fango) e di sedimentabilità (ad esempio l'indice di volume del fango - SVI).



### 3.4.2 Le librerie delle variabili di stato

All'interno del software GPS-X, una libreria rappresenta un insieme di modelli del processo di depurazione che utilizza un determinato gruppo di variabili di riferimento, dette variabili di stato, per la scrittura delle equazioni differenziali che descrivono i diversi modelli.

Il software GPS-X mette a disposizione sei diverse librerie:

1. Carbon – Nitrogen (CNLIB), permette di descrivere i processi di ossidazione del carbonio, nitrificazione e denitrificazione sfruttando 16 variabili di stato;
2. Carbon – Nitrogen – Industrial Pollutant (CNIPLIB), sfrutta 46 variabili di stato aggiungendone alla libreria CNLIB altre 30, definibili dall'utente (15 solubili e 15 particolate);
3. Carbon – Nitrogen – Phosphors (CNPLIB), permette di descrivere, oltre ai fenomeni inclusi nella libreria CNLIB, anche i processi che portano alla rimozione chimica e biologica del fosforo utilizzando 27 variabili di stato;
4. Carbon – Nitrogen – Phosphorus – Industrial Pollutant (CNPIPLIB), sfrutta 57 variabili di stato aggiungendone alla libreria CNPLIB altre 30 definibili dall'utente (15 solubili e 15 particolate);
5. Comprehensive – Carbon, Nitrogen, Phosphorus, pH (MANTIS2LIB), che utilizza 52 variabili di stato;
6. Carbon Footprint – Carbon, Nitrogen, Phosphorus, pH (MANTIS3LIB), che comprende 56 variabili di stato.

In particolare, le variabili di stato della libreria CNLIB sono le seguenti:

- sostanza organica inerte solubile (si);
- substrato solubile rapidamente biodegradabile (ss);
- sostanza organica inerte particolata (xi);
- substrato particolato lentamente biodegradabile (xs);

- biomassa attiva eterotrofa (xbh);
- biomassa attiva autotrofa (xba);
- sostanza organica particolata prodotta dal decadimento (xu);
- prodotti di stoccaggio interni (xsto);
- ossigeno disciolto (so);
- nitrati e nitriti (sno);
- ammoniaca in forma libera e ionica (snh);
- azoto organico solubile biodegradabile presente in ss (snd);
- azoto organico particolato biodegradabile presente in xs (xnd);
- azoto gassoso (snn);
- alcalinità (salk);
- solidi sospesi inorganici inerti (xii).

Per ottenere invece la libreria CNPLIB bisogna aggiungere alle variabili di stato della libreria CNLIB i seguenti parametri:

- batteri fosforo-accumulatori (xbp);
- polidrossialcanoati (xbt);
- polifosfati stoccati (xpp);
- acidi grassi volatili (slf);
- fosforo solubile (sp);
- azoto organico solubile non biodegradabile presente in si (sni);
- substrato fermentabile rapidamente biodegradabile (sf);
- glicogeno stoccato (xgly);
- polifosfati stoccati che possono essere rilasciati (xppr);
- idrossidi metallici (xmeoh);
- fosfati metallici (xmep).

### 3.4.3 Il calcolo delle variabili composte

Le variabili composte sono variabili che vengono calcolate a partire dalle variabili di stato, in modo diverso in funzione della libreria scelta e del modello utilizzato. Le variabili composte che combinano le variabili di stato per ottenere grandezze che vengono generalmente misurate presso gli impianti di depurazione sono SST, BOD, COD e Total Kjeldahl Nitrogen (TKN).

I meccanismi per il calcolo delle variabili composte possono essere rappresentati mediante tabelle nelle quali vengono riportate in colonna le variabili composte che devono essere calcolate e in riga le variabili di stato del modello utilizzate per il calcolo. La variabile composta si ottiene sommando i vari contributi, ottenuti moltiplicando la variabile di stato per il coefficiente stechiometrico presente nella corrispondente casella.

La Tabella 3.3 rappresenta le variabili di stato che contribuiscono al calcolo delle variabili composte BOD, COD e SST con i relativi coefficienti stechiometrici per tutti i modelli della libreria CNLIB.

**Tabella 3.3. Tabella per il calcolo delle variabili composte BOD, COD e SST per tutti i modelli della libreria CNLIB [37].**

	SBODU	XBODU	BODU	SBOD	XBOD	BOD	SCOD	XCOD	COD	SSV	XISS	X
si							1		1			
ss	1		1	fbod		fbod	1		1			
xi								1	1	icv <sup>-1</sup>		icv <sup>-1</sup>
xs		1	1		fbod	fbod		1	1	icv <sup>-1</sup>		icv <sup>-1</sup>
xbh		1	1		fbod	fbod		1	1	icv <sup>-1</sup>		icv <sup>-1</sup>
xba		1	1		fbod	fbod		1	1	icv <sup>-1</sup>		icv <sup>-1</sup>
xu								1	1	icv <sup>-1</sup>		icv <sup>-1</sup>
xsto		1	1		fbod	fbod		1	1	icv <sup>-1</sup>		icv <sup>-1</sup>
xii											1	1

Il COD è dato dalla somma dei due contributi di COD solubile (SCOD) e COD particolato (XCOD), la concentrazione di SST è ottenuta sommando la concentrazione di Solidi Sospesi Volatili (SSV) a quella di materia inorganica inerte particolata (XISS). Infine, il BOD ultimo totale (BODU) è dato dalla somma delle due componenti solubile (SBODU) e particolata (XBODU) e per determinare il BOD<sub>5</sub> si moltiplica il BOD ultimo per la frazione stechiometrica fbod che rappresenta il rapporto tra BOD<sub>5</sub> e BODU.

Il calcolo delle variabili composte relative all'azoto dipende, all'interno della li-

breria CNLIB, dal modello scelto. A titolo di esempio, la Tabella 3.4 riporta la metodologia di calcolo delle variabili TKN e azoto totale (TN) nel caso del modello ASM1.

**Tabella 3.4. Tabella per il calcolo delle variabili composte TKN e azoto totale (TN) per il modello ASM1 della libreria CNLIB [37].**

	STKN	XTKN	TKN	TN
sno				1
snh	1		1	1
snd	1		1	1
xnd		1	1	1
xbh		ixbn	ixbn	ixbn
xba		ixbn	ixbn	ixbn
xu		ixun	ixun	ixun
xi		ixun	ixun	ixun

Il TKN è dato dalla somma dei due contributi di TKN solubile (STKN) e TKN particolato (XTKN) mentre l'azoto totale si ottiene aggiungendo al TKN la variabile di stato che rappresenta la concentrazione di nitrati e nitriti.

Si riportano inoltre di seguito le Tabelle 3.5 e 3.6 per il calcolo delle variabili composte con la libreria CNPLIB.

**Tabella 3.5. Tabella per il calcolo delle variabili composte BOD, COD e SST per tutti i modelli della libreria CNPLIB [37].**

	SBODU	XBODU	BODU	SBOD	XBOD	BOD	SCOD	XCOD	COD	SSV	XISS	X
ss	1		1	fbod		fbod	1		1			
sf	1		1	fbod		fbod	1		1			
slf	1		1	fbod		fbod	1		1			
xs		1	1		fbod	fbod		1	1	icv <sup>-1</sup>		icv <sup>-1</sup>
xbh		1	1		fbod	fbod		1	1	icv <sup>-1</sup>		icv <sup>-1</sup>
xba		1	1		fbod	fbod		1	1	icv <sup>-1</sup>		icv <sup>-1</sup>
xpb		1	1		fbod	fbod		1	1	icv <sup>-1</sup>		icv <sup>-1</sup>
si							1		1			
xi								1	1	icv <sup>-1</sup>		icv <sup>-1</sup>
xu								1	1	icv <sup>-1</sup>		icv <sup>-1</sup>
xgly		1	1		fbod	fbod		1	1	icv <sup>-1</sup>		icv <sup>-1</sup>
xbt		1	1		fbod	fbod		1	1	icv <sup>-1</sup>		icv <sup>-1</sup>
xsto		1	1		fbod	fbod		1	1	icv <sup>-1</sup>		icv <sup>-1</sup>
xii											1	1
xmeoh											1	1
xmep											1	1
xpp											3	3
xppr											3	3

**Tabella 3.6.** Tabella per il calcolo delle variabili composte TKN e azoto totale (TN) per il modello ASM1 della libreria CNPLIB [37].

	STKN	XTKN	TKN	TN
sno				1
snh	1		1	1
sni	1		1	1
snd	1		1	1
xnd		1	1	1
xbh		ixbn	ixbn	ixbn
xba		ixbn	ixbn	ixbn
xi		ixun	ixun	ixun
xu		ixun	ixun	ixun



## Capitolo 4

# La procedura "Benchmark Simulation Model" (BSM)

Il presente capitolo riporta la descrizione della procedura "Benchmark Simulation Model" (BSM) messa a punto dal gruppo "Benchmarking of Control Strategies for Wastewater Treatment Plants" dell'International Water Association (IWA) [28]. La piattaforma BSM è costituita da un gruppo di modelli di simulazione dei differenti processi che avvengono all'interno di un impianto di trattamento delle acque reflue, articolato in uno schema impiantistico standard al quale sono associate alcune strategie di controllo di default. Come verrà descritto, la simulazione viene condotta seguendo una procedura definita e valutata attraverso criteri opportunamente sviluppati. Lo scopo di questo protocollo è quello di fornire un metodo oggettivo per la valutazione di differenti strategie di controllo: utilizzando gli stessi criteri per la simulazione (medesimi influente, layout impiantistico e procedura di simulazione) e per la valutazione, i risultati ottenuti da differenti gruppi di ricerca possono essere facilmente confrontati, evitando in questo modo che essi siano influenzati dalle ipotesi dei singoli gruppi o dalle esigenze sito-specifiche (i.e. differenti limiti allo scarico). Come verrà descritto nel Capitolo 6, la procedura BSM è stata utilizzata in questo lavoro di ricerca per testare, in fase di simulazione attraverso una procedura standard, l'applicazione di differenti strategie di controllo per la fornitura dell'aria nel comparto biologico.

## 4.1 Lo schema impiantistico

Lo sviluppo della procedura BSM ha dato luogo negli anni all'elaborazione di tre differenti protocolli denominati rispettivamente BSM1, BSM1\_LT (LT = Long Term) e BSM2. L'idea del primo Benchmark Simulation Model (BSM1) è stata per la prima volta discussa nel 1993 in Canada nel corso della conferenza "IWA's Instrumentation Control and Automation Conference" e il suo sviluppo è avvenuto in seguito ad un meeting avvenuto nel 1997 nel corso del quale è stata fornita la seguente definizione di "benchmark":

*a protocol to obtain a measure of performance of control strategies for activated sludge plants based on numerical, realistic simulations of the controlled plant*

Il "benchmark" viene quindi definito come un protocollo per ottenere una misura delle performance delle strategie di controllo applicate agli impianti a fanghi attivi, basato su simulazioni numeriche realistiche dell'impianto controllato.

Per ogni protocollo benchmark (BSM1, BSM1\_LT e BSM2) sono state definite due configurazioni di riferimento:

1. la configurazione "open-loop", senza nessun controllore, costituisce il punto di riferimento per confrontare le performance di una strategia di controllo/monitoraggio;
2. la configurazione "closed-loop", che prevede l'aggiunta di una definita strategia di controllo di default alla precedente configurazione "open-loop".

### 4.1.1 Benchmark Simulation Model No.1 (BSM1)

Lo schema impiantistico della procedura BSM1 (Figura 4.1) consiste in un comparto biologico a fanghi attivi, seguito da un sedimentatore secondario, con lo scopo di rimuovere sostanza carboniosa e forme azotate. La portata media in tempo secco che alimenta l'impianto è pari a 18.446 m<sup>3</sup>/d. La temperatura del liquame influente e del mixed-liquor è costante ed è pari a 15°C. Il comparto biologico è



costituito da cinque vasche in serie con un volume totale di  $5.999 \text{ m}^3$ : le prime due vasche hanno ciascuna un volume di  $1.000 \text{ m}^3$ , mentre le ultime tre di  $1.333 \text{ m}^3$  ciascuna. Le vasche 1 e 2 sono compartimenti anossici completamente miscelati, le vasche 3, 4 e 5 sono aerate. Nella configurazione "open-loop" il coefficiente di trasferimento dell'ossigeno nei tre compartimenti aerati è fissato rispettivamente a 240, 240 e  $84 \text{ d}^{-1}$ , con concentrazione dell'ossigeno disciolto a saturazione pari a  $8 \text{ gO}_2/\text{m}^3$ . Il sedimentatore secondario ha un volume di  $6.000 \text{ m}^3$  (area =  $1.500 \text{ m}^2$  e profondità =  $4 \text{ m}$ ); il punto di alimentazione del sedimentatore è situato a  $2,2 \text{ m}$  dal fondo. Le portate di ricircolo del mixed-liquor, ricircolo e estrazione dei fanghi sono pari rispettivamente a  $55.338$ ,  $18.446$  e  $385 \text{ m}^3/\text{d}$ .

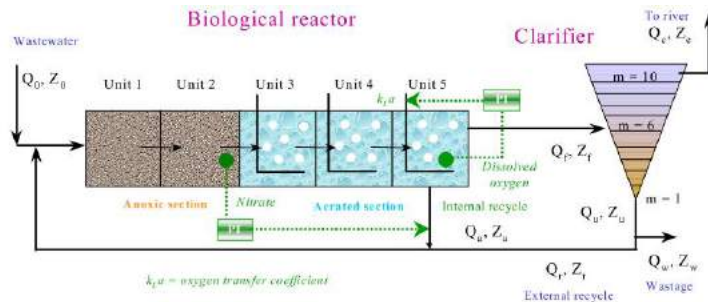


Figura 4.1. Schema impiantistico della procedura BSM1 [28].

La procedura BSM1 prevede di effettuare una simulazione della durata di 28 giorni per tre differenti scenari meteorologici e di applicare i criteri di valutazione agli ultimi 7 giorni di ciascuna simulazione. Inizialmente il protocollo BSM1 è stato implementato su sei piattaforme: tre software commerciali (GPS-X, Simba e WEST) e tre implementazioni dirette attraverso codici di programmazione (FORTRAN, C e Matlab/Simulink). In seguito ad ulteriori sviluppi della procedura, i risultati sono stati verificati utilizzando BioWin, EFOR, GPS-X, Matlab/Simulink, Simba, STOAT, WEST e il codice di programmazione FORTRAN.

### 4.1.2 Benchmark Simulation Model No.1 Long-Term (BSM1\_LT)

Come già descritto, la procedura BSM1 prevede l'utilizzo di una temperatura costante e di un periodo di valutazione di una settimana. Da ciò si può quindi dedurre che il protocollo BSM1 non sia stato pensato per valutazioni a lungo termine: in realtà molte strategie di controllo applicate negli impianti di depurazione presentano effetti su una scala temporale più lunga. Inoltre, il BSM1 è basato sull'applicazione di sensori e attuatori ideali. Per superare queste limitazioni della procedura BSM1 il gruppo di lavoro dell'IWA ha successivamente sviluppato il protocollo BSM1\_LT che prevede di estendere la simulazione a 609 giorni e la valutazione ad un anno, consentendo in questo modo anche la simulazione del monitoraggio di processo. I modelli già utilizzati nel BSM1 sono stati estesi per includere la dipendenza della temperatura; inoltre, sono stati sviluppati e implementati i modelli dei sensori e dei guasti di sensori e attuatori e infine è stata ottimizzata la definizione dei criteri di valutazione delle performance. Lo schema impiantistico del BSM1\_LT rimane invariato rispetto a quello previsto per il BSM1 ma la portata influente viene incrementata a 20.504 m<sup>3</sup>/d. Il protocollo BSM1\_LT è stato implementato in Matlab/Simulink e WEST.

### 4.1.3 Benchmark Simulation Model No.2 (BSM2)

Un'ulteriore limitazione del BSM1 consiste nel fatto che questa procedura non consente una valutazione delle strategie di controllo integrata ed estesa a tutto l'impianto di depurazione: infatti, il BSM1 prevede esclusivamente un comparto a fanghi attivi seguito da un sedimentatore secondario e, conseguentemente, permette solo una valutazione locale delle strategie di controllo applicate. La terza procedura "benchmark" BSM2 è stata quindi sviluppata allo scopo di superare questa limitazione: per questo motivo, lo schema impiantistico del BSM2 prevede, rispetto al BSM1, l'aggiunta di un trattamento di sedimentazione primaria alla linea acque e di una linea fanghi (Figura 4.2).

Come nel caso del BSM1\_LT, anche il BSM2 prevede di estendere la simulazione a 609 giorni e la valutazione ad un anno. La portata influente media è pari a

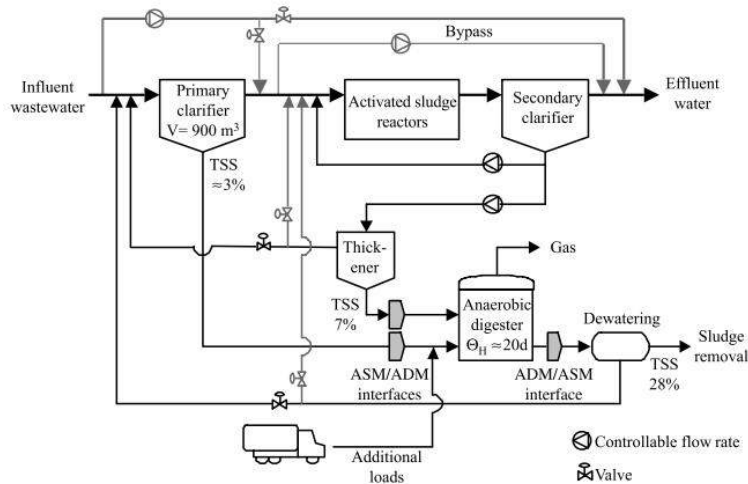


Figura 4.2. Schema impiantistico della procedura BSM2 [28].

20.648 m<sup>3</sup>/d. Il BSM2 prevede, rispetto al BSM1, la riduzione del carico di azoto in ingresso all'impianto per tenere in considerazione il contributo dei surnatanti della linea fanghi. Il sedimentatore primario ha un volume di 900 m<sup>3</sup> (area = 300 m<sup>2</sup> e profondità = 3 m), con una produzione di fanghi primari pari a 147.6 m<sup>3</sup>/d. Il comparto biologico è costituito da cinque vasche in serie con un volume totale di 12.000 m<sup>3</sup>. L'aumento del volume del comparto biologico si è reso necessario in modo da ottenere un impianto a basso/medio carico che potesse meglio beneficiare del controllo di processo. Le prime due vasche hanno ciascuna un volume di 1.500 m<sup>3</sup>, mentre le ultime tre di 3.000 m<sup>3</sup> ciascuna. Le vasche 1 e 2 sono comparti anossici completamente miscelati, le vasche 3, 4 e 5 sono aerate. Nel primo comparto anossico è previsto il dosaggio di una fonte esterna di carbonio con una portata pari a 2 m<sup>3</sup>/d e una concentrazione di COD di 400 kgCOD/m<sup>3</sup>. Nella configurazione "open-loop" il coefficiente di trasferimento dell'ossigeno nei tre comparti aerati è fissato rispettivamente a 120, 120 e 60 d<sup>-1</sup>. Le portate di ricircolo del mixed-liquor e dei fanghi sono pari rispettivamente a 61.944 e 20.648 m<sup>3</sup>/d. Il sedimentatore secondario ha un volume di 6.000 m<sup>3</sup> (area = 1.500 m<sup>2</sup> e profondità = 4 m); il punto di alimentazione del sedimentatore è situato a 2,2 m dal fondo. La produzione di fanghi secondari è pari a 300 m<sup>3</sup>/d. La linea fanghi è costituita da un ispessitore, un digestore anaerobico e uno stadio finale di

disidratazione. I fanghi primari alimentano direttamente il digestore anaerobico che ha un volume della fase liquida pari a  $3.400 \text{ m}^3$  e uno spazio di testa di  $300 \text{ m}^3$ ; i fanghi secondari vengono invece pre-ispessiti prima di essere mandati alla digestione anaerobica. L'ispessitore e la disidratazione sono schematizzate come unità puntuali prive di volume che producono un fango con concentrazione di SST rispettivamente pari a 7% e 28%. Il fango prodotto dall'ispessitore è pari a  $30,9 \text{ m}^3/\text{d}$  mentre la disidratazione produce  $9,63 \text{ m}^3/\text{d}$  di fango e  $168,9 \text{ m}^3/\text{d}$  di acque surnatanti. Il layout del BSM2 prevede inoltre la presenza di un bacino di stoccaggio delle acque surnatanti derivanti dalla disidratazione (volume =  $160 \text{ m}^3$ ): nella configurazione "open-loop" la vasca di stoccaggio non viene utilizzata e le acque surnatanti si combinano direttamente con l'influente prima della sedimentazione primaria. In seguito allo sviluppo della procedura BSM2 sono stati ulteriormente modificati i criteri di valutazione dei risultati delle simulazioni. Il protocollo BSM2 è stato implementato in Fortran, Matlab/Simulink, Simba e WEST.

## 4.2 I modelli utilizzati nelle procedure BSMs

In questo paragrafo si descrivono i modelli matematici utilizzati nelle procedure BSM per la descrizione dei processi presenti nei diversi layout. Si tratta in particolare di modelli per la generazione di un influente standard, modelli specifici per la descrizione di processi che avvengono in singoli comparti (i.e., ASM1 per il comparto biologico, Takács per il sedimentatore secondario) o che si applicano a tutto l'impianto (temperatura).

### 4.2.1 L'influente

La procedura BSM1 prevede di effettuare una simulazione della durata di 28 giorni e di applicare i criteri di valutazione agli ultimi 7 giorni della simulazione. L'influente è descritto da tre differenti file, della durata di 14 giorni ciascuno, che contengono i valori assunti dalle variabili di stato dell'ASM1 ogni 15 minuti. Questi file sono stati ricavati a partire da dati reali e presentano le tipiche variazioni giornaliere in termini di portata e concentrazioni di COD e azoto. At-

traverso la combinazione di questi tre file vengono simulate tre differenti condizioni meteorologiche, ciascuna per 28 giorni:

1. tempo asciutto costituito dall'applicazione per due volte in serie del file "tempo asciutto" (14 giorni+14 giorni);
2. "storm event" costituito da 14 giorni di "tempo asciutto" a cui seguono 14 giorni di "storm event";
3. "rain event" costituito da 14 giorni di "tempo asciutto" a cui seguono 14 giorni di "rain event".

Nel file "tempo asciutto" i valori assunti dalle variabili di stato sono quelli che descrivono le tipiche variazioni giornaliere delle differenti grandezze in ingresso ad un impianti di depurazione in condizioni normali. Il file "storm event" deriva dall'inserimento nella seconda settimana del file "tempo asciutto" di due eventi di pioggia: il primo è costituito da un evento di elevata intensità e breve durata con dilavamento del materiale particolato presente nelle condotte fognarie, in seguito al quale si ha un aumento dei solidi sospesi inerti e biodegradabili; nel secondo si ha solo un modesto incremento del carico di COD. Il picco di portata dei due eventi è uguale e nel secondo caso esso viene mantenuto per una durata maggiore. Infine, il file "rain event" prevede, rispetto al file "tempo asciutto", l'inserimento nella seconda settimana di un lungo evento di pioggia: il valore della portata non raggiunge quello dei due eventi inseriti nel caso precedente ma viene mantenuto per un periodo più ampio. Il carico di COD in ingresso all'impianto non subisce alcun incremento in seguito a questo lungo evento di pioggia. La Tabella 4.1 contiene i valori medi della composizione dell'influente utilizzato per il protocollo BSM1.

Come già anticipato, l'effetto di molte azioni di controllo non può essere opportunamente valutato su un periodo di una settimana, poiché i processi interessati implicano una scala temporale di durata maggiore. Per questa ragione i protocolli BSM1\_LT e BSM2 prevedono di effettuare una simulazione di 609 giorni e di applicare i criteri di valutazione per il confronto tra l'applicazione di differenti strategie di controllo sugli ultimi 12 mesi di simulazione. In questo caso però l'approccio adottato per generare il file dell'influente dinamico è differente: le caratteristiche del liquame in ingresso all'impianto vengono infatti generate attraverso l'utilizzo di un modello fenomenologico [26]. Il modello applicato permette di descrivere

**Tabella 4.1. Composizione media pesata sulla portata dell'influente utilizzato per la procedura BSM1 [28].**

Variabile	Unità di misura	Tempo asciutto	Storm event	Rain event
$S_S$	gCOD/m <sup>3</sup>	69,50	64,93	60,13
$X_{B,H}$	gCOD/m <sup>3</sup>	28,17	27,25	24,37
$X_S$	gCOD/m <sup>3</sup>	202,32	193,32	175,05
$X_I$	gCOD/m <sup>3</sup>	51,20	51,92	44,30
$S_{NH}$	gN/m <sup>3</sup>	31,56	29,48	27,30
$S_I$	gN/m <sup>3</sup>	30,00	28,03	25,96
$S_{ND}$	gN/m <sup>3</sup>	6,95	6,49	6,01
$X_{ND}$	gN/m <sup>3</sup>	10,59	10,24	9,16
Q	m <sup>3</sup> /d	18.446	19.745	21.320

alcuni tipici fenomeni che si verificano in un impianto di trattamento delle acque reflue:

- andamento giornaliero;
- andamento settimanale (inferiore portata e carichi inquinanti nel fine settimana rispetto ai giorni feriali);
- andamento stagionale (tiene conto dell'infiltrazione della pioggia nel periodo invernale);
- periodi di vacanza in cui le portate medie sono inferiori per alcune settimane consecutive;
- variazione stagionale della temperatura;
- eventi piovosi.

Per generare il dato di portata in ingresso si considerano tre contributi: acque reflue domestiche ( $\cong 62\%$ ), contributo industriale ( $\cong 13\%$ ) e infiltrazione ( $\cong 25\%$ ). L'approccio di base prevede di partire da un profilo diurno corrispondente alla variazione nell'arco della giornata della produzione pro-capite di acque reflue che viene normalizzata e moltiplicata per la dotazione idrica (i.e., 150 L/(ab d)) in modo da ottenere un profilo dinamico giornaliero di portata per abitante equivalente. A questo andamento viene poi sovrapposto un andamento settimanale per

i giorni feriali e una modesta riduzione della produzione di acque reflue per il fine settimana (8% il sabato e 12% la domenica). Allo stesso modo, viene introdotta una riduzione della portata per tre settimane consecutive (25% le prime due e 12% la terza) per simulare l'effetto delle vacanze. Per rendere i dati più rappresentativi si aggiunge del rumore bianco all'andamento così ottenuto. Infine, i valori vengono moltiplicati per il numero di abitanti equivalenti serviti dall'impianto di depurazione. Un approccio molto simile viene utilizzato per determinare il contributo industriale: un andamento settimanale, che include un effetto di riduzione nel fine settimana, viene combinato con l'effetto dovuto alle settimane di vacanza (le medesime considerate per il contributo domestico, con l'aggiunta di una settimana verso la fine dell'anno). Anche in questo caso viene aggiunto rumore bianco ai dati così ottenuti per renderli più rappresentativi di ciò che si registra nella realtà. Le precipitazioni contribuiscono all'andamento della portata in due modi: la maggior parte per scivolamento su superficie impermeabili mentre in minor misura l'infiltrazione su superficie permeabili. Il modello assume la presenza di due stagioni e prevede di applicare una correzione stagionale combinata con la precipitazione per calcolare il contributo netto dell'infiltrazione.

Analogamente a quanto accade per la portata, si assume che le fonti degli inquinanti siano due: domestiche e industriali. Si trascurano invece i contributi dovuti all'infiltrazione e alle precipitazioni. I flussi di inquinante provenienti dai due contributi vengono calcolati separatamente, combinati e successivamente si alterano le concentrazioni di materiali particolato per tenere in considerazione l'effetto della prima pioggia. Si ipotizza che il 20% del carico di COD e il 10% di quello di azoto derivino dal contributo industriale. L'approccio adottato per determinare la composizione dell'influente si basa sulle seguenti quattro componenti: COD solubile ( $COD_{sol}$ ), COD particolato ( $COD_{part}$ ), TKN e ammoniaca. Per quanto riguarda il contributo domestico, la base per la determinazione del profilo dinamico è costituita da un profilo diurno (24 valori per ogni giorno) applicato a ciascuna di queste quattro componenti. I valori sono normalizzati per ottenere il valore dei carichi giornalieri pro-capite. A questo punto si applicano dei fattori di correzione per descrivere l'andamento settimanale e tenere in considerazione la riduzione dovuta al periodo delle vacanze. Infine, viene aggiunto rumore bianco ai dati così ottenuti per renderli più rappresentativi. Allo stesso modo, un profilo settimanale e l'effetto delle vacanze vengono sovrapposti all'andamento diurno delle quattro componenti per quanto riguarda il contributo industriale. Anche in questo caso, si

aggiunge rumore bianco a media nulla ai valori così ottenuti. Una volta ottenuti i carichi inquinanti delle quattro componenti precedentemente indicate, un modello di frazionamento li converte in valori delle variabili di stato dell'ASM1 a partire dalle seguenti ipotesi:

- $S_I$  è assunta costante pari a 30 gCOD/m<sup>3</sup>;
- $S_S$  è calcolata come differenza tra  $COD_{sol}$  e  $S_I$ ;
- $X_{B,A}$ ,  $X_P$ ,  $S_O$  e  $S_{N,O}$  sono nulli;
- il  $COD_{part}$  è distribuito nelle componenti  $X_I$ ,  $X_S$  e  $X_{B,H}$  secondo la suddivisione percentuale utilizzata per l'influente in tempo asciutto del BSM1 (18,2%, 71,8% e 10,0%);
- la concentrazione  $S_{N,H}$  è calcolata a partire dal corrispondente carico;
- il carico di azoto organico viene ottenuto sottraendo al carico  $S_{N,H}$  quello associato alle variabili organiche particolate  $X_{B,H}$  e  $X_I$ . Se il risultato di questo calcolo restituisce un numero maggiore di zero, l'azoto organico rimanente è distribuito tra le componenti  $S_{N,D}$  e  $X_{N,D}$  sulla base del rapporto  $S_{N,D}/X_{N,D}$  utilizzato per la procedura BSM1. Se, al contrario, il risultato è negativo, le componenti  $S_{N,D}$  e  $X_{N,D}$  sono assunte nulle.

Si ottiene in questo modo una matrice contenente i valori ogni 15 minuti per 609 giorni delle 13 variabili di stato dell'ASM1, della concentrazione di SST, della portata e della temperatura. La Tabella 4.2 contiene i valori medi della composizione dell'influente utilizzato per la procedura BSM2.

## 4.2.2 Il processo biologico

Per la descrizione dei processi che avvengono all'interno dei reattori biologici si adotta il modello ASM1 [31], che, come già descritto nel Capitolo 3, si basa sulle seguenti 13 variabili di stato:  $S_I$ ,  $S_S$ ,  $X_I$ ,  $X_S$ ,  $X_{B,H}$ ,  $X_{B,A}$ ,  $X_P$ ,  $S_O$ ,  $S_{N,O}$ ,  $S_{N,H}$ ,  $S_{N,D}$ ,  $X_{N,D}$  e  $S_{alk}$ . Per una raccolta dei valori utilizzati per i parametri stechiometrici e cinetici dell'ASM1 nelle procedure BSM si rimanda a [28].



**Tabella 4.2. Composizione media pesata sulla portata dell'influente utilizzato per le procedure BSM1\_LT e BSM2 [28].**

Variabile	Unità di misura	Concentrazione
$S_{I,inf}$	gCOD/m <sup>3</sup>	27,21
$S_{S,inf}$	gCOD/m <sup>3</sup>	58,15
$X_{I,inf}$	gCOD/m <sup>3</sup>	92,46
$X_{S,inf}$	gCOD/m <sup>3</sup>	363,77
$X_{B,H,inf}$	gCOD/m <sup>3</sup>	50,66
$X_{B,A,inf}$	gCOD/m <sup>3</sup>	0,00
$X_{P,inf}$	gCOD/m <sup>3</sup>	0,00
$S_{O,inf}$	gO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	0,00
$S_{NO,inf}$	gN/m <sup>3</sup>	0,00
$S_{NH,inf}$	gN/m <sup>3</sup>	23,85
$S_{ND,inf}$	gN/m <sup>3</sup>	5,64
$X_{ND,inf}$	gN/m <sup>3</sup>	16,12
$S_{ALK,inf}$	molHCO <sub>3</sub> <sup>-</sup> /m <sup>3</sup>	7,00
$SST_{inf}$	gSST/m <sup>3</sup>	380,17
$Q_{inf}$	m <sup>3</sup> /d	20.668,44
$T_{inf}$	°C	14,86

## 4.2.3 Il processo di sedimentazione

### 4.2.3.1 Sedimentazione primaria

Nella procedura BSM2 il sedimentatore primario viene descritto utilizzando il modello di Otterpohol [51]. La versione originale del modello non considera il flusso del fango primario in uscita dal sedimentatore, ma in fase di implementazione del BSM2 sono state aggiunte le opportune equazioni di bilancio di massa per tenerne conto. Come spiegato nel Capitolo 3, i valori delle concentrazioni delle variabili di stato nel fango estratto sono determinati applicando un bilancio di massa su ciascuna componente. Nell'implementazione del modello sulla piattaforma BSM2, il coefficiente  $f_{SX,i}$  utilizzato nella formula per il calcolo delle concentrazioni delle variabili di stato viene assunto pari a 1 per tutte le componenti particolate.

### 4.2.3.2 Sedimentazione secondaria

Il modello utilizzato per descrivere il processo di sedimentazione secondaria è il modello di Takács [64] che, come descritto nel Capitolo 3, rappresenta la velocità di sedimentazione con una funzione costituita dalla combinazione di due esponenziali e prevede la suddivisione del sedimentatore in layer. In particolare, nell'implementazione sulla piattaforma BSM2 esso è suddiviso in 10 layer e il layer di alimentazione è il sesto a partire dal fondo della vasca. Poiché il BSM2 assume un modello non reattivo, i bilanci di massa vengono effettuati sui solidi sospesi totali e non sulle singole variabili di stato della frazione particolata dell'ASM1. La conversione dei risultati ottenuti viene effettuata assumendo che il frazionamento del liquame in ingresso al sedimentatore sia pari a quello in uscita.

### 4.2.4 Il processo di digestione anaerobica

Il processo di digestione anaerobica viene descritto nella procedura BSM utilizzando il modello ADM1 [9], già descritto nel Capitolo 3. Per l'implementazione del modello all'interno della piattaforma BSM2 si sono però resi necessari alcuni cambiamenti rispetto al modello originale pubblicato in [9]. Il modello ADM1 include un processo definito come disintegrazione in seguito al quale il materiale composto ( $X_c$ ) viene trasformato in varie frazioni (inerte solubile -  $S_i$ , carboidrati -  $X_{ch}$ , proteine -  $X_{pr}$ , lipidi -  $X_{li}$  e inerte particolato -  $X_I$ ). Per come sono definite le percentuali delle diverse frazioni, è garantito il bilancio del COD ma emergono problemi per quanto riguarda quello dell'azoto. Si sono quindi rese necessarie delle modifiche nella definizione delle differenti frazioni. Inoltre, ulteriori differenze riguardano le equazioni per la descrizione dell'equilibrio acido-base: il modello originale tratta solo marginalmente l'implementazione con equazioni differenziali ordinarie, concentrandosi maggiormente sull'utilizzo di equazioni alle differenze finite. Mentre il modello ADM1 suggerisce di definire equazioni per ogni acido e per ogni base, l'implementazione effettuata con il protocollo BSM2 implica la definizione di un'equazione differenziale ordinaria sul totale e una per una sola componente tra l'acido e la base corrispondenti. All'interno del BSM2 vengono utilizzate funzioni continue per descrivere l'inibizione dovuta al pH mentre il modello ADM1 prevedeva l'utilizzo di funzioni discontinue con possibili instabilità numeriche. Viene inoltre proposta una modifica nella metodologia di calcolo della

portata di gas per tenere in considerazione la sovrappressione che si genera nello spazio di testa del digestore. Infine, per risolvere alcuni problemi di velocità della simulazione connessi al fatto che l'ADM1 è costituito da un modello rigido (che contiene sia dinamiche lente che dinamiche veloci), è stato necessario riscrivere alcune equazioni differenziali ordinarie trasformandole in equazioni alle differenze finite. Per l'elenco completo dei valori utilizzati per i parametri stechiometrici, cinetici e chimico-fisici dell'ADM1 nell'implementazione BSM2 si rimanda a [28]. I modelli ASM1 e ADM1 sono messi in comunicazione grazie allo sviluppo di un'interfaccia, opportunamente sviluppata, che consente di trasformare le variabili di stato dell'ASM1 in quelle dell'ADM1 e viceversa.

### 4.2.5 I processi di ispessimento e disidratazione

I processi di ispessimento e disidratazione non sono ritenuti processi particolarmente critici nel protocollo BSM2 e conseguentemente sono identificati attraverso unità ideali prive di volume. Non vengono inoltre ipotizzati i macchinari utilizzati nello specifico.

L'ispessitore ha il compito di ispessire il fango di supero proveniente dal sedimentatore secondario in modo da ridurre il volume di fango in ingresso al digestore. Si assume una concentrazione di secco del fango in uscita pari al 7% (SST) e un'efficienza costante pari al 98%. Il modello calcola la portata di fango attraverso l'utilizzo di questi vincoli e le caratteristiche del surnatante vengono determinate attraverso bilanci di massa. Le concentrazioni delle componenti solubili non variano in seguito al processo di ispessimento.

La disidratazione ha lo scopo di ridurre il volume del fango digerito diretto allo smaltimento finale. Si assume una concentrazione di secco nel fango disidratato pari al 28% (SST) e un'efficienza costante pari al 98%. Anche in questo caso, le caratteristiche del surnatante vengono calcolate attraverso bilanci di massa.

### 4.2.6 Sensori e attuatori

Come già descritto, lo scopo dei protocolli BSM è quello di fornire delle piattaforme standard come base per il confronto tra l'applicazione di differenti strategie di

controllo agli impianti di depurazione. Per questa ragione, per evitare risultati poco realistici, è necessario includere nella modellazione anche il comportamento dinamico di sensori e attuatori. Infatti, l'utilizzo di sensori ideali (senza rumore e senza ritardo) permette di valutare il potenziale teorico di una strategia di controllo ma non tiene in considerazione il fatto che i ritardi introdotti dalla propagazione dei segnali dei sensori e degli attuatori hanno un impatto importante sulle performance dell'azione di controllo.

I sensori utilizzati nelle procedure BSM vengono suddivisi in sei classi in funzione dei due parametri "tempo di risposta" e "tempo di ritardo". Si assume che, dato uno specifico sensore, questi parametri siano noti e siano sufficienti per descrivere la dinamica del sensore stesso. Inoltre si ipotizza che i misuratori di portata siano costituiti da sensori ideali. In aggiunta alla scelta della classe del sensore, l'utilizzatore deve definire l'intervallo di misura, poiché la deviazione standard del segnale del sensore è assunta pari al 2,5% del massimo valore di misura. La deviazione standard viene utilizzata per rappresentare il rumore della misura che viene aggiunto al segnale ritardato del sensore. Il rumore del segnale ha una deviazione standard unitaria, che viene poi moltiplicata per un definito livello di rumore (2,5% del massimo valore di misura). Il rumore viene generato come rumore bianco con distribuzione normale a media nulla e tempo di campionamento pari ad 1 minuto. Sono stati sviluppati diversi rumori di default da applicare a differenti sensori.

Per semplicità, la maggior parte degli attuatori sono considerati ideali, ad eccezione di quelli connessi all'aerazione ( $K_L a_i$ ). Per l'aerazione il tempo di risposta è assunto pari a 4 minuti e si utilizza una funzione di ritardo del secondo ordine.

Poiché il comportamento di sensori e attuatori ha importanti conseguenze sulle performance di un'azione di controllo, è importante incorporare nelle implementazioni BSM anche la modellazione dei corrispondenti guasti. Questo aspetto è stato quindi modellato attraverso l'utilizzo delle catene di Markov. Una catena di Markov contiene un determinato numero di differenti stati che vengono alternativamente assunti dal sistema con probabilità di transizione tra uno stato e l'altro definite. Nella versione più semplice un sensore, o analogamente un attuatore, sono rappresentati da due stati ( $s_i$ ): uno stato rappresenta un sensore funzionante ( $s_1$ ) e l'altro un sensore con un qualunque guasto ( $s_2$ ). In questo caso la probabilità di transizione  $p_{12}$  definisce la probabilità che un sensore al momento funzionan-

te subisca un qualunque guasto in un qualunque istante di tempo; la probabilità  $p_{11}$  rappresenta la probabilità che il sensore continui a funzionare; la probabilità  $p_{21}$  definisce la probabilità che un sensore venga riparato e sostituito e, infine, la probabilità  $p_{22}$  rappresenta la probabilità che il sensore rimanga rotto.

Per le procedure BSM si assume che un sensore (o un attuatore) possano essere in ogni istante solo in un unico stato e che i sensori possano essere descritti da 7 stati differenti mentre gli attuatori da 5.

## 4.2.7 Inibizione e tossicità

Le piattaforme BSM prevedono la modellazione di scarichi inibenti o tossici. In particolare, il modello tiene in considerazione tre aspetti:

- effetto sul processo biologico;
- propagazione fisica delle sostanze inibenti/tossiche attraverso l'impianto;
- comportamento stocastico in termini di frequenza e importanza dell'evento inibente/tossico.

Per includere la modellazione di scarichi inibenti o tossici sono state introdotte le due pseudo variabili di stato  $S_{tox}$  e  $X_{tox}$ , che ne rappresentano rispettivamente la componente solubile e particolata. Per quanto riguarda il processo biologico, l'inibizione è definita come la riduzione del tasso di crescita e la tossicità come l'effetto combinato della suddetta riduzione e dell'incremento del tasso di decadimento. Si assume che la crescita autotrofa sia più sensibile all'inibizione e venga influenzata prima rispetto alla crescita eterotrofa. In ogni caso, entrambi i tipi di biomassa sono ugualmente soggetti ad effetti tossici.

Dal punto di vista fisico, la componente solubile viene trattenuta per un tempo di ritenzione relativamente breve rispetto alla componente particolata e si evidenzia una diminuzione esponenziale della concentrazione una volta raggiunto il picco massimo. Il tempo di permanenza della frazione particolata invece è funzione dell'età del fango.

Infine, il comportamento stocastico degli eventi inibenti/tossici è descritto attraverso l'utilizzo di catene di Markov. In particolare, l'approccio considera tre stati

( $s_i$ ):  $s_1$  rappresenta l'assenza di scarichi inibenti/tossici,  $s_2$  e  $s_3$  descrivono rispettivamente la presenza di uno scarico inibente e tossico. Si assume inoltre che si possa passare da  $s_1$  a  $s_2$  o  $s_3$ , ma che da  $s_2$  e  $s_3$  sia possibile solo tornare in  $s_1$ . Il modello è completamente determinato attraverso la definizione delle probabilità di transizione tra uno stato e l'altro. Questo modello viene utilizzato per ottenere il valore delle due pseudo variabili di stato  $S_{tox}$  e  $X_{tox}$  per 609 giorni ogni 15 minuti e queste variabili sono incorporate nel modello di generazione dell'influente precedentemente descritto.

## 4.2.8 Temperatura

La temperatura influenza il processo di trattamento delle acque reflue poiché ha un effetto sia sulle reazioni chimiche che su quelle biologiche. Per questa ragione la temperatura viene inclusa come parametro aggiuntivo tra le variabili in ingresso al modello di generazione dell'influente. Le variazioni stagionali di temperatura vengono modellate utilizzando una sinusoide con periodo 364 giorni, valore medio 15°C e ampiezza 5°C. Le variazioni giornaliere sono implementate attraverso una sinusoide di periodo di 1 giorno e ampiezza 0,5°C.

In ogni comparto a miscelazione completa con volume definito le dinamiche della temperatura sono modellate utilizzando un sistema del primo ordine basato sul contenuto di calore nella vasca e il contenuto di calore nel flusso di liquame influente.

Per tenere in considerazione il fatto che l'attività biologica è influenzata dalle variazioni di temperatura, alcuni parametri sono considerati funzione della temperatura stessa attraverso la relazione di Arrhenius:

$$p_T = p_{15} \cdot \exp\left(\frac{\ln \frac{p_{15,b}}{p_{10,b}}}{5} \cdot (T - 15)\right)$$

dove  $p_T$  è il valore del parametro alla temperatura  $T$ ,  $p_{15,b}$  e  $p_{10,b}$  sono i valori del parametro definiti nelle procedure BSM a 15°C e a 10°C,  $p_{15}$  è il valore del parametro specifico per la simulazione a 15°C.

La temperatura influenza anche l'efficienza dell'aerazione e quindi i consumi energetici attraverso l'effetto sul coefficiente di trasferimento dell'ossigeno ( $K_L a$ ) e la concentrazione dell'ossigeno a saturazione  $S_O^{sat}$ . La solubilità dell'ossigeno aumenta infatti al diminuire della temperatura. La dipendenza delle costanti di equilibrio dalla temperatura è descritta attraverso l'equazione di van't Hoff. La dipendenza del coefficiente di trasferimento dell'ossigeno dalla temperatura è rappresentata dalla seguente relazione:

$$K_L a(T) = 1,024^{T-15} \cdot K_L a_{15}$$

In generale, la variazione della concentrazione dell'ossigeno a saturazione in funzione della temperatura compensa la riduzione dell'efficienza di trasferimento e, conseguentemente, l'energia necessaria per raggiungere una determinata concentrazione di ossigeno non varia molto con il variare della temperatura.

## 4.3 Le strategie di controllo di default

### 4.3.1 BSM1

Per la piattaforma BSM1 sono definite due strategie di controllo di default (default "closed-loop"):

1. controllo della concentrazione di azoto nitrico nella seconda vasca anossica utilizzando come variabile manipolata la portata di ricircolo del mixed-liquor dall'ultima vasca aerata alla prima anossica. Il setpoint della concentrazione di azoto nitrico è pari a  $1 \text{ gN/m}^3$  e il controllore utilizzato è di tipo Proporzionale-Integrale (PI). Il sensore per la misurazione della concentrazione di azoto nitrico è di classe  $B_0$ , con un range di misura da 0 a  $20 \text{ gN/m}^3$ . Il rumore della misura è pari a  $0,5 \text{ gN/m}^3$ ;
2. controllo della concentrazione di ossigeno disciolto (OD) nell'ultima vasca aerata utilizzando come variabile manipolata il coefficiente di trasferimento dell'ossigeno  $K_L a_5$ . Il setpoint della concentrazione di OD è pari a  $2 \text{ gO}_2/\text{m}^3$  e il controllore utilizzato è di tipo Proporzionale-Integrale (PI). Il sensore per

la misurazione della concentrazione di ossigeno è di classe A, con un range di misura da 0 a 10 gO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>. Il rumore della misura è pari a 0,25 gO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>.

Per ottenere risultati più realistici vengono imposti i seguenti vincoli:

- la portata di ricircolo del mixed-liquor è sempre compresa tra 0 e 5 volte la portata in ingresso in tempo asciutto (18.446 m<sup>3</sup>/d);
- la portata di ricircolo dei fanghi è costante ed è pari alla portata in ingresso in tempo asciutto (18.446 m<sup>3</sup>/d);
- il coefficiente di trasferimento dell'ossigeno relativo all'ultimo comparto aerato può variare tra 0 e 360 d<sup>-1</sup>;
- se la  $K_L a$  nei comparti aerati è inferiore a 20 d<sup>-1</sup> è necessaria la miscelazione meccanica per tenere in sospensione il fango attivo.

Oltre alle due strategie di controllo di default descritte, nel BSM1 sono a disposizione altre variabili manipolabili:

- portata di ricircolo dei fanghi;
- volume dei comparti anossici e aerati;
- intensità dell'aerazione in ognuno dei cinque comparti biologici;
- portata di carbonio esterno;
- distribuzione della portata di influente nei cinque comparti;
- distribuzione della portata di ricircolo del mixed-liquor nei cinque comparti;
- distribuzione della portata di ricircolo dei fanghi nei cinque comparti.

### 4.3.2 BSM1\_LT

La procedura BSM1\_LT consente di testare strategie di controllo che coinvolgono una scala temporale di durata maggiore: ad esempio una variabile manipolabile a



disposizione nel BSM1\_LT è data dalla portata di estrazione dei fanghi di supero per la regolazione dell'età del fango. Il BSM1\_LT consente inoltre di valutare le strategie di monitoraggio: è possibile testare l'impatto di un allarme in un sensore on-line o un attuatore. Una volta rilevato il problema è infatti possibile mettere in pratica un'azione di controllo per la compensazione del problema stesso.

### 4.3.3 BSM2

La strategia di controllo di default definite per la piattaforma BSM2 consiste nell'applicazione di un controllore PI per il controllo della concentrazione di OD nel secondo comparto aerato (setpoint =  $2 \text{ gO}_2/\text{m}^3$ ). Le variabili manipolate sono i coefficienti di trasferimento dell'ossigeno nelle tre vasche aerate ( $K_{La3}$ ,  $K_{La4}$  e  $K_{La5}$ ). In questa configurazione "closed-loop" viene dosata una fonte esterna di carbonio nel primo comparto anossico con una portata di  $2 \text{ m}^3/\text{d}$  ed è attivo un controllo a soglie della portata di estrazione del fango di supero ( $Q_w$ ): quando la temperatura nell'influente è inferiore a  $15^\circ\text{C}$  la  $Q_w$  è pari a  $300 \text{ m}^3/\text{d}$  mentre quando la temperatura è superiore a  $15^\circ\text{C}$  la  $Q_w$  è pari a  $450 \text{ m}^3/\text{d}$ . Oltre alla suddetta strategia di controllo di default, nel BSM2 sono testate altre due tipologie di azioni di controllo:

1. combinazione di due controllori PI per la concentrazione di OD. Il primo controllore regola la concentrazione di OD nella seconda vasca aerata (setpoint =  $2 \text{ gO}_2/\text{m}^3$ ) utilizzando come variabili manipolate i coefficienti di trasferimento dell'ossigeno  $K_{La3}$  e  $K_{La4}$  mentre il secondo controllora la concentrazione di OD del terzo comparto aerato (setpoint =  $1 \text{ gO}_2/\text{m}^3$ ) manipolando la  $K_{La5}$ ;
2. combinazione di un controllore PI per la concentrazione di OD in cascata con un controllore per la concentrazione di ammoniaca. Il controllo dell'ossigeno nella prima e nella seconda vasca aerata avvengono nel modo descritto al punto precedente. La concentrazione di OD nell'ultimo comparto aerato viene invece regolata attraverso un controllore PI che definisce dinamicamente il setpoint di OD da mantenere in funzione delle misure di ammoniaca in uscita. La concentrazione di OD nell'ultimo comparto aerato può variare tra

0 e 3 gO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup> e il setpoint dell'azoto ammoniacale è pari a 1,5 gN/m<sup>3</sup>. In questo caso il dosaggio di carbonio esterno è ridotto a 1 m<sup>3</sup>/d.

## 4.4 La procedura di simulazione

### 4.4.1 BSM1

La procedura di simulazione per il BSM1 prevede due passaggi in successione: una simulazione in condizioni stazionarie e una simulazione dinamica. La prima fase consiste nell'effettuare una simulazione in stato stazionario utilizzando un influente con portata e composizione costanti. A questo scopo sono utilizzati i valori riassunti in Tabella 4.3.

**Tabella 4.3. Caratteristiche dell'nfuente utilizzato per la simulazione in stato stazionario nella procedura BSM1 [28].**

Variabile	Unità di misura	Valore
$Q_{i,stab}$	m <sup>3</sup> /d	18,446
$Q_{w,stab}$	m <sup>3</sup> /d	385
$S_{I,stab}$	gCOD/m <sup>3</sup>	30
$S_{S,stab}$	gCOD/m <sup>3</sup>	69,5
$X_{I,stab}$	gCOD/m <sup>3</sup>	51,2
$X_{S,stab}$	gCOD/m <sup>3</sup>	202,32
$X_{B,H,stab}$	gCOD/m <sup>3</sup>	28,17
$X_{B,A,stab}$	gCOD/m <sup>3</sup>	0
$X_{P,stab}$	gCOD/m <sup>3</sup>	0
$S_{O,stab}$	gO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	0
$S_{NO,stab}$	gN/m <sup>3</sup>	0
$S_{NH,stab}$	gN/m <sup>3</sup>	31,56
$S_{ND,stab}$	gN/m <sup>3</sup>	6,95
$X_{ND,stab}$	gN/m <sup>3</sup>	10,59
$S_{ALK,stab}$	molHCO <sub>3</sub> /m <sup>3</sup>	7,00
$T_{stab}$	°C	15,00

La simulazione in stato stazionario deve includere la strategia di controllo che si vuole testare mentre non è prevista l'applicazione del rumore ai segnali e i sensori

e gli attuatori utilizzati sono quelli ideali. Questa simulazione costituisce il punto di partenza per quella dinamica, andando ad eliminare l'influenza delle condizioni iniziali sull'uscita dinamica che si genera.

Una volta effettuata la simulazione in stato stazionario, si procede con quella dinamica utilizzando i file di influente precedentemente descritti. A partire dalla soluzione in stato stazionario, il sistema viene simulato in condizioni dinamiche per 14 giorni utilizzando l'influente "tempo asciutto". Le variabili di stato risultanti vengono salvate e costituiscono il punto di partenza per la valutazione della risposta dinamica dell'impianto a tre differenti influenti: si simulano infatti ulteriori 14 giorni utilizzando i file "tempo asciutto", "storm event" e "rain event" in tre simulazioni separate, partendo ogni volta dallo stato raggiunto dopo la simulazione dei primi 14 giorni di "tempo asciutto". I dati così ottenuti negli ultimi 7 giorni di simulazione verranno poi utilizzati per il calcolo degli indici descritti nei paragrafi relativi ai criteri di valutazione.

#### 4.4.2 BSM1\_LT

Nella procedura BSM1\_LT viene in primo luogo effettuata una simulazione in stato stazionario con un influente costante le cui caratteristiche sono riassunte in Tabella 4.4.

La simulazione viene condotta senza che siano inclusi guasti o scarichi inibenti. La strategia di controllo che si vuole testare deve essere attiva ma non è prevista l'applicazione del rumore ai segnali e i sensori e gli attuatori utilizzati sono quelli ideali. Ogni eventuale controllo relativo agli effetti della temperatura deve essere disattivato e il controllore deve essere impostato ai valori che assumerà all'inizio della simulazione dinamica.

Successivamente, viene effettuata una simulazione dinamica per la durata di 609 giorni utilizzando l'influente dinamico generato dal modello precedentemente descritto. Inizialmente la simulazione viene condotta per 245 giorni: i primi 63 servono per il raggiungimento di un pseudo stato stazionario, mentre i successivi 182 consentono di tarare gli algoritmi di controllo e di monitoraggio del processo. Gli ultimi 364 giorni della simulazione vengono utilizzati per il calcolo degli indici descritti nei paragrafi relativi ai criteri di valutazione.

**Tabella 4.4. Caratteristiche dell'influenza utilizzato per la simulazione in stato stazionario nella procedura BSM1\_LT [28].**

Variabile	Unità di misura	Valore
$Q_{i,stab}$	$m^3/d$	20.850,54
$Q_{w,stab}$	$m^3/d$	300
$S_{I,stab}$	$gCOD/m^3$	27,90
$S_{S,stab}$	$gCOD/m^3$	54,68
$X_{I,stab}$	$gCOD/m^3$	48,29
$X_{S,stab}$	$gCOD/m^3$	190,20
$X_{B,H,stab}$	$gCOD/m^3$	26,48
$X_{B,A,stab}$	$gCOD/m^3$	0
$X_{P,stab}$	$gCOD/m^3$	0
$S_{O,stab}$	$gO_2/m^3$	0
$S_{NO,stab}$	$gN/m^3$	0
$S_{NH,stab}$	$gN/m^3$	22,88
$S_{ND,stab}$	$gN/m^3$	5,43
$X_{ND,stab}$	$gN/m^3$	8
$S_{ALK,stab}$	$molHCO_3/m^3$	7,00
$T_{stab}$	$^{\circ}C$	15,00
$S_{tox,stab}$	$g/m^3$	0
$X_{tox,stab}$	$g/m^3$	0

### 4.4.3 BSM2

Nella procedura BSM2 viene in primo luogo effettuata una simulazione in stato stazionario con un influente costante le cui caratteristiche sono riassunte in Tabella 4.5. I valori scelti corrispondono a quelli assunti negli ultimi 364 giorni del file di influente dinamico generato dal modello per la simulazione di 609 giorni.

La strategia di controllo che si vuole testare deve essere attiva ma non è prevista l'applicazione del rumore ai segnali e i sensori e gli attuatori utilizzati sono quelli ideali. Anche in questo caso, ogni eventuale controllo relativo agli effetti della temperatura deve essere disattivato e il controllore deve essere impostato ai valori che assumerà all'inizio della simulazione dinamica.

Successivamente, viene effettuata una simulazione dinamica per la durata di 609 giorni utilizzando l'influenza dinamico generato dal modello precedentemente de-

**Tabella 4.5. Caratteristiche dell'effluente utilizzato per la simulazione in stato stazionario nella procedura BSM2 [28].**

Variabile	Unità di misura	Valore
$Q_{i,stab}$	$m^3/d$	20.648,36
$Q_{w,stab}$	$m^3/d$	300
$S_{I,stab}$	$gCOD/m^3$	27,23
$S_{S,stab}$	$gCOD/m^3$	58,18
$X_{I,stab}$	$gCOD/m^3$	92,50
$X_{S,stab}$	$gCOD/m^3$	363,94
$X_{B,H,stab}$	$gCOD/m^3$	50,68
$X_{B,A,stab}$	$gCOD/m^3$	0
$X_{P,stab}$	$gCOD/m^3$	0
$S_{O,stab}$	$gO_2/m^3$	0
$S_{NO,stab}$	$gN/m^3$	0
$S_{NH,stab}$	$gN/m^3$	23,86
$S_{ND,stab}$	$gN/m^3$	5,65
$X_{ND,stab}$	$gN/m^3$	16,13
$S_{ALK,stab}$	$molHCO_3/m^3$	7,00
$T_{stab}$	$^{\circ}C$	14,86

scritto con i controlli attivi, includendo anche l'applicazione del rumore ai segnali e l'utilizzo di sensori e attuatori utilizzati non ideali. Il punto di partenza della simulazione dinamica è costituito dai valori delle variabili di stato ottenuti alla fine della simulazione in stato stazionario. Come nel caso del BSM1\_LT, inizialmente la simulazione viene condotta per 245 giorni: i primi 63 servono per il raggiungimento di un pseudo stato stazionario, mentre i successivi 182 consentono di tarare gli algoritmi di controllo e di monitoraggio del processo. Gli ultimi 364 giorni della simulazione vengono utilizzati per il calcolo degli indici descritti nei paragrafi relativi ai criteri di valutazione.

## 4.5 I criteri di valutazione

Come già anticipato, lo scopo principale delle procedure BSM è quello di fornire una base standard per effettuare il confronto oggettivo di differenti strategie di controllo applicate agli impianti di trattamento delle acque reflue. Per questa ra-

gione, oltre alla definizione dello schema impiantistico, dei modelli utilizzati, delle caratteristiche dell'influente e della procedura di simulazione, è stato necessario definire anche dei criteri di valutazione dei risultati così ottenuti. A questo scopo sono stati definiti due indici: l'indice di qualità dell'effluente (EQI) e l'indice dei costi operativi (OCI). Come già anticipato, il periodo di valutazione al quale viene applicato il calcolo degli indici è pari all'ultima settimana di simulazione per la procedura BSM1 e all'ultimo anno per il BSM1\_LT e il BSM2.

### 4.5.1 Indici di qualità dell'influente e dell'effluente

L'indice di qualità dell'effluente (EQI, espresso in kg/d) è definito come la somma pesata dei carichi di inquinante presenti nell'effluente in un determinato intervallo di tempo. Mentre nei casi BSM1 e BSM1\_LT si ha un unico effluente, nel BSM2 l'effluente è costituito da tre componenti: la prima è rappresentata dall'effluente del sedimentatore secondario ( $Q_{e,s}$ ), che rappresenta quella parte che è stata sottoposta a tutti i trattamenti; la seconda è data dal by-pass dell'intero impianto ( $Q_{e,bp}$ ) e la terza dal by-pass del comparto a fanghi attivi ( $Q_{e,bas}$ ). L'indice di qualità dell'effluente è definito dalla seguente equazione:

$$EQI = \frac{1}{1000t_{obs}} \int_{t_{start}}^{t_{end}} (\beta_{SS} \cdot SST_e(t) + \beta_{COD} \cdot COD_e(t) + \beta_{TKN} \cdot TKN_e(t) + \beta_{NO} \cdot S_{NO,e}(t) + \beta_{BOD_5} \cdot BOD_{5,e}(t)) \cdot Q_e(t) \cdot dt$$

dove  $t_{obs}$  è il tempo a cui viene applicata la valutazione (7 giorni per il BSM1 e 364 giorni per il BSM1\_LT e il BSM2),  $SST_e(t)$ ,  $COD_e(t)$ ,  $TKN_e(t)$ ,  $S_{NO,e}(t)$  e  $BOD_{5,e}(t)$  sono le concentrazioni delle variabili composte scelte come parametri inquinanti,  $Q_e(t)$  è la portata effluente, i coefficienti  $\beta_{SS}$ ,  $\beta_{COD}$ ,  $\beta_{TKN}$ ,  $\beta_{NO}$  e  $\beta_{BOD_5}$  rappresentano i pesi applicati alle diverse variabili composte assunti rispettivamente pari a 2, 1, 30, 10 e 2.

Le variabili composte SST, COD e TKN sono calcolate con le seguenti relazioni che valgono indifferentemente per tutti i flussi:

$$SST = 0,75 \cdot (X_S + X_I + X_{B,H} + X_{B,A} + X_P)$$

$$COD = S_S + S_I + X_S + X_I + X_{B,H} + X_{B,A} + X_P$$

$$TKN = S_{NH} + S_{ND} + X_{ND} + i_{XB} \cdot (X_{B,H} + X_{B,A}) + i_{XP} \cdot (X_P + X_I)$$

Per quanto riguarda invece il  $BOD_5$  la definizione dipende dal flusso considerato. Si ipotizza che l'influenza contenga una maggiore quantità di materiale prontamente biodegradabile e per questo si utilizza un fattore di 0,65 applicato al contenuto organico nell'influenza. Per il calcolo del  $BOD_5$  nell'effluente che ha subito il trattamento completo in tutte le fasi dell'impianto di depurazione il fattore usato è pari a 0,25, mentre per l'effluente derivante dai due by-pass si applica lo stesso coefficiente dell'influenza (0,65).

$$BOD_{5,e} = (BOD_{5,e,s} \cdot Q_{e,s} + BOD_{5,e,bp} \cdot Q_{e,bp} + BOD_{5,e,bas} \cdot Q_{e,bas}) / Q_e$$

dove

$$BOD_{5,e,s} = 0,25 \cdot (S_{S,s} + X_{S,s} + (1 - f'_p) \cdot (X_{B,H,s} + X_{B,A,s}))$$

$$BOD_{5,e,bp} = 0,65 \cdot (S_{S,bp} + X_{S,bp} + (1 - f'_p) \cdot (X_{B,H,bp} + X_{B,A,bp}))$$

$$BOD_{5,e,bas} = 0,65 \cdot (S_{S,bas} + X_{S,bas} + (1 - f'_p) \cdot (X_{B,H,bas} + X_{B,A,bas}))$$

Allo stesso modo si calcola l'indice di qualità dell'influenza come somma pesata dei carichi di inquinante nel flusso in ingresso all'impianto. In questo caso il  $BOD_5$  è calcolato utilizzando il fattore 0,65.

## 4.5.2 Concentrazioni nell'effluente

La procedura BSM include la definizione di alcuni limiti per l'effluente con i quali vengono confrontati i risultati ottenuti dalle simulazioni. I valori assunti come limite sono riportati in Tabella 4.6: si tratta di limiti scelti arbitrariamente al-

lo scopo di permettere il confronto tra le performance di differenti strategie di controllo.

**Tabella 4.6. Valori assunti come limite nelle procedure BSM.**

Parametro	Unità di misura	Valore limite
$N_{tot,e}$	gN/m <sup>3</sup>	18
$COD_e$	gCOD/m <sup>3</sup>	100
$S_{N,H,e}$	gN/m <sup>3</sup>	4
$SST_e$	gSST/m <sup>3</sup>	30
$BOD_{5,e}$	gBOD <sub>5</sub> /m <sup>3</sup>	10

Questi limiti non corrispondono ad alcun requisito legislativo specifico e vengono utilizzati per valutare una strategia di controllo in funzione della relativa capacità di garantire un trattamento efficace. A partire dalla definizione di questi limiti viene calcolato il numero di violazioni, che rappresenta il numero di volte in cui l'impianto supera i limiti previsti, e la percentuale di tempo in cui l'impianto eccede i suddetti requisiti. Infine, vengono riportati i 95-esimi percentili delle concentrazioni effluenti di ammoniaca, azoto totale e solidi sospesi totali.

### 4.5.3 Indice dei costi operativi

L'indice dei costi operativi (OCI) è calcolato come la somma pesata di diverse voci di costo, secondo l'equazione seguente:

$$OCI = AE + PE + f_{sp} \cdot SP + f_{cc} \cdot EC + ME - f_{mp} \cdot MP + \max(0, HE - 7MP)$$

dove AE (kWh/d) è l'energia dovuta all'aerazione, PE (kWh/d) è l'energia dovuta al pompaggio, SP (kgSS/d) è la produzione di fango destinato allo smaltimento, EC (kgCOD/d) è il dosaggio di carbonio esterno, ME (kWh/d) è l'energia per la miscelazione, MP (kgCH<sub>4</sub>/d) è la produzione di metano e HE (kWh/d) è l'energia necessaria per aumentare la temperatura del fango nel digestore anaerobico. La Tabella 4.7 contiene i valori attribuiti ai pesi  $f_i$  per le diverse procedure BSM.



**Tabella 4.7. Valori dei fattori di peso assunti nel calcolo dell'OCI nelle procedure BSM.**

Fattore	BSM1	BSM1_LT	BSM1
$f_{sp}$	5	5	3
$f_{EC}$	3	3	3
$f_{mp}$	-	-	6

Di seguito si descrive la metodologia di calcolo di ciascun contributo.

#### 4.5.3.1 Energia per l'aerazione

L'energia necessaria per la fase di aerazione viene calcolata attraverso la seguente equazione:

$$AE = \frac{S_{O,15}^{sat}}{1,8 \cdot 1000 \cdot t_{obs}} \int_{t_{start}}^{t_{end}} \sum_{i=1}^5 V_i \cdot K_L a_{i,15}(t) dt$$

dove  $S_{O,15}^{sat}$  è la concentrazione di ossigeno a saturazione alla temperatura di 15°C (8 gO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>)

#### 4.5.3.2 Energia per il pompaggio

L'energia necessaria per il pompaggio viene calcolata come somma pesata dei contributi dovuti a vari flussi che vengono sottoposti a pompaggio nell'impianto di depurazione. In particolare, nel caso BSM1 e BSM1\_LT l'energia consumata per il pompaggio è dovuta al ricircolo dei fanghi ( $Q_r$ ) e del mixed-liquor ( $Q_{int}$ ) e all'estrazione dei fanghi di supero ( $Q_w$ ). Nel BSM2 il calcolo include anche i contributi dovuti all'estrazione del fango primario ( $Q_{pu}$ ) e di quello ispessito ( $Q_{tu}$ ) e al pompaggio del surnatante della disidratazione ( $Q_{do}$ ). Si riporta di seguito l'espressione completa dell'equazione utilizzata.

$$PE = \frac{1}{t_{obs}} \int_{t_{start}}^{t_{end}} (f_{PE\_Q_{int}} \cdot Q_{int} + f_{PE\_Q_r} \cdot Q_r + f_{PE\_Q_w} \cdot Q_w + \\ + f_{PE\_Q_{pu}} \cdot Q_{pu} + f_{PE\_Q_{tu}} \cdot Q_{tu} + f_{PE\_Q_{do}} \cdot Q_{do}) dt$$

I valori assunti dai diversi pesi  $f_i$  sono i seguenti: 0,004 - 0,008 - 0,050 - 0,075 - 0,060 - 0,004.

#### 4.5.3.3 Produzione di fango da smaltire

La produzione di fango destinata allo smaltimento è data dal fango estratto dal sedimentatore secondario nei casi BSM1 e BSM1\_LT, mentre nel BSM2 è rappresentata dal fango disidratato. L'equazione utilizzata per il calcolo è la seguente:

$$SP = \frac{1}{1000t_{obs}} \left( M_{SST}(t_{end}) - M_{SST}(t_{start}) + \int_{t_{start}}^{t_{end}} SST_X(t) \cdot Q_X(t) \cdot dt \right)$$

dove  $Q_X(t)$  e  $SST_X$  sono rispettivamente la portata e la concentrazione del fango prodotto mentre  $M_{SST}$  è definita come la somma della quantità di solidi sospesi totali presenti in ogni unità: comparti biologici e sedimentatore secondario per BSM1 e BSM1\_LT, sedimentatore primario, digestore anaerobico e vasca di stoccaggio in aggiunta ai termini precedenti per il BSM2.

#### 4.5.3.4 Dosaggio di carbonio esterno

Il dosaggio di carbonio esterno viene calcolato con la seguente equazione:

$$EC = \frac{COD_{EC}}{1000t_{obs}} \int_{t_{start}}^{t_{end}} Q_{EC}(t) \cdot dt$$

dove  $COD_{EC}$  è la concentrazione di COD nella fonte di carbonio esterno dosata e  $Q_{EC}$  è la somma delle portate dosate nei reattori biologici.

#### 4.5.3.5 Energia per la miscelazione

L'energia impiegata per la miscelazione è dovuta a due contributi: la miscelazione dei comparti biologici ( $ME_{as}$ ) e quella del digestore anaerobico ( $ME_{ad}$ ). Il secondo contributo non è ovviamente presente nei casi BSM1 e BSM1\_LT.

$$ME = ME_{as} + ME_{ad}$$

Per quanto riguarda la miscelazione dei reattori biologici si assume che essa sia necessaria se il reattore è anossico, o più in generale con  $K_L a_i$  inferiore a  $20 \text{ d}^{-1}$ . Si considera invece che l'aerazione fornisca energia sufficiente alla miscelazione nel caso in cui  $K_L a_i$  sia superiore a  $20 \text{ d}^{-1}$ . Questa ipotesi si traduce nella seguente equazione:

$$ME_{as} = \frac{24}{t_{obs}} \int_{t_{start}}^{t_{end}} \sum_{i=1}^5 \left[ \begin{array}{l} \text{for } t \text{ when } K_L a_i(t) < 20 \text{d}^{-1} \text{ then } f_{ME_{as}} \cdot V_i \\ \text{for } t \text{ when } K_L a_i(t) \geq 20 \text{d}^{-1} \text{ then } 0 \end{array} \right] \cdot dt$$

dove  $V_i$  è il volume dell' $i$ -esimo comparto e  $f_{ME_{as}}$  è il fattore specifico di potenza di miscelazione necessaria ( $0,005 \text{ kW/m}^3$ ). Si ipotizza inoltre che il digestore sia costantemente miscelato e che quindi l'energia necessaria possa essere determinata attraverso la seguente espressione:

$$ME_{ad} = 24 \cdot f_{ME_{ad}} \cdot V_{ad}$$

dove  $V_{ad}$  è il volume della fase liquida del digestore e  $f_{ME_{ad}}$  è il fattore specifico di potenza di miscelazione necessaria ( $0,005 \text{ kW/m}^3$ ).

#### 4.5.3.6 Produzione di metano

La produzione di metano nel digestore anaerobico rappresenta un beneficio economico e viene quindi inserita nel calcolo dell'indice dei costi operativi come contributo negativo. A partire dalla legge dei gas si ricava la seguente espressione:

$$MP = \frac{P_{atm} \cdot 16}{t_{obs} \cdot R \cdot T_{op}} \int_{t_{start}}^{t_{end}} \frac{1}{p_{gas,tot}(t)} p_{gas,CH_4}(t) \cdot Q_{gas}(t) \cdot dt$$

dove  $p_{gas,CH_4}$  è la pressione parziale del metano nello spazio di testa,  $R$  è la costante dei gas ideali,  $T_{op}$  è la temperatura alla quale viene fatto funzionare il digestore,  $p_{gas,tot}$  è la pressione totale del gas nello spazio di testa,  $P_{atm}$  è la pressione atmosferica e  $Q_{atm}$  è la portata di gas prodotta.

#### 4.5.3.7 Energia per il riscaldamento del fango

L'energia per il riscaldamento tiene in considerazione due contributi: quello dovuto al riscaldamento del fango nel digestore anaerobico e il calore generato dalla produzione di biogas. Assumendo che 1 kg di  $CH_4$  produca 7 kWh di calore, l'energia netta per il riscaldamento è data dalla seguente equazione:

$$HE^{net} = \max(0, HE - 7 \cdot MP)$$

Il contributo dovuto al riscaldamento del fango in ingresso al digestore fino alla temperatura desiderata si calcola con la seguente espressione:

$$MP = \frac{24}{t_{obs} \cdot 86400} \int_{t_{start}}^{t_{end}} \rho_{H_2O} \cdot C_{H_2O} \cdot (T_{op} - T_{ad,i}(t)) \cdot Q_{ad}(t) \cdot dt$$

dove  $\rho_{H_2O}$  è la densità dell'acqua,  $C_{H_2O}$  è il calore specifico dell'acqua,  $T_{op}$  è la temperatura alla quale viene fatto funzionare il digestore,  $T_{ad,i}$  è la temperatura del fango influente e  $Q_{ad}$  è la portata di fango trattata dal digestore.

Parte II

Parte Sperimentale



## Capitolo 5

# L'applicazione dei controlli automatici negli impianti di trattamento delle acque reflue urbane: indagine presso i gestori in Italia

Il presente capitolo descrive i risultati ottenuti attraverso un'indagine condotta sul territorio nazionale in merito alla diffusione del monitoraggio in continuo e del controllo automatico di processo presso gli impianti di depurazione urbani. Come indicato nell'Introduzione infatti, uno degli obiettivi del lavoro di ricerca era quello di ricostruire lo stato di fatto dell'applicazione dell'automazione di processo nel settore delle acque reflue.

Nella seconda parte del capitolo si riportano i risultati di analoghe indagini condotte da altri gruppi di ricerca in differenti paesi dell'Unione Europea: pur trattandosi di indagini risalenti ad alcuni anni fa e relative ad un numero limitato di impianti di depurazione, esse possono costituire un valido confronto con il lavoro svolto nell'ambito dell'attività di ricerca qui descritta.

Questo capitolo rappresenta quindi idealmente la continuazione del Capitolo 2: mentre il Capitolo 2 rappresenta una rassegna della possibilità teoriche studiate in letteratura per il controllo di processo, il presente descrive le soluzioni pratiche

effettivamente implementate presso gli impianti.

## 5.1 Struttura del questionario

L'indagine è stata condotta attraverso questionari diffusi tramite e-mail ad una serie di gestori degli impianti di trattamento delle acque reflue urbane sul territorio nazionale e si è articolata in più fasi. Nella prima fase si sono contattati 92 gestori ai quali sono state poste le seguenti domande:

1. presso gli impianti gestiti dalla sua azienda viene effettuato il monitoraggio in continuo di qualche parametro di processo (in linea acque e/o in linea fanghi)?
2. se ha risposto positivamente alla domanda precedente, di quali parametri si tratta?
3. presso gli impianti gestiti dalla sua azienda sono previste forme di automazione del processo (in linea acque e/o in linea fanghi)?
4. se ha risposto positivamente alla domanda precedente, quali parametri vengono controllati e con quale sistema/tecnologia?

Una volta raccolte le risposte ottenute in questa prima fase si è provveduto a contattare nuovamente, sempre tramite posta elettronica, tutti i gestori che avevano risposto al primo questionario, al fine di raccogliere le seguenti informazioni aggiuntive:

1. numero di impianti gestiti;
2. numero di impianti in cui vengono effettuate le misure in continuo indicate e relativa potenzialità di trattamento;
3. numero di impianti in cui sono attivi i sistemi di controllo automatico indicati, relativa potenzialità di trattamento e configurazione impiantistica.

Infine, ad un ristretto gruppo di gestori che già nel primo questionario avevano indicato in modo più evidente l'applicazione di strategie di controllo di processo presso i loro impianti, si è somministrato il seguente questionario più approfondito:



1. indicare il numero di impianti gestiti;
2. indicare il numero di impianti in cui vengono effettuate le misure in continuo segnalate e relativa potenzialità di trattamento;
3. indicare il numero di impianti in cui sono attivi i sistemi di controllo automatico segnalati, relativa potenzialità di trattamento e configurazione impiantistica;
4. almeno per i casi di controllo automatico più significativi, fornire una breve descrizione (o schema) di funzionamento che precisi:
  - come i segnali dal campo (parametri misurati) vengono elaborati (logiche di controllo - es. PI, PID, fuzzy, reti neurali, modelli matematici di simulazione ecc. - e modalità di controllo - es. feedback, feedforward, misto ecc.);
  - come si interviene sugli attuatori (es. inverter sui motori, posizionamento motorizzato valvole, funzionamento on-off ecc.);
  - se il sistema di controllo è stato sviluppato autonomamente oppure è un sistema brevettato.

## 5.2 Elaborazione dei risultati

A partire dai 92 gestori inizialmente contattati, 50 gestori hanno complessivamente risposto ai differenti questionari, consentendo in questo modo di ottenere dati relativi a 1.555 impianti di trattamento delle acque reflue urbane. Il campione di depuratori analizzati ha quindi una buona numerosità ed è costituito da impianti localizzati su tutto il territorio nazionale, anche se in prevalenza al centro-nord. La potenzialità dei depuratori considerati varia da quella dei piccoli impianti fino a tenere in considerazione impianti con potenzialità superiore a 1.000.000 di abitanti equivalenti.

L'elaborazione dei risultati ottenuti viene di seguito presentata suddividendo l'analisi dei dati relativi alle grandezze che vengono monitorate in continuo da quella riguardante le differenti strategie di controllo automatico di processo implementate.

## 5.2.1 Il monitoraggio con strumentazione in continuo

Dall'analisi dei dati pervenuti relativamente ai 1.555 impianti gestiti, emerge che 248 impianti hanno segnalato il monitoraggio in continuo di almeno un parametro di processo; gli altri impianti o non effettuano il monitoraggio in continuo di alcun parametro o non hanno indicato l'informazione.

La Tabella 5.1 contiene l'elenco dei parametri di processo segnalati almeno una volta dai gestori e per ciascun parametro si riporta il numero di impianti presso i quali se ne effettua il monitoraggio in continuo.

La Figura 5.1 riporta la distribuzione percentuale dei parametri di processo che vengono monitorati in continuo presso gli impianti analizzati, rispetto ai soli impianti presso i quali si effettua il monitoraggio di almeno un parametro. Come si può vedere dai dati presentati, i parametri che vengono più frequentemente monitorati on-line sono la concentrazione di ossigeno disciolto all'interno del comparto biologico (79%) e le portate (18-52%). Parametri quali pH e potenziale redox vengono monitorati nel 27-28% dei casi, mentre la rilevazione on-line di alcune variabili che caratterizzano l'uscita (solidi sospesi totali, ammoniaca e nitrati) e di temperatura e MLSS (Mixed-Liquor Suspended Solid) avviene nel 10-15% dei depuratori con il monitoraggio di almeno un parametro. Infine, gli altri parametri segnalati vengono rilevati on-line in meno del 10% degli impianti.

## 5.2.2 L'applicazione di strategie di controllo automatico

Dei 248 impianti che hanno segnalato il monitoraggio di almeno un parametro di processo, 156 applicano almeno una strategia di controllo automatico; da ciò si evince che il 37% degli impianti che effettuano la rilevazione on-line di almeno un parametro non utilizzano le informazioni ricavate dal monitoraggio per la regolazione dei processi. Come atteso, l'elaborazione dei dati ha messo in evidenza che il grado di automazione applicato presso gli impianti di trattamento delle acque reflue urbane in Italia dipende molto spesso dalla potenzialità e dalla complessi-

**Tabella 5.1. Risultato dell'indagine sull'applicazione del monitoraggio in continuo dei parametri di processo presso gli impianti di trattamento delle acque reflue urbane in Italia.**

<b>Parametro Monitorato</b>	<b>Numero di impianti</b>
Ossigeno disciolto nel comparto biologico (OD)	196
Portata influente ( $Q_{in}$ )	129
Portata effluente ( $Q_{out}$ )	103
pH	69
Potenziale redox (ORP)	67
Portate di ricircolo ( $Q_{ric}$ )	44
Solidi sospesi totali nell'ossidazione (MLSS)	35
Temperatura (T)	29
Nitrati nell'effluente ( $NO_{3,out}^-$ )	27
Solidi sospesi totali nell'effluente ( $SST_{out}$ )	27
Ammoniaca nell'effluente ( $NH_{4,out}^+$ )	25
Conducibilità (Ce)	20
Torbidità (NTU)	15
Fosforo totale nell'effluente ( $P_{tot,out}$ )	14
Ammoniaca nell'ossidazione ( $NH_{4,ox}^+$ )	7
Cloro residuo ( $Cl^-$ )	7
COD nell'effluente ( $COD_{out}$ )	7
Nitrati in denitrificazione ( $NO_{3,den}^-$ )	6
Fosfati in ingresso ( $PO_{4,in}^{3-}$ )	4
Fosfati nell'effluente ( $PO_{4,out}^{3-}$ )	4
COD in ingresso ( $COD_{in}$ )	2
Solidi sospesi totali nel ricircolo ( $SST_{ric}$ )	2

tà impiantistica: infatti, nel caso dei piccoli impianti le regolazioni automatiche segnalate sono molto scarse o nulle.

Nella Tabella 5.2 si riportano i processi controllati segnalati nei questionari, con le relative percentuali di implementazione. Come si può notare, la fornitura di aria nel comparto biologico viene regolata in modo automatico nella maggior parte dei casi: questo controllo è stato infatti indicato da 110 impianti e cioè dal 70,5% dei depuratori che effettuano almeno un controllo di processo. A seguire, i controlli più segnalati, seppur in misura molto minore, sono quelli relativi ai cicli alternanti (23,7%), alla defosfatazione chimica (12,8%) e alla disinfezione chimica (12,2%).

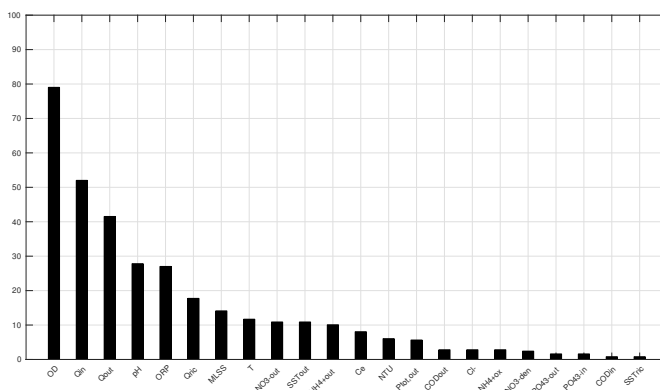


Figura 5.1. Distribuzione percentuale dei parametri di processo che vengono monitorati in continuo presso gli impianti analizzati.

Tabella 5.2. Risultato dell'indagine sull'applicazione del controllo automatico di processo presso gli impianti di trattamento delle acque reflue urbane in Italia.

Processo controllato	Numero di impianti	%
Fornitura di aria	110	70,5
Cicli alternati	37	23,7
Defosfatazione chimica	20	12,8
Disinfezione chimica	19	12,2
Dosaggio acido/base	13	8,3
Ricircolo nitrati	5	3,2
Brevetti	4	2,6
Digestione anaerobica	3	1,9
Dosaggio di carbonio	3	1,9
Estrazione del fango di supero	3	1,9
Disidratazione	2	1,3
Essiccamento	2	1,3
Ricircolo fanghi	2	1,3

Nella Tabella 5.3 per ciascun processo controllato si presentano le diverse opzioni applicate dai gestori in termini di parametri di processo utilizzati nell'algoritmo di controllo e di intervento sugli attuatori (quando indicato).

**Tabella 5.3. Risultato dell'indagine sull'applicazione del controllo automatico di processo presso gli impianti di trattamento delle acque reflue urbane in Italia.**

<b>Processo controllato</b>	<b>Logica di controllo</b>	<b>Numero di impianti</b>
Fornitura di aria	misura OD; inverter	78
	misura OD; on/off	24
	misura OD e ammoniacca; inverter	3
	misura OD, ammoniacca e nitrati; inverter	3
	misura OD, ammoniacca e nitrati; on/off	2
Cicli alternati	temporizzazione	21
	misura OD	16
Defosfatazione chimica	misura fosforo in uscita	14
	misura portata in ingresso	6
Disinfezione chimica	misura portata in ingresso	18
	misura cloro residuo	1
Dosaggio acido/base	misura pH	13
Ricircolo nitrati	misura nitrati in denitrificazione	5
Brevetti	Oscar	2
	Greenbass	1
	WTOS	1
Digestione anaerobica	misura temperatura	2
	misura pH, biogas e portata	1
Dosaggio di carbonio	misura nitrati in uscita	2
	misura portata in ingresso	1
Estrazione del fango di supero	misura SST	2

*Tabella 5.3: continua nella pagina seguente*

*Tabella 5.3: continua dalla pagina precedente*

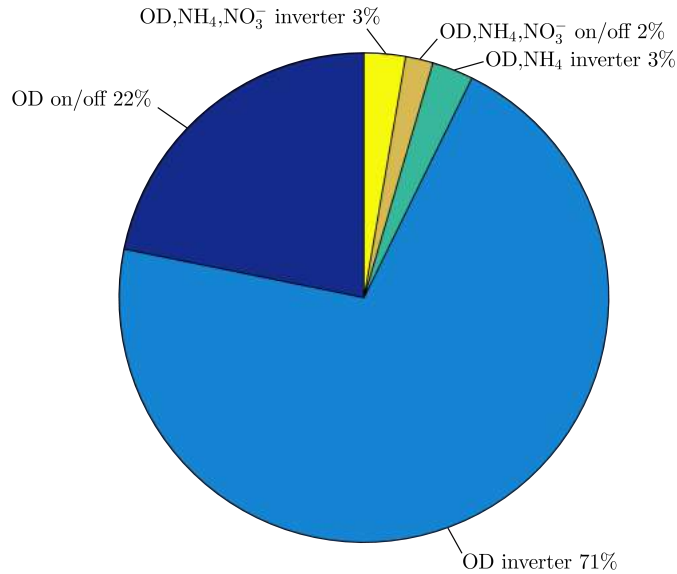
<b>Processo controllato</b>	<b>Logica di controllo</b>	<b>Numero di impianti</b>
	misura età del fango	1
Disidratazione	misura livello	1
	misura SST	1
Essiccamento	misura temperatura	1
	misura temperatura, pressione, ossigeno e monossido di carbonio	1
Ricircolo fanghi	misura livello	1
	misura portata in ingresso	1

*Tabella 5.3: si conclude dalla pagina precedente*

Come anticipato, la fornitura di aria nel comparto biologico risulta essere il processo maggiormente controllato. In questo caso infatti, anche alcuni piccoli impianti prevedono una regolazione automatica su tale aspetto. La Figura 5.2 rappresenta le differenti strategie di regolazione automatica che sono state segnalate dai gestori. In tutti i casi il controllo avviene in anello chiuso (feedback).

Nel 92,7% degli impianti che regolano la fornitura di aria in modo automatico, l'unico parametro monitorato per il controllo di processo è la concentrazione di ossigeno disciolto nel comparto aerato. In questi impianti si possono distinguere due casi, in funzione della logica di controllo impiegata:

1. on/off (21,8%), in cui i compressori vengono accesi/spenti a seconda del livello di ossigeno in vasca. Se la concentrazione supera un certo valore di riferimento un compressore viene spento, al contrario se scende al di sotto del setpoint un compressore viene acceso. Solitamente si hanno più soglie, con diversi compressori attivabili a seconda della concentrazione di ossigeno in vasca;
2. controllo del flusso di aria mediante regolazione dei compressori con inverter (70,9%). Se la concentrazione di ossigeno disciolto in vasca si allontana dal



**Figura 5.2.** Rappresentazione percentuale delle diverse logiche di controllo implementate per la fornitura di aria.

valore di setpoint, il controllore modifica la frequenza del compressore utilizzando l'inverter, quindi modifica la portata di aria, in modo da riportare la concentrazione di ossigeno al valore di riferimento. Rispetto alla logica precedente, questa seconda strategia di controllo consente una migliore regolazione della fornitura di aria, evitando brusche oscillazioni attorno al valore di setpoint.

Dall'indagine si è riscontrato che un numero molto minore di impianti (8 su 110) utilizza altre variabili di controllo rispetto alla concentrazione di ossigeno disciolto. In particolare, tre impianti rilavano la concentrazione di ammoniaca in aggiunta a quella di OD e controllano il flusso di aria mediante regolazione dei compressori con inverter; cinque impianti monitorano OD, ammoniaca e nitrati e di questi due applicano una regolazione on/off e tre hanno compressori a frequenza variabile. Il monitoraggio di parametri di processo aggiuntivi rispetto alla concentrazione di ossigeno disciolto permette di calcolare il setpoint in funzione dell'effettiva richiesta del processo piuttosto che utilizzare un valore di riferimento fissato a priori e

mantenuto costante nel tempo. Ciò permette una regolazione migliore del flusso di aria ed un risparmio in termini di consumi energetici e quindi di costi.

La gestione del processo biologico mediante il sistema a cicli alternati è abbastanza diffusa tra gli impianti indagati. Dall'indagine è emerso che trentasette (23,7%) impianti applicano il controllo del processo a cicli alternati. In 21 casi il controllo è temporizzato quindi si basa semplicemente sull'alternanza a cadenza fissa della fase aerata e di quella anossica; nei casi rimanenti invece la durata di ogni fase viene determinata in funzione di alcune variabili di processo, in particolare la concentrazione di ossigeno disciolto e il potenziale redox.

Il controllo della defosfatazione chimica viene applicato in venti (12,8%) degli impianti di depurazione che hanno segnalato l'implementazione di almeno una strategia di regolazione automatica. I risultati dell'indagine mostrano che il controllo è di tipo feedback in quattordici casi e feedforward nei sei rimanenti. Il controllo feedback si basa sulla misura della concentrazione di fosforo in uscita dall'impianto. In funzione dell'errore tra concentrazione misurata e setpoint viene regolato il dosaggio di reattivo. Il controllo feedforward invece si basa sulla misura di portata in ingresso ai trattamenti: il dosaggio di reattivo viene determinato in modo proporzionale rispetto alla portata trattata.

Come per la defosfatazione chimica, anche il controllo della disinfezione chimica è stato segnalato in percentuale equivalente (12,1%). In questo caso, il controllo maggiormente adottato è quello feedforward, applicato in diciotto impianti su diciannove: il dosaggio viene determinato dal controllore in funzione della portata trattata. Solo un impianto, tra quelli che hanno segnalato l'implementazione di almeno una strategia di controllo automatico, effettua il controllo feedback della disinfezione chimica utilizzando la misura di cloro residuo nell'effluente.

Dai dati ricavati dall'indagine solo tredici (8,3%) impianti hanno segnalato il controllo del dosaggio di acidi/basi per la regolazione del pH: si tratta sempre di impianti che ricevono anche acque reflue industriali caratterizzate da valori di pH poco adeguati per il processo biologico. Il controllo applicato è di tipo feedback in funzione del valore di pH rilevato all'interno dei comparti: il dosaggio di acidi/basi viene determinato dal controllore in modo proporzionale all'errore tra il valore rilevato e il corrispondente riferimento.

Il controllo del ricircolo dei nitrati è applicato solo in cinque impianti (3,2%). Il



controllo è di tipo feedback e in tutti i casi si effettua il monitoraggio della concentrazione di nitrati nel comparto di denitrificazione. Il controllore implementato incrementa la portata di ricircolo se i nitrati in vasca sono inferiori al valore di setpoint e viceversa riduce la portata se sono superiori al riferimento impostato.

Dall'indagine è risultato che solo quattro impianti (2,6%) si avvalgono di brevetti per l'automazione di processo. In due casi si applica il brevetto OSCAR, in un impianto il Greenbass e in un caso il brevetto WTOS. In tutti e quattro i depuratori, questi brevetti, descritti nel capitolo 2, vengono utilizzati per il controllo della fornitura di aria.

L'applicazione del controllo del processo di digestione anaerobica è molto scarsa (1,9%): solo in un impianto è realmente effettuato il controllo del processo, mentre in altri due casi viene esclusivamente regolata la temperatura del reattore. Il controllo della digestione anaerobica segnalato è di tipo feedback e consiste nella regolazione della portata trattata in funzione del flusso di biogas in uscita e del pH all'interno del reattore. A seconda dell'errore tra la misura del biogas prodotto e quello atteso, viene incrementata o ridotta la portata di fango alimentata. La misura del pH viene utilizzata come parametro di allarme: se il pH scende sotto un valore di riferimento la portata in ingresso viene diminuita. Negli altri due casi si regola la temperatura del reattore attraverso un controllore feedback.

Dall'indagine risulta che solo tre (1,9%) impianti attuano il controllo del dosaggio di una fonte esterna di carbonio per la denitrificazione. Dei tre impianti che effettuano il controllo, due utilizzano un anello chiuso e uno un anello aperto. I primi due si basano su misure di azoto nitrico in uscita dall'impianto: se la concentrazione di nitrati in uscita aumenta, viene incrementato il dosaggio di carbonio. Il terzo impianto utilizza, invece, un controllo feedforward sulla base della portata in ingresso: se la portata supera una certa soglia, viene aumentato il dosaggio di carbonio nella vasca di denitrificazione.

Il controllo dell'estrazione del fango di supero è anch'esso poco impiegato: è infatti stato segnalato in tre impianti (1,9%). Le strategie utilizzate si basano sull'applicazione di un controllo feedback in funzione della concentrazione di solidi sospesi totali o dell'età del fango.

Il controllo dei processi di disidratazione ed essiccamento fanghi è scarsamente impiegato negli impianti analizzati: si sono riscontrate solo quattro applicazioni in

totale. Per la regolazione della disidratazione viene monitorata la concentrazione di solidi sospesi totali (1,3%). Per quanto riguarda la regolazione dell'essiccamento (1,3%), si segnala che, come per la digestione anaerobica, in realtà non viene controllato il processo ma viene effettuata solo la regolazione della temperatura tramite un controllo feedback.

Infine, anche il controllo del ricircolo dei fanghi è scarsamente applicato: solo in due impianti (1,3%) sono previste delle forme di regolazione. In un caso il ricircolo è regolato in funzione dello spessore dello strato di fango accumulatisi sul fondo del sedimentatore, per il quale viene stabilito un valore di riferimento raggiunto il quale si attivano le pompe di ricircolo. Nel secondo caso il processo è controllato in base alla portata influente andando a variare il rapporto di ricircolo.

### **5.3 La diffusione dell'automazione di processo negli impianti di trattamento della acque reflue in Europa**

A completamento dei risultati dell'indagine condotta in Italia nell'ambito del presente lavoro di ricerca, si riportano in questo paragrafo alcuni analoghi risultati ottenuti da precedenti studi svolti su altri paesi dell'Unione Europea. Infatti, si sono reperiti in letteratura alcuni lavori che descrivono lo stato dell'arte della diffusione della strumentazione, del controllo e dell'automazione (Instrumentation, Control and Automation - ICA) nel settore degli impianti di trattamento delle acque reflue.

Nel commentare questi studi è importante tenere in considerazione il fatto che è molto difficile confrontare risultati ottenuti in paesi differenti sia perché i dati possono non essere rappresentativi dell'intero paese considerato, sia perché la diffusione del monitoraggio e dell'automazione di processo dipende molto spesso dai limiti legislativi sull'effluente, che variano da nazione a nazione, e dalla complessità dell'impianto.

In generale, le portate e la concentrazione di ossigeno disciolto sono i parametri che vengono maggiormente misurati e impiegati negli algoritmi di controllo automatico implementati nella maggior parte degli impianti di depurazione. Questi parametri

sono abitualmente utilizzati per il controllo della portata di aria, della portata di ricircolo dei fanghi e per il dosaggio di reattivi chimici per la rimozione del fosforo. Altre variabili, quali l'età del fango e il livello del fango nei sedimentatori, sono normalmente controllate manualmente o su base temporizzata o con un controllo proporzionale alla portata trattata. La diffusione del controllo di processo nei trattamenti anaerobici è scarsa e la variabile che viene più comunemente controllata è il pH, regolato attraverso controllo feedback. I dati riguardanti l'applicazione dei controlli automatici alla linea fanghi sono scarsi: alcuni esempi riportano l'applicazione della regolazione del dosaggio di polielettrolita in disidratazione [40].

Nelle Tabelle 5.4 e 5.5 si riportano i risultati di due studi condotti in Germania nel 2000 e descritti in [40].

**Tabella 5.4. Risultati di un'indagine condotta su 29 impianti a fanghi attivi per la rimozione dell'azoto [40].**

Processo controllato	%	Parametro monitorato	%
Aerazione	51	Ossigeno disciolto	12
Ricircolo del fango	8	Ammoniaca	30
Ricircolo dei nitrati	11	Nitrati	32
Alimentazione dei processi	14	Potenziale Redox	12
Estrazione del fango di supero	11	Portata	10

**Tabella 5.5. Risultati di un'indagine condotta su alcuni impianti con differente potenzialità e diverso schema impiantistico nel nord-est della Germania [40].**

Variabile	Misura [%]	Regolazione manuale [%]	Controllo automatico [%]
Ossigeno disciolto	80	32	27
Ammoniaca	44	15	15
Nitrati	44	17	12
Fosfati	49	17	15
Potenziale Redox	17	10	15
Solidi Sospesi	20	5	2

Come si può vedere dalla Tabella 5.4 alcuni dati sono anomali: dai risultati dell'indagine sembra infatti emergere che si misuri più frequentemente l'ammoniaca

(30%) rispetto all'ossigeno disciolto (12%) e alla portata (10%). Questo risultato inusuale è probabilmente dovuto al fatto che le misure di portata e ossigeno disciolto sono considerate operazioni standard incluse nel modo di operare dei gestori e per questa ragione non vengono esplicitamente segnalate.

I risultati riportati nella Tabella 5.5 riguardano impianti di varia potenzialità dotati di differenti sistemi per la rimozione dell'azoto. Dai risultati emerge che la maggior parte delle grandezze misurate non viene poi utilizzata per il controllo di processo; ciò vale anche nel caso di parametri, quali l'ossigeno disciolto, che vengono misurati con sensori la cui tecnologia è ormai comprovata.

I risultati di un'indagine condotta in 13 paesi dell'Unione Europea sono riportati in [41]. L'indagine riguarda impianti con potenzialità superiore a 50.000 AE.

Dalle Tabelle 5.6, 5.7 e 5.8 emerge che la diffusione di sensori in-line è abbastanza buona nella maggior parte delle nazioni considerate, anche se l'utilizzo delle variabili così misurate per il controllo di processo è limitato in alcuni paesi quali la Repubblica Ceca e la Romania. I sensori in-line più comunemente impiegati sono sensori di temperatura, livello, portata e ossigeno disciolto, anche se sono abbastanza comuni anche sensori per la misura di pH, portata di aria e solidi sospesi.

Per quanto riguarda l'utilizzo di sensori on-line, essi sono in generale meno impiegati ed emergono maggiori differenze tra un paese e l'altro. Danimarca, Finlandia, Germania, Paesi Bassi, Svezia e Svizzera sono le nazioni in cui l'utilizzo di sofisticati sensori on-line è più diffuso. I sensori on-line maggiormente utilizzati sono quelli per la misura dell'ammoniaca e dei nitrati. In ogni caso, molto spesso anche i sensori on-line sono impiegati per il monitoraggio e non per il controllo di processo.

La strategia di controllo più diffusa riguarda la regolazione della fornitura di aria sulla base della concentrazione di ossigeno disciolto (feedback); in secondo luogo si applicano differenti strategie di controllo basate sulla misura della portata. Frequentemente nello stesso impianto sono simultaneamente implementati più algoritmi di controllo. I controllori sono generalmente temporizzati o della famiglia dei PID; solo in casi rari si registra l'utilizzo di strategie di controllo avanzate (logica fuzzy, reti neurali, MPC) e l'applicazione di un controllo integrato su tutto l'impianto [41].

**Tabella 5.6. Risultati di un'indagine (prima parte) condotta in 13 paesi dell'Unione Europea riguardante l'applicazione del monitoraggio e del controllo di processo in impianti di depurazione con potenzialità superiore a 50.000 AE (utilizzo: +++ = abitualmente (standard), ++ = frequente, + = raro; scopo: M = monitoraggio, B = controllo feedback, F = controllo feedforward) [41].**

Sensore in-line	Austria		Belgio		Repubblica Ceca		Danimarca	
	Utilizzo	Scopo	Utilizzo	Scopo	Utilizzo	Scopo	Utilizzo	Scopo
Temperatura	+++	M	+++	M	+++	M	+++	M
Conducibilità	+++	M	+	M	+		+	M
pH	+++	M	++	M	++	M	++	M
Potenziale Redox	+	M,(B)	+	M,(B)	+++	M,(B)	+	M,(B)
Pressione dell'aria	++		+	M	+		++	M,B
Livello	+++	M	+++	M,B	++		+++	M,B
Portata	+++	M,B	+++	M,F	+++	M,(B)	+++	M,B,F
Portata di aria	++	M,B	++	M	++	M,(B)	++	M,B
Ossigeno disciolto	+++	M,B	+++	M,B	+++	M,B,(F)	+++	M,B
Torbidità	+	M,(B)	+	M	+	M	++	M,B
Solidi sospesi totali	+	M,B	+	M,B,F	++	M	+++	M,B
Livello del fango	+++	M,(B)	+	M,B	+	(M)	+	M,B
Sensore on-line	Utilizzo	Scopo	Utilizzo	Scopo	Utilizzo	Scopo	Utilizzo	Scopo
BOD			+	M	+			
COD					+		+	M,B
TOC			+	M,B,F	+			
Ammoniaca	++	M,B	+	M	+	(M)	+++	M,B,F
Nitrati	+	M,(B)	+	M,B	+	(M)	+++	M,B,F
Azoto totale					+		+	
Fosfati	+	M,(B)	+	M,B	+		+++	M,B
Fosforo totale					+	(M)	+	M,B
Attività respirometrica	+++	M,B			+		+	M,B
Tossicità			++	M,F	+		+	M
Indice di volume del fango			+	M,F	+		+	M,B

Infine, i risultati di un'indagine condotta a livello internazionale tra il 2000 e il 2001 sono pubblicati in [38]. Lo studio aveva come obiettivo la raccolta di informazioni concernenti l'applicazione di sensori e l'utilizzo delle misure ottenute attraverso questi sensori per il controllo di processo negli impianti di trattamento delle acque reflue. L'indagine è stata condotta attraverso l'utilizzo di questionari e i dati sono stati raccolti da 36 impianti appartenenti a 10 nazioni differenti (Svezia 11, Australia 9, Danimarca 6, Paesi Bassi 3, Spagna 2, Sud Africa 1, Nuova Zelanda 1, Giappone 1, Itali 1, Canada 1). Gli impianti analizzati hanno differente potenzialità e schema impiantistico (sono presenti impianti con e senza rimozione biologica dei nutrienti).

**Tabella 5.7. Risultati di un'indagine (seconda parte) condotta in 13 paesi dell'Unione Europea riguardante l'applicazione del monitoraggio e del controllo di processo in impianti di depurazione con potenzialità superiore a 50.000 AE (utilizzo: +++ = abitualmente (standard), ++ = frequente, + = raro; scopo: M = monitoraggio, B = controllo feedback, F = controllo feedforward) [41].**

Sensore in-line	Finlandia		Francia		Germania		Paesi Bassi		Romania	
	Utilizzo	Scopo	Utilizzo	Scopo	Utilizzo	Scopo	Utilizzo	Scopo	Utilizzo	Scopo
Temperatura	+++	M	+++	M	+++	M	+++	M	+++	M
Conducibilità	+++				+++	M	+	M		
pH	+++	M,B	++	M	+++	M,B	++	M,B	+++	M
Potenziale Redox	+++	M	++	M,B	++	M,B	+	M		
Pressione dell'aria			+++	M	+++	B	+			
Livello	+++	M,B	+++	M	+++	M,B	++	M,B	+++	M
Portata	+++	M,F	+++	M,F	+++	M,F	+++	M,F	+++	M
Portata di aria	+	M,B	+++	M	+++	M,B	++	M,B		
Ossigeno disciolto	+++	M,B	++	M,B	+++	M,B	+++	M,B,F	+++	M,(B)
Torbidità	++	M	+	M	++	M	++	M		
Solidi sospesi totali	+++	M	++	M	++	M,(B)	++	M,B	+++	M
Livello del fango	++	M,B	++	M	+	M,(B)	+	M,B	++	M
Sensore on-line	Utilizzo	Scopo	Utilizzo	Scopo	Utilizzo	Scopo	Utilizzo	Scopo	Utilizzo	Scopo
BOD	+++	M			++	M,(F)	++	M,(F)		
COD	+	M			+	M	+	M,(F)		
TOC					++	M	+	M,(F)		
Ammoniaca	++	M,B	+	M	++	M,B,(F)	+++	M,B		
Nitrati	++	M,B			++	M,B	+++	M,B		
Azoto totale					+	M	+	M		
Fosfati	+	M			++	M,B,(F)	+	M		
Fosforo totale	+++	M			+	M	+	M		
Attività respirometrica			+	M	+	M	+	M,(B)		
Tossicità					+	M	+	M		
Indice di volume del fango	+++	M,B			+	M	+	M		

Ogni impianto ha fornito il numero di punti di misura e l'indicazione della percentuale di punti di misura impiegati per il controllo di processo. Dall'analisi dei dati, riassunti in Tabella 5.9 è emerso che i sensori presenti nella maggior parte degli impianti misurano variabili fisiche, quali portata trattata, livello, portata e pressione di aria. La misura di questi parametri viene molto frequentemente utilizzata per il controllo di processo. Per quanto riguarda le variabili di processo, la concentrazione di ossigeno disciolto è quella che viene rilevata nella maggior parte dei casi e, allo stesso modo, viene largamente impiegata nel controllo automatico. Sono abbastanza diffusi anche i sensori per il controllo della sedimentazione (solidi sospesi e livello del fango). Si rileva anche una diffusione sufficientemente ampia di sensori per la misura dei nutrienti e in particolare ammoniaca, nitrati e fosforo: tra i tre, la misura del fosforo è quella che viene più frequentemente impiegata per il controllo di processo. Pochi impianti utilizzano sensori per la misura della

**Tabella 5.8. Risultati di un'indagine (terza parte) condotta in 13 paesi dell'Unione Europea riguardante l'applicazione del monitoraggio e del controllo di processo in impianti di depurazione con potenzialità superiore a 50.000 AE (utilizzo: +++ = abitualmente (standard), ++ = frequente, + = raro; scopo: M = monitoraggio, B = controllo feedback, F = controllo feedforward) [41].**

Sensore in-line	Slovenia		Spagna		Svezia		Svizzera		Riassunto	
	Utilizzo	Scopo	Utilizzo	Scopo	Utilizzo	Scopo	Utilizzo	Scopo	Totale	Media
Temperatura	+++	M	+++	M	+++	M,B	+++		39+	3+
Conducibilità			++	M	+++	M	+++	M	21+	1,6+
pH	++	M	+++	M	+++	M,B	+++	M	30+	2,3+
Potenziale Redox			++	M	+	M	++		19+	1,5+
Pressiore dell'aria	+	M,B	++	M	+++	M,B	+++	M,B	22+	1,7+
Livello	+++	M,B	++	M	+++	M,B	+++	M,B,F	36+	2,8+
Portata	+++	M,F	+++	M,B,F	+++	M,B,F	+++	M,B,F	39+	3+
Portata di aria	++	M,B	+++	M,B	+++	M,B	++	M,B	28+	2,2+
Ossigeno disciolto	++	M,B	+++	M,B	+++	M,B,F	+++	M,B	37+	2,8+
Torbidità			+++	M	++	M	+++	M	20+	1,5+
Solidi sospesi totali			++	M	+++	M,B,F	+++	M,B	25+	1,9+
Livello del fango			+		+	M,(B)	+	M	17+	1,3+
Sensore on-line	Utilizzo	Scopo	Utilizzo	Scopo	Utilizzo	Scopo	Utilizzo	Scopo	Totale	Media
BOD			+	M	+	M	+	M	11+	0,8+
COD			+	M	+	M	+	M	8+	0,6+
TOC	+		+	M	+	M	+	M	9+	0,7+
Ammoniacca			+	M	+++	M,(B,F)	++	M,B	21+	1,6+
Nitrati			+	M	+++	M,B	++	M	19+	1,5+
Azoto totale					+	M	+	M	5+	0,4+
Fosfati			+	M	++	M,B,F	++	M	15+	1,2+
Fosforo totale					++	M,(B)	+	M	10+	0,8+
Attività respirometrica			+	M	+	M,B	+		11+	0,8+
Tossicità			+	M	+	M	+		9+	0,7+
Indice di volume del fango					+	M	+		9+	0,7+

sostanza organica (COD o BOD) e dell'attività respirometrica (Oxygen Uptake Rate - OUR).

Basandosi sui risultati ottenuti dai 24 impianti che hanno fornito dati sul numero di controllori applicati, gli impianti sono mediamente dotati di un totale di 83 controllori: nel 61% dei casi si tratta di controllori on/off, nel 37% sono PID, nell'1,8% sono controllori avanzati e nello 0,34% dei casi non viene specificato la tipologia di controllore. Tutti gli impianti hanno implementato almeno un controllore PID, il 75% degli impianti ha controllori on/off e il 25% ha almeno un controllore avanzato.

Come noto, i maggiori consumi energetici si registrano nel comparto biologico: il range ricavato varia da 7 a 90%, con una media del 56%; in particolare, i consumi legati alla fornitura di aria variano tra il 24 e il 90% di quelli totali del comparto

biologico, con una media del 59%. Per questa ragione, l'ossigeno disciolto è la variabile di processo più frequentemente misurata e impiegata nel controllo automatico. Per quanto riguarda la regolazione della fornitura di aria, solo un impianto utilizza un tasso di aerazione costante e solo uno regola manualmente il processo. Nessun impianto impiega un controllo temporizzato, 8 impianti utilizzano la misura di ossigeno disciolto in un singolo punto per il controllo della fornitura di aria mentre 19 impianti regolano il processo basandosi sulla determinazione di un profilo di concentrazione dell'ossigeno; 5 impianti utilizzano sensori di ammoniaca per il controllo della fornitura di aria mentre i rimanenti 2 impianti non prevedono una fase di aerazione.

I principali processi ai quali vengono applicate strategie di controllo automatico negli impianti analizzati sono l'aerazione (31 impianti), l'estrazione (27 impianti) e il ricircolo (24 impianti) del fango, il dosaggio di reattivi chimici (14 impianti). Di questi processi, il 12% sono gestiti in modalità on/off, il 15% a gradino e il 73% in continuo all'interno di un range specifico.



**Tabella 5.9. Risultati di un'indagine condotta tra il 2000 e il 2001 su 36 impianti appartenenti a 10 nazioni differenti con diversa potenzialità e schema impiantistico [38].**

Parametro	% di impianti con questo sensore	% di utilizzo nel controllo di processo
<i>Variabili fisiche</i>		
Portata	100	80
Livello	92	82
Portata di aria	58	98
Pressione dell'aria	75	96
<i>Variabili di processo</i>		
Ossigeno disciolto	92	98
Ammoniaca	50	31
Nitrati	36	19
Fosfati	28	44
COD	3	0
BOD	3	0
OUR	0	0
Potenziale redox	28	34
Solidi sospesi	61	45
Livello del fango	44	55
<i>Altre variabili</i>		
pH	64	28
Conducibilità	28	57
Metano	28	27



## Capitolo 6

# Applicazione di diverse strategie di controllo per la fornitura di aria ad uno scenario standard

Il presente capitolo descrive i risultati ottenuti, in fase di simulazione, dall'applicazione di differenti strategie per il controllo della fornitura di aria ad uno scenario standard. Lo scopo ultimo del capitolo è quello di confrontare le prestazioni di alcuni sistemi di controllo tradizionali con quelle di una strategia innovativa basata sulla logica fuzzy.

In particolare, come scenario standard, si è scelta la configurazione "Benchmark Simulation Model No.2" (BSM2) messa a punto dal gruppo "Benchmarking of Control Strategies for Wastewater Treatment Plants" dell'International Water Association (IWA) [28], descritta nel Capitolo 4. Infatti questa procedura prevede l'utilizzo di uno schema impiantistico predefinito al quale sono associate alcune strategie di controllo di default. Inoltre, sono precisamente descritte anche le metodologie da utilizzare per effettuare la simulazione e la valutazione dei risultati attraverso criteri standard.

Le simulazioni sono state condotte in Matlab/Simulink. Ciascuna simulazione è stata effettuata su un orizzonte temporale di 609 giorni e i criteri di valutazione sono stati applicati sui dati dell'ultimo anno.

La Figura 6.1 è una rappresentazione schematica della configurazione impiantistica della procedura BSM2. Per quanto riguarda il comparto biologico, il layout BSM2 prevede cinque reattori in serie, i primi due anossici per la pre-denitrificazione e gli ultimi tre aerobici per la nitrificazione.

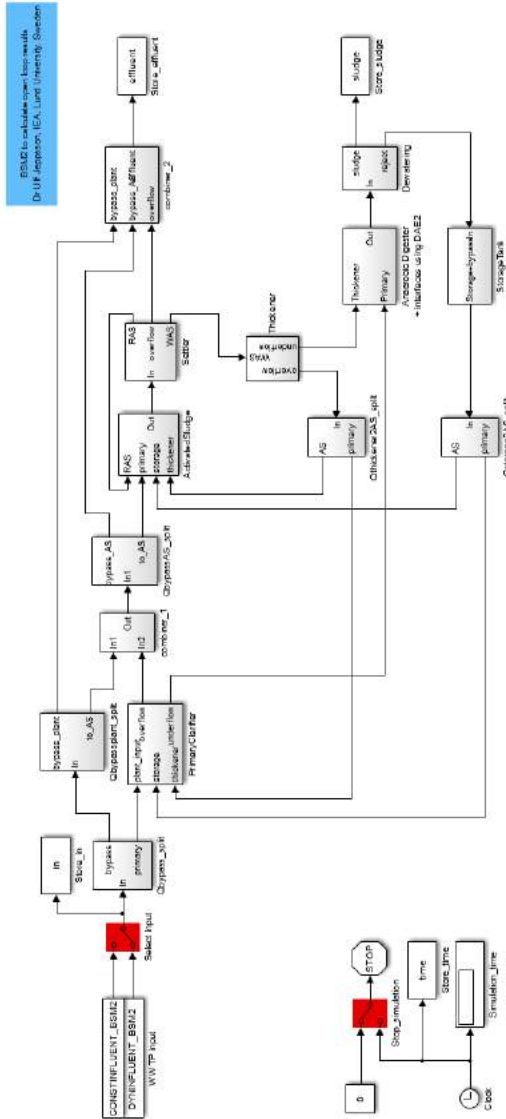


Figura 6.1.1. Rappresentazione schematica dello scenario standard BSM2 [28].

## 6.1 Configurazione Open Loop (OL)

### 6.1.1 Descrizione della configurazione

La prima configurazione simulata è quella open loop (OL) che ha lo scopo di valutare le prestazioni dell'impianto senza controllori attivi. La configurazione open loop prevede l'utilizzo delle seguenti condizioni operative costanti: ricircolo del fango primario e secondario, ricircolo del mixed liquor, estrazione del fango di supero, ricircolo dei surnatanti provenienti dalla linea fanghi e dosaggio di una fonte esterna di carbonio in pre-denitrificazione.

La Figura 6.2 descrive il layout impiantistico del comparto biologico a fanghi attivi per la configurazione OL.

In questo caso si applica una fornitura di aria costante, garantita imponendo il valore del coefficiente di trasferimento dell'ossigeno ( $K_{La}$ ) nei tre reattori aerobici. Il valore della  $K_{La}$  è assunto rispettivamente pari a  $120 \text{ d}^{-1}$  per il terzo e quarto reattore e  $60 \text{ d}^{-1}$  per il quinto.

### 6.1.2 Risultati

La Figura 6.3 riporta l'andamento della concentrazione simulata di azoto totale in uscita dal comparto biologico nella configurazione open loop confrontato con il limite allo scarico che nel caso della procedura BSM2 è fissato pari a  $18 \text{ mg/L}$ .

Con questa configurazione, il limite allo scarico viene superato per una durata pari a 0,4 giorni, corrispondente al 0,1% del periodo di valutazione. Il 95esimo percentile della concentrazione di azoto totale è pari a  $15,1 \text{ mg/L}$ . Analogamente, la Figura 6.4 presenta l'andamento della concentrazione simulata di azoto ammoniacale in uscita dal comparto biologico (95esimo percentile =  $4,7 \text{ mg/L}$ ). Il limite allo scarico per l'azoto ammoniacale, che nella procedura BSM2 è fissato pari a  $4 \text{ mg/L}$ , viene superato per 30 giorni (8,3%).

Come si può vedere dalla Figura 6.5, nel caso di applicazione di un valore costante del parametro  $K_{La}$ , la concentrazione di ossigeno disciolto nelle vasche calcolata dal modello varia in un range abbastanza elevato (da  $0,3$  a  $5 \text{ mg/L}$ ), raggiungendo

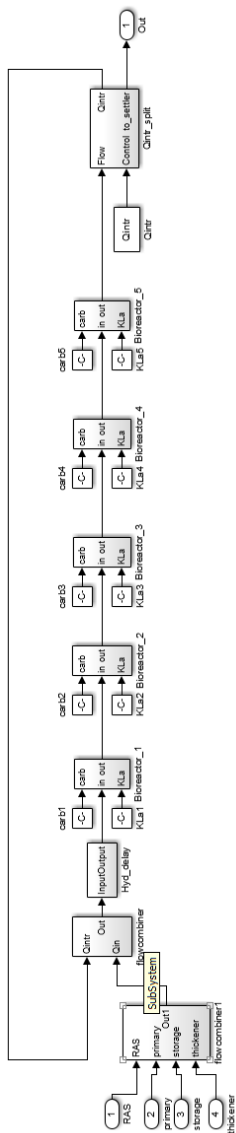


Figura 6.2. Rappresentazione schematica del comparto a fanghi attivi in configurazione open loop [28].

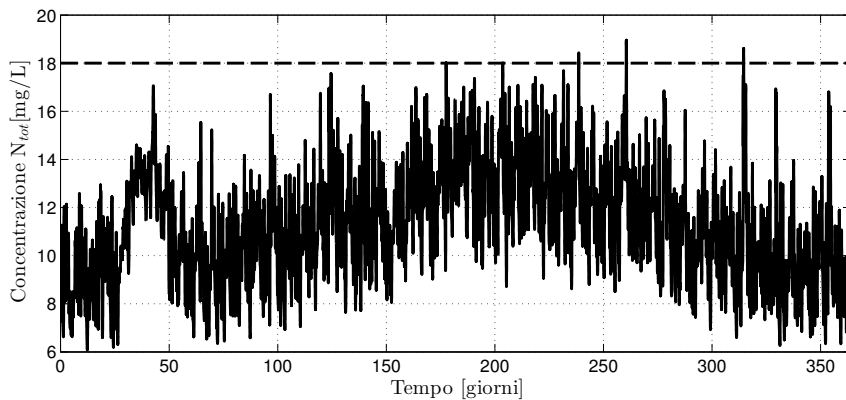


Figura 6.3. Andamento della concentrazione di azoto totale in uscita dal comparto biologico nella configurazione open loop.

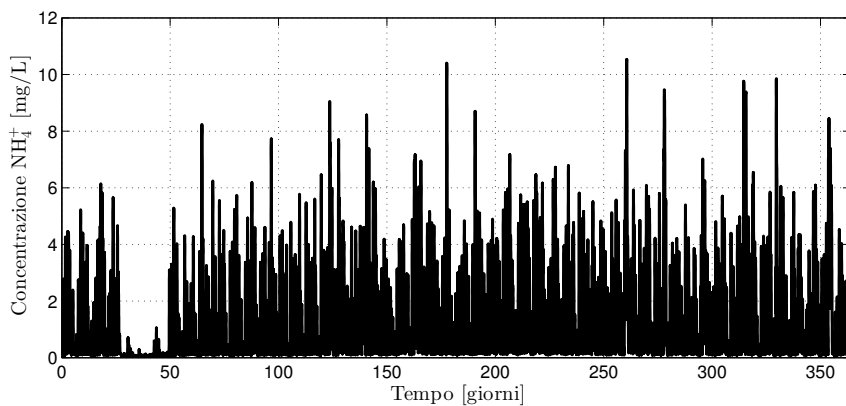
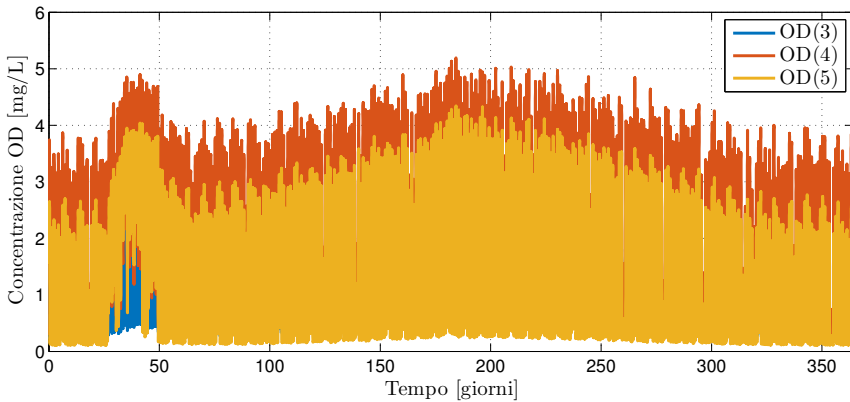


Figura 6.4. Andamento della concentrazione di azoto ammoniacale in uscita dal comparto biologico nella configurazione open loop.



in alcuni casi valori molto bassi che non consentono di garantire il corretto funzionamento del processo di nitrificazione; parallelamente, i valori elevati comportano uno spreco di energia (i.e. costi) e potrebbero andare ad influire negativamente sul processo di denitrificazione attraverso il ricircolo del mixed liquor in uscita, che risulta in questo caso estremamente ricco di ossigeno. Inoltre, in questo caso la concentrazione di OD all'interno dei reattori non è stabile ma presenta ampie e frequenti oscillazioni.



**Figura 6.5.** Andamento della concentrazione di ossigeno disciolto nei tre reattori aerobici nella configurazione open loop.

Con la configurazione OL, l'indice di qualità dell'effluente EQI assume il valore 5.661 kg/d. Per quanto riguarda i costi invece, l'indice OCI risulta pari a 9.208 kWh/d e, in particolare, il consumo energetico dovuto all'aerazione è di 4.000 kWh/d.

## 6.2 Configurazione Closed Loop (CL0)

### 6.2.1 Descrizione della strategia di controllo

La configurazione closed loop CL0 è quella definita di default dalla procedura BSM2, come descritto nel Capitolo 4. La logica di controllo prevede l'implementazione di due controllori:

1. controllore proporzionale integrale (PI) per la regolazione dell'ossigeno disciolto nel quarto reattore al fine di mantenere un valore di setpoint pari a 2 mg/L. Le variabili manipolate sono costituite dai tre coefficienti di trasferimento dell'ossigeno relativi ai reattori aerobici ( $K_{La3}$ ,  $K_{La4}$ ,  $K_{La5}$ ). Si impone che il coefficiente di trasferimento dell'ossigeno nel quinto reattore ( $K_{La5}$ ) assuma un valore pari alla metà di quello del coefficiente di trasferimento dell'ossigeno relativo agli altri due reattori ( $K_{La3}$ ,  $K_{La4}$ );
2. controllo della portata di supero in funzione della temperatura. A seconda che la temperatura del liquame in ingresso sia inferiore o superiore a 15°C, la portata di supero assume rispettivamente il valore 300 m<sup>3</sup>/d o 450 m<sup>3</sup>/d.

I parametri del controllore PI, come il coefficiente di guadagno e la costante di tempo dell'azione integrale, sono stati fissati rispettivamente a 25 e 0,002 d, secondo le impostazioni di default della procedura BSM2.

La Figura 6.6 descrive il layout impiantistico del comparto biologico a fanghi attivi per la configurazione closed loop CL0.

## 6.2.2 Risultati

L'andamento della concentrazione simulata di azoto totale in uscita dal comparto biologico nella configurazione closed loop di default della procedura BSM2 confrontato con il limite di allo scarico è riportato in Figura 6.7.

La configurazione closed loop di default non consente un miglioramento in termini di superamento del limite allo scarico dell'azoto totale rispetto al caso open loop. In questo caso infatti il limite viene superato per una durata pari a 4,3 giorni, corrispondente al 1,2% del periodo di valutazione. Il 95esimo percentile della concentrazione di azoto totale è pari a 16,8 mg/L. La Figura 6.8 presenta l'andamento della concentrazione simulata di azoto ammoniacale in uscita dal comparto biologico (95esimo percentile = 1,5 mg/L). Il limite allo scarico per l'azoto ammoniacale viene superato per 1,5 giorni (0,4%). La strategia di controllo di default consente quindi un miglioramento delle prestazioni dell'impianto in termini di azoto ammoniacale.

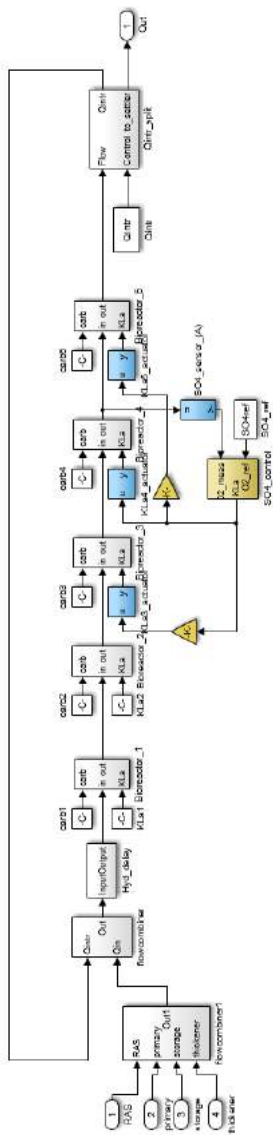
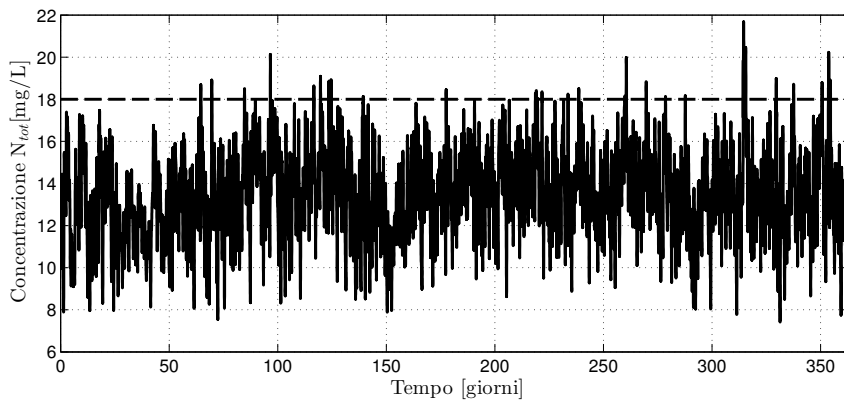
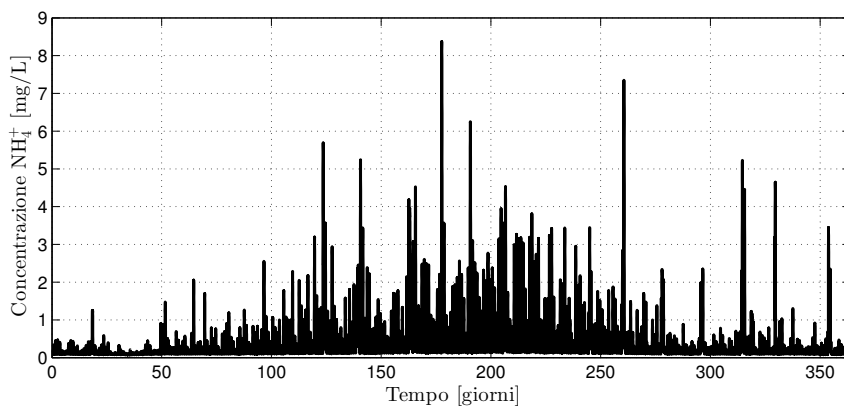


Figura 6.6. Rappresentazione schematica del comparto a fanghi attivi nella configurazione closed loop di riferimento proposta da [28].

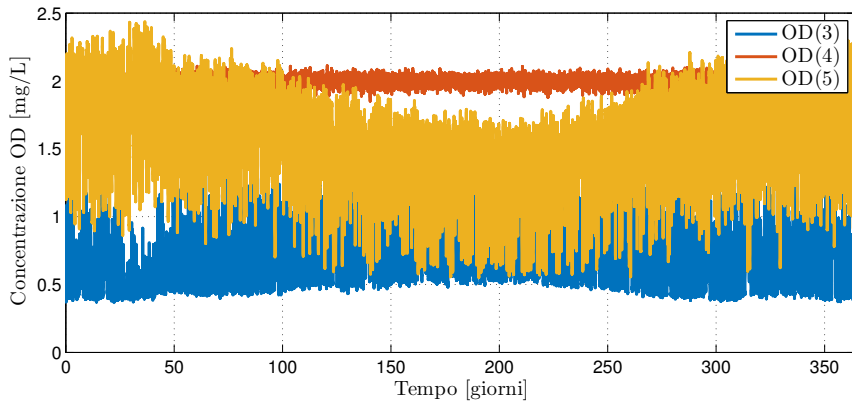


**Figura 6.7.** Andamento della concentrazione di azoto totale in uscita dal comparto biologico nella configurazione closed loop CL0.



**Figura 6.8.** Andamento della concentrazione di azoto ammoniacale in uscita dal comparto biologico nella configurazione closed loop CL0.

La Figura 6.9 riporta l'andamento della concentrazione di ossigeno disciolto nei diversi comparti aerati. La variabile controllata (ossigeno disciolto nel secondo comparto aerato) risulta essere coerente con il setpoint impostato, con oscillazioni attorno al setpoint di ampiezza ridotta, come confermato dalla Figura 6.10. La concentrazione di ossigeno disciolto negli altri due comparti aerobici presenta una minore stabilità; si notano infatti oscillazioni più frequenti e di ampiezza maggiore.



**Figura 6.9.** Andamento della concentrazione di ossigeno disciolto nei tre reattori aerobici nella configurazione CL0.

Con la strategia di controllo CL0, gli indici EQI e OCI risultano rispettivamente pari a 5.577 kg/d e 9.450 kWh/d. Per quanto riguarda il contributo del consumo energetico dovuto alla fornitura di aria, esso assume un valore pari a 4.225 kWh/d.

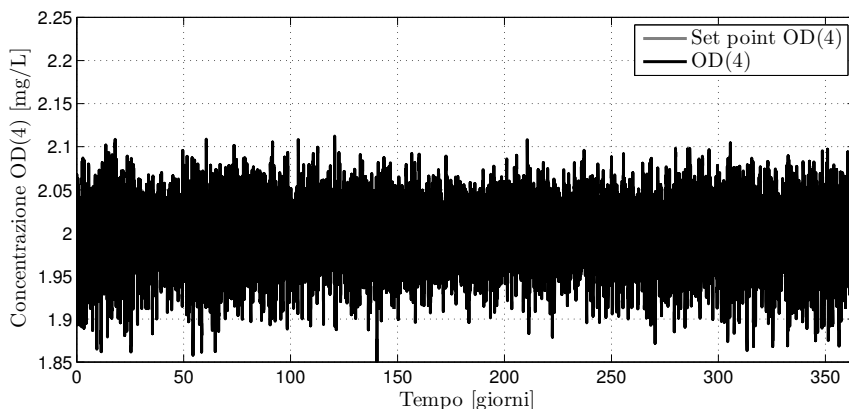


Figura 6.10. Andamento della concentrazione di ossigeno disciolto nel secondo reattore aerobico confrontato con il corrispondente valore di setpoint impostato nella configurazione CL0.

## 6.3 Configurazione Closed Loop (CL1)

### 6.3.1 Descrizione della strategia di controllo

Oltre alla configurazione closed loop di default del BSM2, nel presente lavoro di ricerca sono state implementate anche le altre due configurazioni suggerite dalla medesima procedura. La prima delle due viene di seguito definita CL1.

La configurazione CL1 consiste nella combinazione di due controllori PI per la regolazione della concentrazione di OD. Il primo controllore regola la concentrazione di OD nella seconda vasca aerata (setpoint = 2 mg/L) utilizzando come variabili manipolate i coefficienti di trasferimento dell'ossigeno  $K_{La3}$  e  $K_{La4}$ , mentre il secondo controlla la concentrazione di OD del terzo comparto aerato (setpoint = 1 mg/L) manipolando la  $K_{La5}$ .

I parametri di entrambi i controllori PI, come il coefficiente di guadagno e la costante di tempo dell'azione integrale, sono stati fissati rispettivamente a 25 e 0,002 d, secondo le impostazioni di default della procedura BSM2.

La Figura 6.11 descrive il layout impiantistico del comparto biologico a fanghi

attivi per la configurazione closed loop CL1.

### 6.3.2 Risultati

La Figura 6.12 presenta l'andamento della concentrazione simulata di azoto totale in uscita dal comparto biologico nella configurazione CL1 confrontato con il limite allo scarico.

Anche la configurazione CL1 non consente quindi un miglioramento in termini di superamento del limite allo scarico dell'azoto totale rispetto al caso open loop. In questo caso infatti il limite viene superato per una durata pari a 5,6 giorni, corrispondente al 1,5% del periodo di valutazione. Il 95esimo percentile della concentrazione di azoto totale è pari a 16,8 mg/L. La Figura 6.13 presenta l'andamento della concentrazione simulata di azoto ammoniacale in uscita dal comparto biologico (95esimo percentile = 1,2 mg/L). Il limite allo scarico per l'azoto ammoniacale viene superato per 0,8 giorni (0,2%). La strategia di controllo CL1 presenta prestazioni in termini di rimozione dell'azoto (sia totale che ammoniacale) del tutto confrontabili con la strategia closed loop di default CL0.

La Figura 6.14 riporta l'andamento della concentrazione di ossigeno disciolto nei diversi comparti aerati. Come si può notare osservando l'andamento della concentrazione di OD nel secondo e nel terzo reattore aerobico, le variabili controllate rispecchiano i valori di riferimento scelti, con oscillazioni attorno al setpoint di ampiezza ridotta.

Con la configurazione CL1, l'indice di qualità dell'effluente EQI assume il valore 5.550 kg/d. Per quanto riguarda i costi invece, l'indice OCI risulta pari a 9.436 kWh/d e, in particolare, il consumo energetico dovuto all'aerazione è di 4.211 kWh/d.

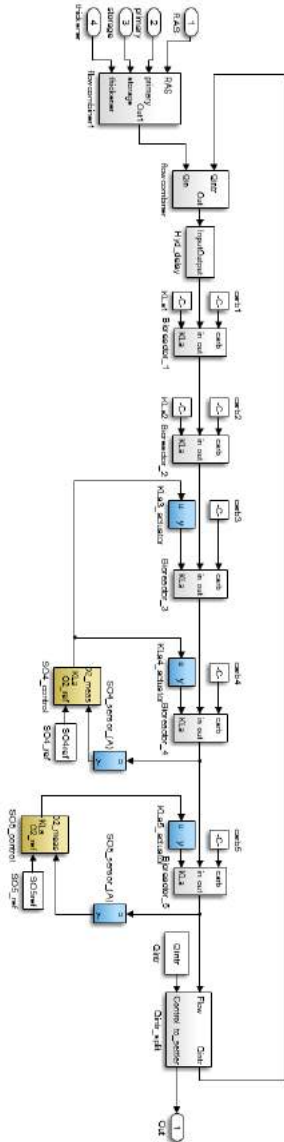
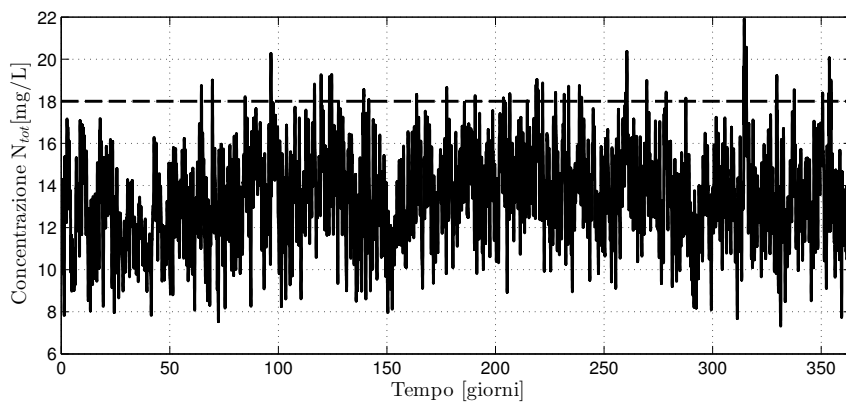
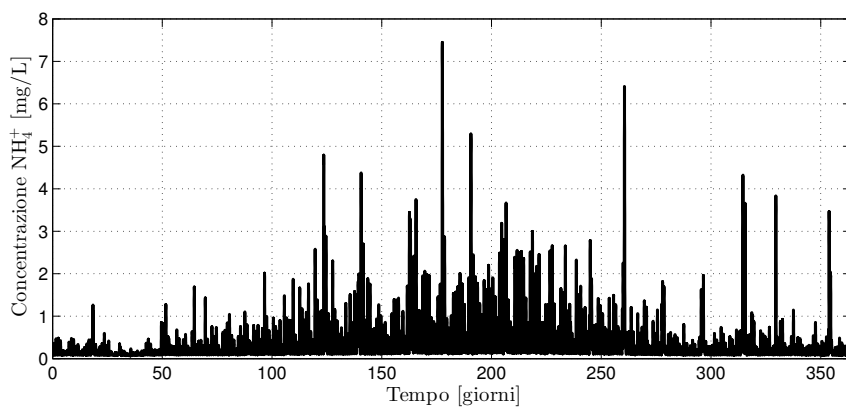


Figura 6.11. Rappresentazione schematica del comparto a fanghi attivi nella configurazione closed loop CI1.





**Figura 6.12.** Andamento della concentrazione di azoto totale in uscita dal comparto biologico nella configurazione CL1.



**Figura 6.13.** Andamento della concentrazione di azoto ammoniacale in uscita dal comparto biologico nella configurazione CL1.

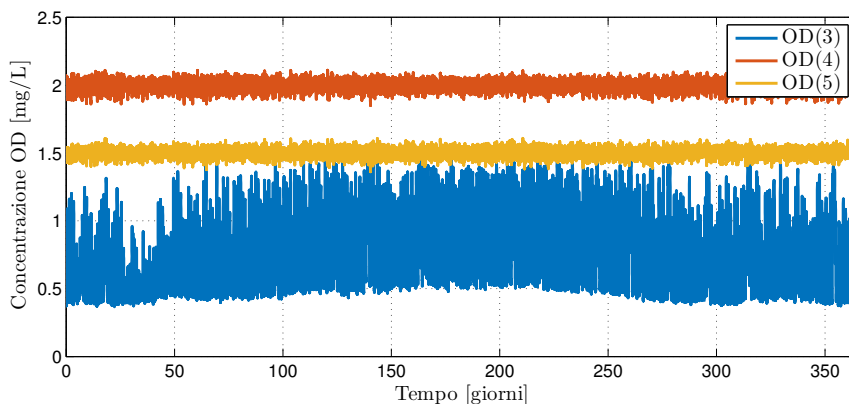


Figura 6.14. Andamento della concentrazione di ossigeno disciolto nei tre reattori aerobici nella configurazione CL1.

## 6.4 Configurazione Closed Loop (CL2)

### 6.4.1 Descrizione della strategia di controllo

La seconda strategia di controllo alternativa suggerita dal BSM2 oltre a quella di default e simulata nel presente lavoro viene di seguito definita configurazione CL2.

La strategia CL2 prevede la combinazione di un controllore PI per la regolazione della concentrazione di ammoniaca in cascata con un controllore per la concentrazione di OD. La concentrazione di OD nell'ultimo comparto aerato viene quindi regolata attraverso un controllore PI che definisce dinamicamente il setpoint da mantenere in funzione delle misure di ammoniaca in uscita. La concentrazione di OD nell'ultimo comparto aerato può variare tra 0 e 3 mg/L e il setpoint dell'azoto ammoniacale è pari a 1,5 mg/L. Come nel caso della configurazione CL1, un altro controllore regola la concentrazione di OD nella seconda vasca aerata (setpoint = 2 mg/L) utilizzando come variabili manipolate i coefficienti di trasferimento dell'ossigeno  $K_{La3}$  e  $K_{La4}$ . In questo caso inoltre il dosaggio di carbonio esterno è ridotto a 1 m<sup>3</sup>/d.

I parametri di entrambi i controllori PI per la concentrazione di OD, come il coefficiente di guadagno e la costante di tempo dell'azione integrale, sono stati

fissati rispettivamente a 25 e 0,002 d, secondo le impostazioni di default della procedura BSM2. Il coefficiente di guadagno e la costante di tempo dell'azione integrale del controllore PI per la regolazione dell'ammoniaca sono stati assunti rispettivamente pari a 1 e 0,02 d.

La Figura 6.15 descrive il layout impiantistico del comparto biologico a fanghi attivi per la configurazione closed loop CL2.

## 6.4.2 Risultati

L'andamento della concentrazione simulata di azoto totale in uscita dal comparto biologico nella configurazione closed loop di default della procedura BSM2 confrontato con il limite allo scarico è riportato in Figura 6.16.

Con la configurazione CL2 il limite viene superato per una durata pari a 3,3 giorni, corrispondente al 0,9% del periodo di valutazione. Il 95esimo percentile della concentrazione di azoto totale è pari a 15,7 mg/L. La Figura 6.17 presenta l'andamento della concentrazione simulata di azoto ammoniacale in uscita dal comparto biologico (95esimo percentile = 1,6 mg/L). Il limite allo scarico per l'azoto ammoniacale viene superato per 0,8 giorni (0,2%).

La Figura 6.18 riporta l'andamento del setpoint di OD calcolato dal controllore in cascata per il terzo reattore aerobico confrontato con la concentrazione di ammoniaca. Come emerge dalla Figura 6.19, all'aumentare della concentrazione di ammoniaca in uscita il setpoint di OD calcolato dal controllore aumenta e viceversa.

Le Figure 6.20 e 6.21 riportano l'andamento della concentrazione di ossigeno disciolto nel secondo e nel terzo comparto aerato. In entrambi i casi gli andamenti approssimano quelli dei corrispondenti valori di riferimento: in particolare, maggiore precisione e minori oscillazioni si ottengono nel secondo reattore.

Con la strategia di controllo CL2, gli indici EQI e OCI risultano rispettivamente pari a 5.272 kg/d e 8.059 kWh/d. Per quanto riguarda il contributo del consumo energetico dovuto alla fornitura di aria, esso assume un valore pari a 3.870 kWh/d.

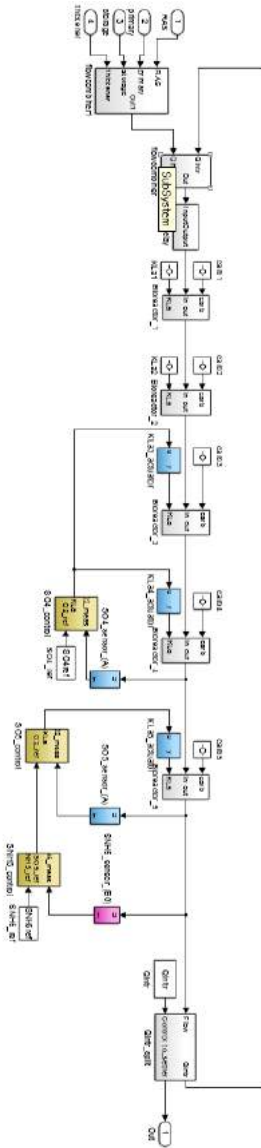
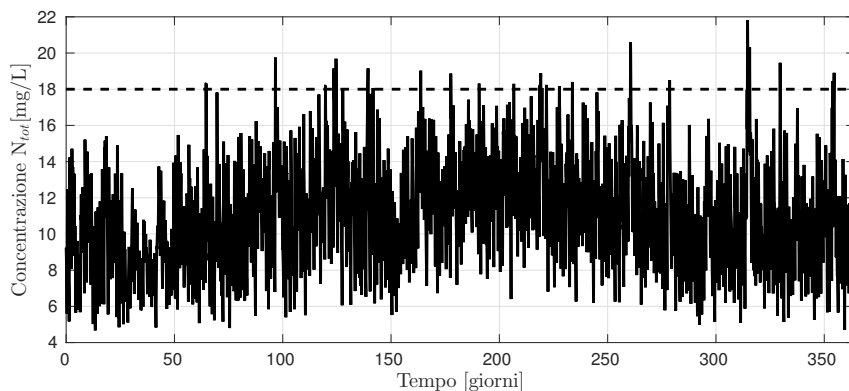
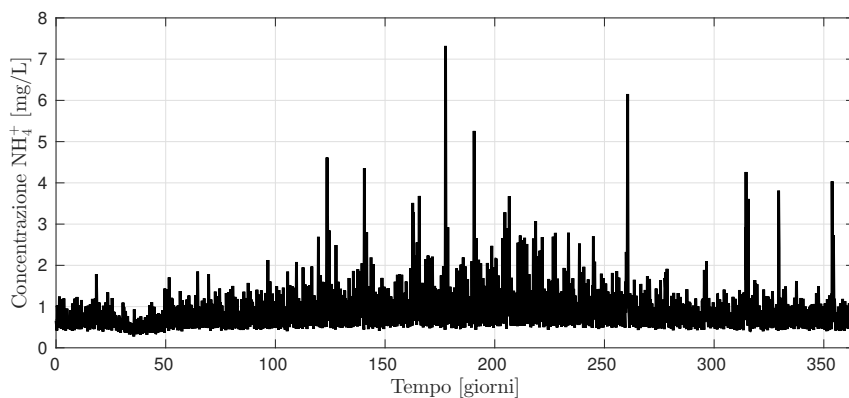


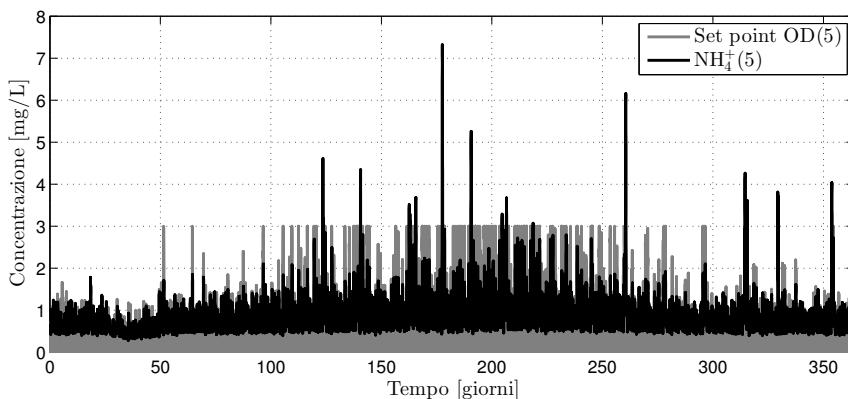
Figura 6.15. Rappresentazione schematica del comparto a fanghi attivi nella configurazione closed loop CL2.



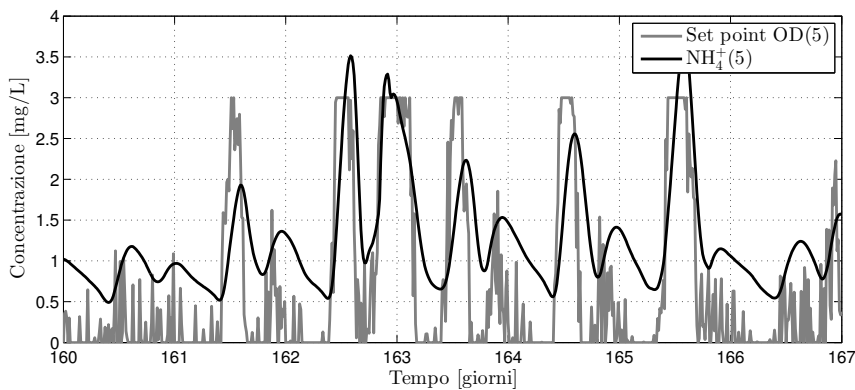
**Figura 6.16.** Andamento della concentrazione di azoto totale in uscita dal comparto biologico nella configurazione closed loop CL2.



**Figura 6.17.** Andamento della concentrazione di azoto ammoniacale in uscita dal comparto biologico nella configurazione CL2.



**Figura 6.18.** Andamento del setpoint di OD calcolato dal controllore in cascata per il terzo comparto aerobico confrontato con la concentrazione di ammoniaca in uscita per la configurazione CL2.



**Figura 6.19.** Andamento del setpoint di OD calcolato dal controllore in cascata per il terzo comparto aerobico confrontato con la concentrazione di ammoniaca relativamente all'intervallo compreso tra i giorni 160 e 167.

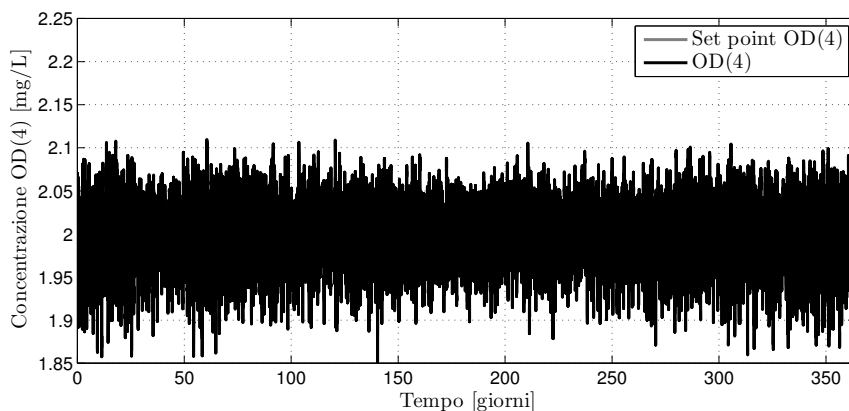


Figura 6.20. Andamento della concentrazione di ossigeno disciolto nel secondo reattore aerobico confrontato con il corrispondente valore di setpoint per la configurazione CL2.

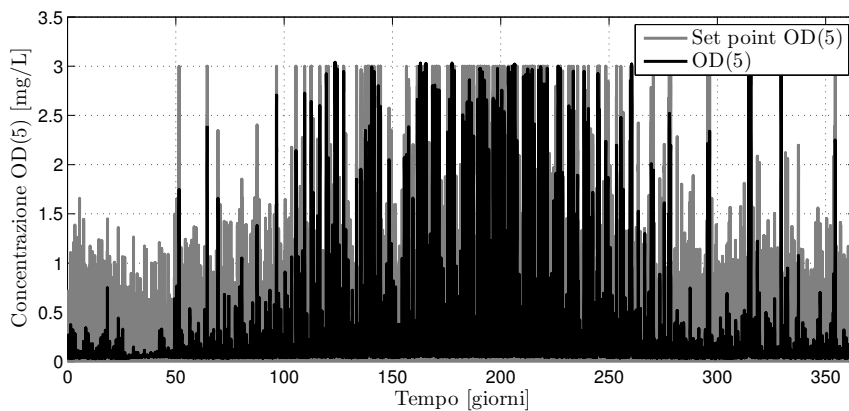


Figura 6.21. Andamento della concentrazione di ossigeno disciolto nel terzo reattore aerobico confrontato con il corrispondente valore di setpoint per la configurazione CL2.

## 6.5 Configurazione Closed Loop (S1)

### 6.5.1 Descrizione della strategia di controllo

Si è inoltre simulata una logica di controllo, denominata S1, nella quale la concentrazione di ossigeno disciolto all'interno di ciascun reattore aerobico è regolata da un differente controllore PI a setpoint costante che manipola il corrispondente coefficiente di trasferimento dell'ossigeno. Il valore di riferimento scelto per ciascun controllore è rispettivamente pari a 2 - 2 - 1,5 mg/L.

Il valore del coefficiente di guadagno e della costante di tempo dell'azione integrale di tutti e tre i controllori sono stati fissati rispettivamente a 25 e 0,002 d, secondo le impostazioni di default della procedura BSM2.

La Figura 6.22 descrive il layout impiantistico del comparto biologico a fanghi attivi per la configurazione closed loop S1.

### 6.5.2 Risultati

La Figura 6.23 presenta l'andamento della concentrazione simulata di azoto totale in uscita dal comparto biologico nella configurazione S1 confrontato con il limite allo scarico.

In questo caso il limite viene superato per una durata pari a 21,8 giorni, corrispondente al 6% del periodo di valutazione. Il 95esimo percentile della concentrazione di azoto totale è pari a 18,2 mg/L. La Figura 6.24 presenta l'andamento della concentrazione simulata di azoto ammoniacale in uscita dal comparto biologico (95esimo percentile = 1,1 mg/L). Il limite allo scarico per l'azoto ammoniacale viene superato per 0,7 giorni (0,2%). La strategia di controllo S1 presenta prestazioni simili a quelle della configurazione CL1 per quanto riguarda l'azoto ammoniacale mentre le prestazioni della configurazione CL1 sono migliori in termini di azoto totale.

Le Figure 6.25, 6.26 e 6.27 presentano l'andamento della concentrazione di ossigeno disciolto nei diversi comparti aerati confrontato con il corrispondente setpoint.



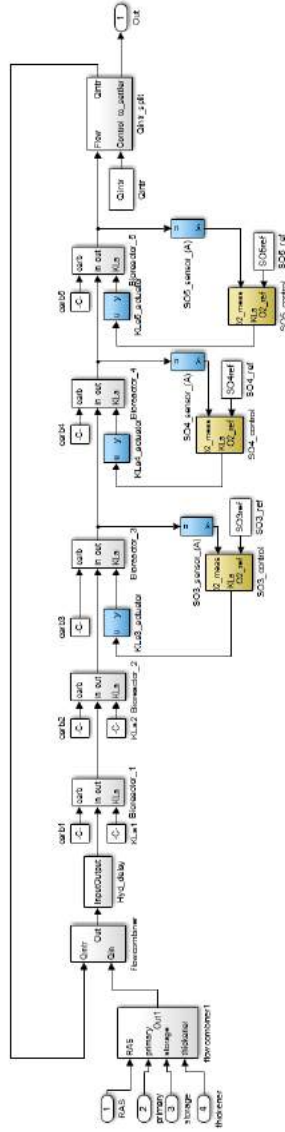
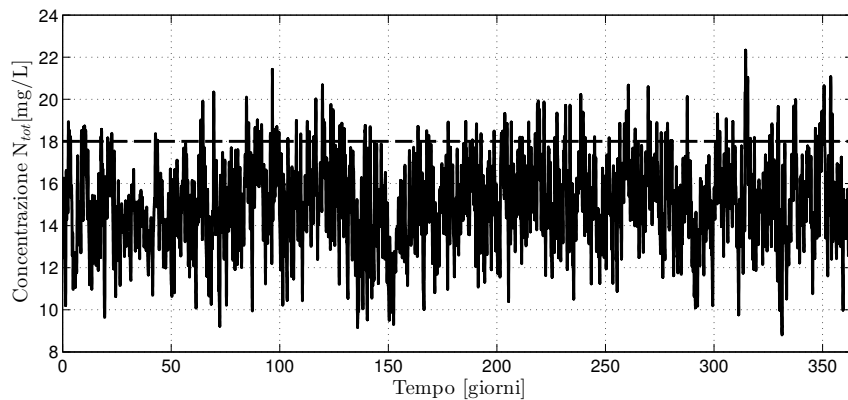
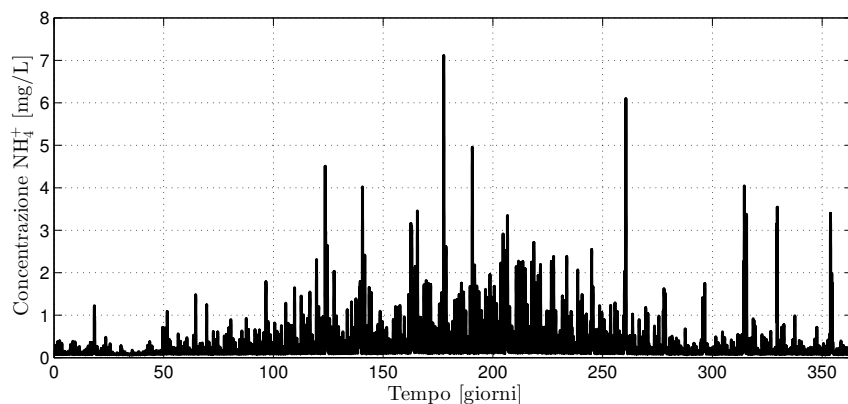


Figura 6.22. Rappresentazione schematica del comparto a fanghi attivi nella configurazione closed loop S1.

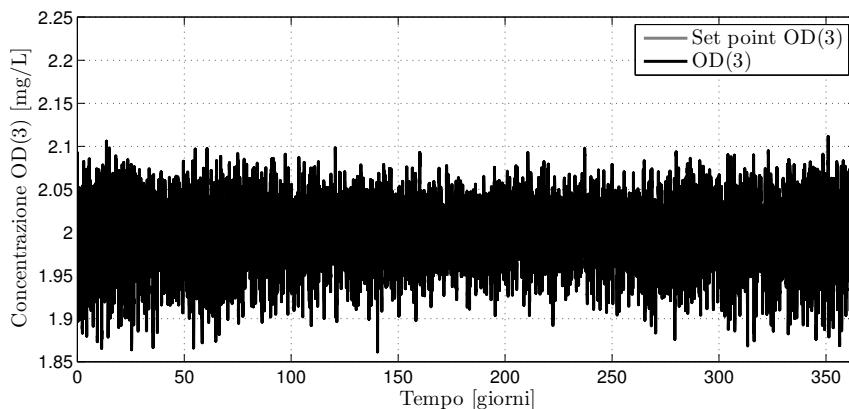


**Figura 6.23.** Andamento della concentrazione di azoto totale in uscita dal comparto biologico nella configurazione S1.



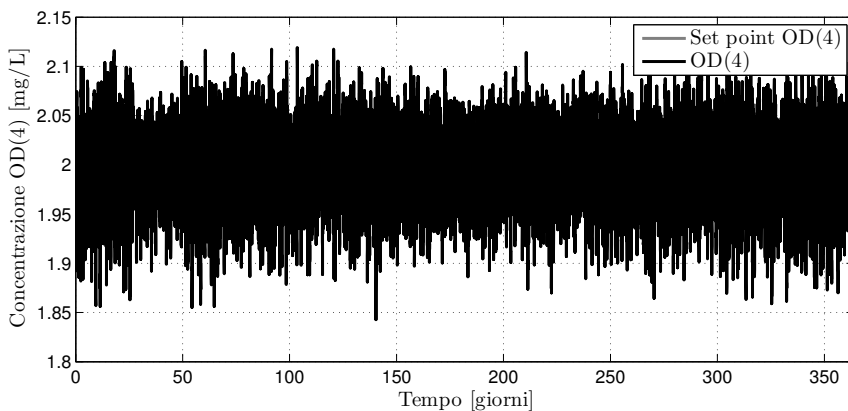
**Figura 6.24.** Andamento della concentrazione di azoto ammoniacale in uscita dal comparto biologico nella configurazione S1.

La concentrazione di OD nei diversi reattori è in buon accordo con i valori di riferimento scelti, con oscillazioni attorno al setpoint di ampiezza ridotta.

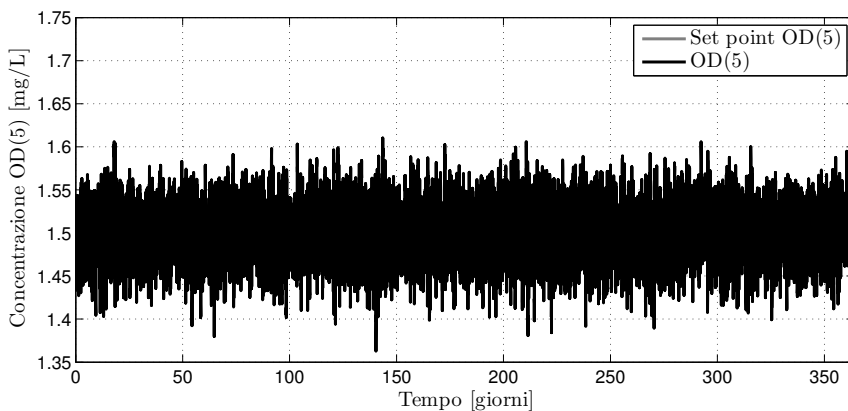


**Figura 6.25.** Andamento della concentrazione di ossigeno disciolto nel primo reattore aerobico nella configurazione S1.

Con la configurazione S1, l'indice di qualità dell'effluente EQI assume il valore 5.830 kg/d. Per quanto riguarda i costi invece, l'indice OCI risulta pari a 9.852 kWh/d e, in particolare, il consumo energetico dovuto all'aerazione è di 4.625 kWh/d.



**Figura 6.26.** Andamento della concentrazione di ossigeno disciolto nel secondo reattore aerobico nella configurazione S1.



**Figura 6.27.** Andamento della concentrazione di ossigeno disciolto nel terzo reattore aerobico nella configurazione S1.

## 6.6 Configurazione con controllore fuzzy (F)

### 6.6.1 Descrizione della strategia di controllo

Infine, si è implementata una strategia di controllo innovativa per la fornitura di aria, basata sulla logica fuzzy. La strategia simulata con la procedura BSM2 deriva dal brevetto Oxyfuzzy [6–8]. Come sarà dettagliatamente descritto nel Capitolo 7, questa strategia controlla la fornitura di aria sulla base della richiesta effettiva del comparto biologico. Il controllore originale è costituito da due moduli:

- modulo DOSP (Dissolved Oxygen Set Point) che, mediante logica fuzzy, calcola in continuo il valore da attribuire al setpoint dell'ossigeno disciolto in funzione dell'ammoniaca in uscita;
- modulo AFR (Air Flow Rate) che, sempre mediante logica fuzzy, regola l'apertura delle valvole per l'erogazione di aria in modo da minimizzare l'errore tra la concentrazione di ossigeno disciolto misurata nelle vasche e il setpoint calcolato dal precedente modulo.

La strategia di controllo implementata sulla procedura BSM2 utilizza il modulo DOSP del controllore Oxyfuzzy originale ma prevede un controllore PI tradizionale per la regolazione della portata di aria. L'algoritmo di controllo è quindi così costituito:

- modulo DOSP che, mediante logica fuzzy, calcola il setpoint di ossigeno da mantenere nel quinto reattore in funzione della concentrazione di ammoniaca in uscita;
- controllore PI che modifica i coefficienti di trasferimento dell'ossigeno  $K_L a_3$ ,  $K_L a_4$  e  $K_L a_5$  (con  $K_L a_5 = 0,5 * K_L a_3 = 0,5 * K_L a_4$ ) in modo da mantenere la concentrazione di ossigeno disciolto nel quinto reattore pari al valore di setpoint fornito, nel determinato istante di tempo, dal modulo DOSP.

Il controllore DOSP riceve in ingresso due parametri:

- il valore di azoto ammoniacale misurato in uscita ogni 15 minuti, suddiviso in 8 Membership Function (MF) nell'intervallo 0-120 mg/L;
- il valore della velocità di variazione dell'azoto ammoniacale negli ultimi 30 minuti, suddiviso in 7 MF nel range che va da -13 a 13 mg/(L h).

L'uscita del modulo DOSP è costituita da una percentuale di variazione del setpoint di OD rispetto all'ultimo valore ogni 15 minuti, suddivisa in 9 MF nel range che va da -35% a +35%. Le regole fuzzy utilizzate dal modulo DOSP sono 56 e sono ottenute combinando differenti MF di tipo gaussiano degli ingressi.

Il setpoint fornito in uscita dal modulo DOSP viene inviato come ingresso al controllore PI che manipola i coefficienti di trasferimento dell'ossigeno dei tre reattori aerobici. Il coefficiente di guadagno e la costante di tempo dell'azione integrale del controllore PI per la regolazione dell'OD sono stati assunti rispettivamente pari a 25 e 0,002 d, secondo le impostazioni di default della procedura BSM2.

La Figura 6.28 descrive il layout impiantistico del comparto biologico a fanghi attivi per la configurazione closed loop F.

## 6.6.2 Risultati

L'andamento della concentrazione simulata di azoto totale in uscita dal comparto biologico nel caso del controllore in cascata basato su logica fuzzy Oxyfuzzy confrontato con il limite di legge allo scarico è riportato in Figura 6.29.

Con il controllore Oxyfuzzy, il limite viene superato per una durata pari a 1,8 giorni, corrispondente al 0,5% del periodo di valutazione. Il 95esimo percentile della concentrazione di azoto totale è pari a 15 mg/L. Si nota quindi che l'implementazione del controllore Oxyfuzzy consente un miglioramento delle prestazioni del sistema: si riduce infatti la durata del periodo in cui la concentrazione di azoto totale supera il limite allo scarico.

Analogamente, la Figura 6.30 presenta l'andamento della concentrazione simulata di azoto ammoniacale in uscita dal comparto biologico (95esimo percentile = 2,41 mg/L). In questa prima configurazione (F3) del controllore Oxyfuzzy, la modalità di suddivisione in classi dell'intervallo di variabilità della concentrazione di azoto ammoniacale per l'applicazione delle regole fuzzy è molto severa poiché è

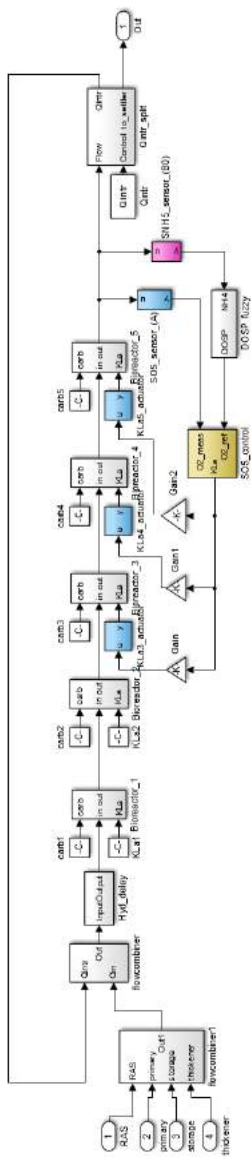
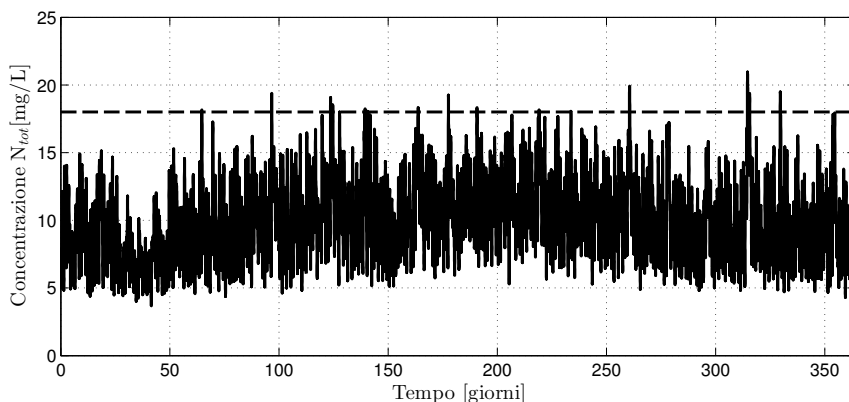


Figura 6.28. Rappresentazione schematica del comparto a fanghi attivi nella configurazione closed loop con controllore fuzzy (F).



**Figura 6.29.** Andamento della concentrazione di azoto totale in uscita dal comparto biologico nel caso di controllore Oxyfuzzy con setpoint dell'ossigeno variabile in funzione delle effettive condizioni di carico.

sufficiente superare il valore di 3 mg/L per ricadere nella classe "insufficiente". Conseguentemente, il controllore opera in modo da mantenere la concentrazione di azoto ammoniacale in uscita dai reattori aerobici a valori molto bassi.

Come descritto nel paragrafo precedente, il controllore Oxyfuzzy determina il valore del setpoint di OD per l'ultimo reattore aerobico sulla base della concentrazione di azoto ammoniacale in uscita. Il grafico in Figura 6.31 mostra come, all'aumentare della concentrazione di azoto ammoniacale, il setpoint di OD determinato dal controllore aumenti per contrastare il suddetto incremento. Per chiarezza si riportano in Figura 6.32 le stesse grandezze riferite al periodo di simulazione compreso tra i giorni 160 e 167.

Nella Figura 6.33 si riporta il confronto tra il setpoint di ossigeno disciolto calcolato dal controllore Oxyfuzzy per la vasca 3 e la corrispondente concentrazione di OD simulata per il periodo compreso tra il giorno 160 e il 167. Si può notare che l'andamento della variabile controllata risulta essere coerente con il setpoint calcolato dal modulo DOSP.

Con l'applicazione del controllore Oxyfuzzy, gli indici EQI e OCI risultano rispettivamente pari a 5.160 kg/d e 8.963 kWh/d. Per quanto riguarda il contributo del consumo energetico dovuto alla fornitura di aria, esso assume un valore pari a



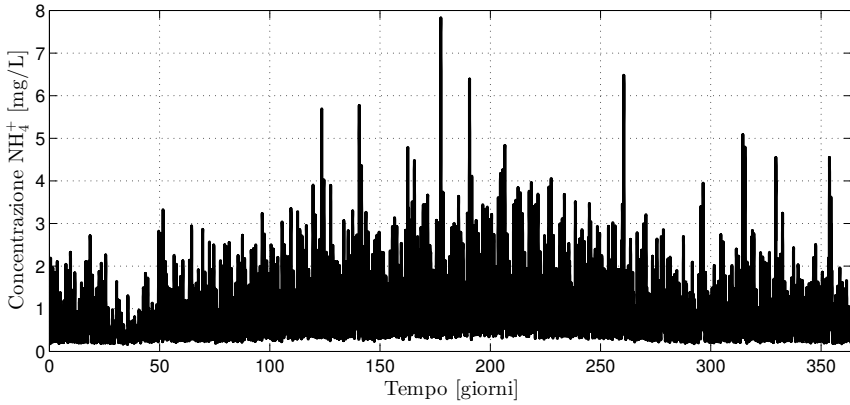


Figura 6.30. Andamento della concentrazione di azoto ammoniacale in uscita dal comparto biologico nel caso di controllore Oxyfuzzy.

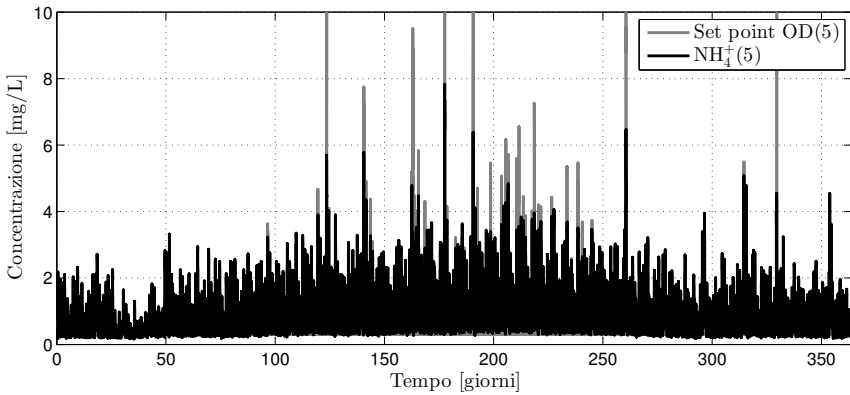


Figura 6.31. Andamento del setpoint di ossigeno disciolto calcolato dal controllore Oxyfuzzy confrontato con la concentrazione di azoto ammoniacale in uscita dal comparto biologico.

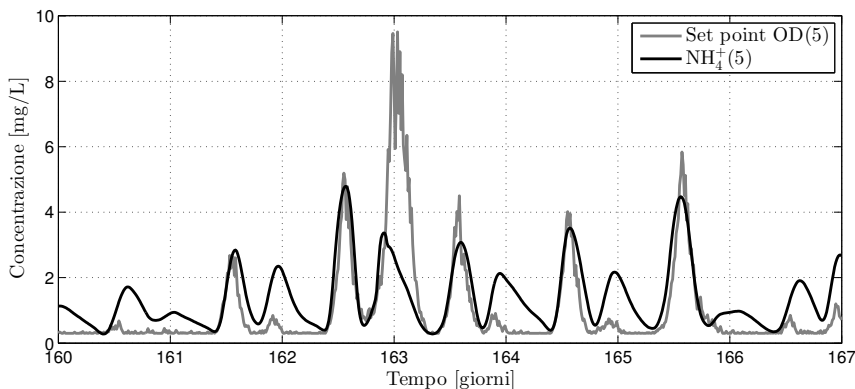


Figura 6.32. Andamento del setpoint di ossigeno disciolto calcolato dal controllore Oxyfuzzy confrontato con la concentrazione di azoto ammoniacale in uscita dal comparto biologico nell'intervallo compreso tra i giorni 160 e 167.

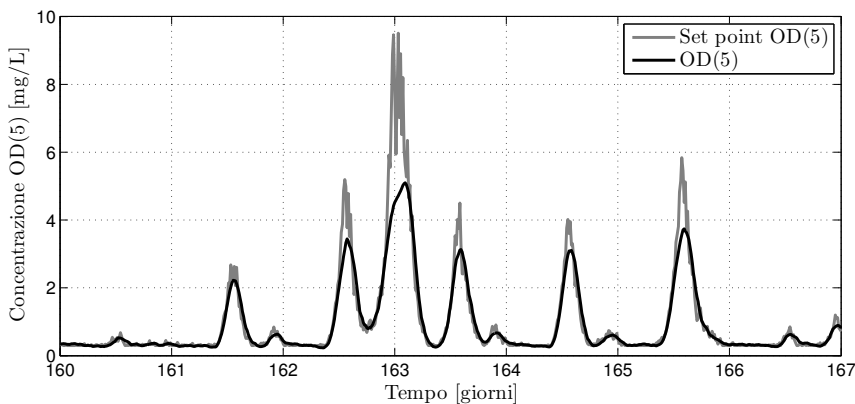


Figura 6.33. Andamento del setpoint di ossigeno disciolto calcolato dal controllore Oxyfuzzy confrontato con la corrispondente concentrazione di OD simulata per il periodo compreso tra il giorno 160 e il 167.

3.744 kWh/d.

Poiché, come già anticipato, questa configurazione del controllore Oxyfuzzy prevede una suddivisione molto rigida per quanto riguarda l'intervallo di variabilità della concentrazione di azoto ammoniacale, le medesime simulazioni sono state condotte andando a modificare la suddivisione in classi per cercare di ottimizzare il controllore. La prima volta si è portato il valore soglia per la classe "insufficiente" a 4 mg/L (F4) e la seconda volta a 11 mg/L (F11). Inoltre, a partire dalla configurazione F4, si sono effettuate altre due modifiche al controllore Oxyfuzzy:

1. nel primo caso (configurazione "F4 velox") si è variata la suddivisione in classi della velocità di variazione dell'azoto ammoniacale in modo da rendere il controllore più aggressivo (non è necessaria una velocità di variazione particolarmente elevata per ottenere un cambiamento rilevante);
2. nel secondo caso (configurazione "F4 velox output"), a partire dalla configurazione "F4 velox" si è aumentato il range dell'uscita del modulo DOSP passando dall'intervallo [-35 35]% all'intervallo [-40 40]%.

I risultati ottenuti sono concettualmente analoghi a quanto appena descritto. Nella Tabella 6.1 si riportano i valori dei principali indici utili al confronto.

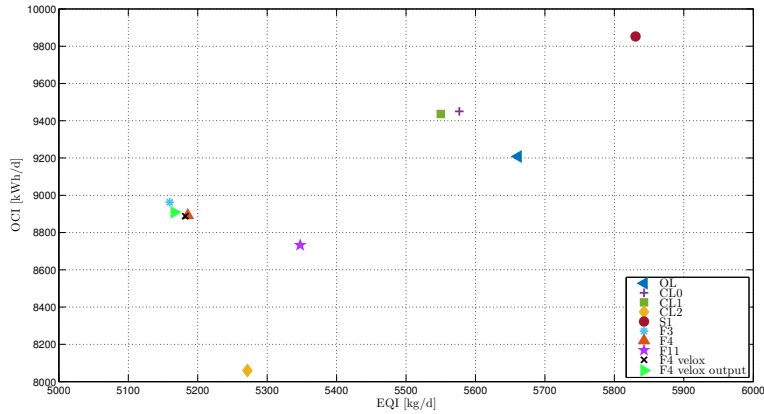
**Tabella 6.1.** Valori dei principali indici ottenuti simulando il controllore Oxyfuzzy con alcune modifiche.

Indice	F4	F4 velox	F4 velox output	F11
95esimo percentile $N_{tot}$ [mg/L]	14,83	14,81	14,77	14,23
durata superamento limite $N_{tot}$ [d]	1,43	1,36	1,43	1,06
% superamento limite $N_{tot}$	0,39	0,37	0,39	0,29
95esimo percentile $N-NH_4^+$ [mg/L]	2,69	2,68	2,53	4,11
durata superamento limite $N-NH_4^+$ [d]	3,03	2,97	2,11	19,91
% superamento limite $N-NH_4^+$	0,83	0,82	0,58	5,47
EQI [kg/d]	5.186	5.182	5.166	5.348
OCI [kWh/d]	8.892	8.887	8.908	8.732
AE [kWh/d]	3.673	3.669	3.689	3.515

## 6.7 Confronto

Confrontando i valori di indice di qualità dell'effluente (EQI) e indice operativo dei costi (OCI) per le differenti strategie di controllo simulate sulla piattaforma BSM2 per il controllo della fornitura di aria, si ottiene il grafico presentato in Figura 6.34. Secondo questa rappresentazione grafica, le strategie di controllo migliori sono quelle i cui punti si trovano più vicini all'origine degli assi: quella infatti è la condizione alla quale corrisponde il minor grado di inquinamento (minore EQI) ottenuto con il minore costo possibile (minore OCI).

Tra i controllori analizzati, quelli basati sulla logica fuzzy permettono di raggiungere i migliori risultati sia in termini di qualità dell'effluente che di costi di gestione rispetto alle strategie OL, CL0, CL1 e S1. In particolare si può osservare una riduzione dei costi che varia tra 2,5 e 5% rispetto alla configurazione OL, tra 5 e 8% rispetto alle configurazioni CL0 e CL1, tra 9 e 11% rispetto alla configurazione S1. Allo stesso modo si registra un miglioramento della qualità dell'effluente che varia tra 5,5 e 8,9% rispetto alla configurazione OL, tra 4 e 7,5% rispetto alla configurazione CL0, tra 3,6 e 7 rispetto a CL1, tra 8 e 11,5% rispetto alla configurazione S1. Solo la configurazione CL2 è in grado di competere con il controllore Oxyfuzzy e



**Figura 6.34.** Rappresentazione grafica dell'indice di qualità dell'effluente (EQI) e dell'indice dei costi operativi (OCI) per le differenti strategie di controllo simulate per la fornitura dell'aria.

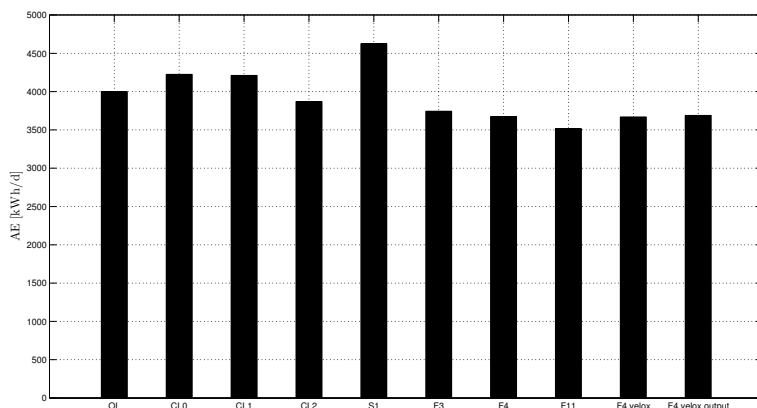
ciò deriva essenzialmente dal fatto che anche nel caso CL2 il controllore non utilizza un setpoint di OD costante ma lo calcola in funzione delle effettive condizioni di carico dell'impianto. Con la configurazione CL2 si ottengono risultati paragonabili a quelli ottenuti con i controllori fuzzy in termini di qualità dell'effluente mentre un ulteriore miglioramento come costi compreso tra 7,7 e 10%.

Per quanto riguarda i diversi controllori fuzzy le differenze risultano essere marginali. La differenza più marcata riguarda, come atteso, il controllore F11 che, con un indice dei costi confrontabile con gli altri, presenta però un maggiore EQI.

La differenza rilevata tra una strategia e l'altra in termini di OCI è da imputarsi esclusivamente alla variazione del contributo del consumo energetico dovuto alla fornitura di aria. Per come sono definiti gli altri contributi infatti, questi indici dipendono dalle condizioni operative dell'impianto che non variano, o comunque non in modo consistente, per le diverse logiche di controllo.

La Figura 6.35 rappresenta l'energia richiesta per l'aerazione del comparto a fanghi attivi per ognuna delle diverse logiche di controllo simulate. I controllori basati su logica fuzzy permettono di ottenere i migliori risultati. In particolare si può osservare una riduzione dei consumi per la fase di aerazione rispetto alle altre logiche di controllo che varia tra 6,4 e 12% rispetto alla configurazione OL, tra

11,4 e 16,8% rispetto alla configurazione CL0, tra 11 e 16,5% rispetto a CL1, tra 3 e 9% rispetto a CL2 e tra 19 e 24% rispetto a S1. Tra i diversi controllori fuzzy, in generale l'unico che mostra una differenza più marcata è il controllore F11 che presenta il valore minore in assoluto. La logica di controllo più dispendiosa è la S1.



**Figura 6.35.** Rappresentazione grafica dei valori assunti dal consumo energetico dovuto alla fornitura di aria per le differenti strategie di controllo simulate.

Analizzando nel dettaglio i dati relativi al superamento dei limiti dei diversi inquinanti si osserva che, per quanto riguarda BOD<sub>5</sub>, COD, e SST, si riscontrano valori confrontabili con tutte le logiche di controllo utilizzate. Come si può vedere dalle Figure 6.36 e 6.37, differenze più marcate si evidenziano per quanto riguarda le concentrazioni allo scarico di azoto totale e ammoniacale.

La durata dei superamenti migliora nel caso dei controllori Oxyfuzzy se si considera l'azoto totale mentre ciò non accade quando si analizza il comportamento in termini di azoto ammoniacale. Ciononostante, anche nel secondo caso, la durata dei superamenti si mantiene sempre attorno a valori accettabili.

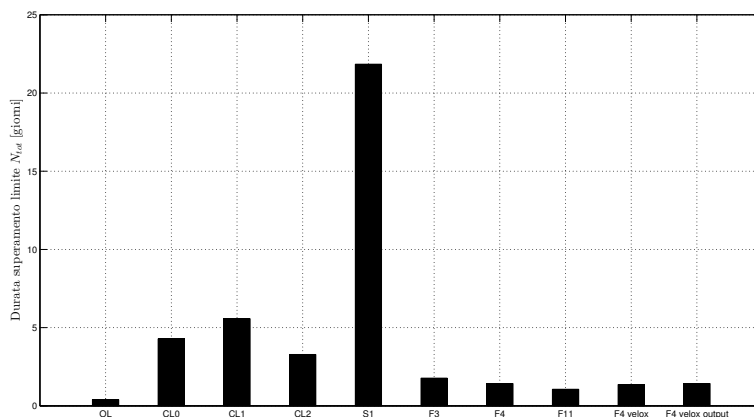


Figura 6.36. Durata dei superamenti del limite allo scarico per l'azoto totale (18 mg/L) per le differenti strategie di controllo simulate.

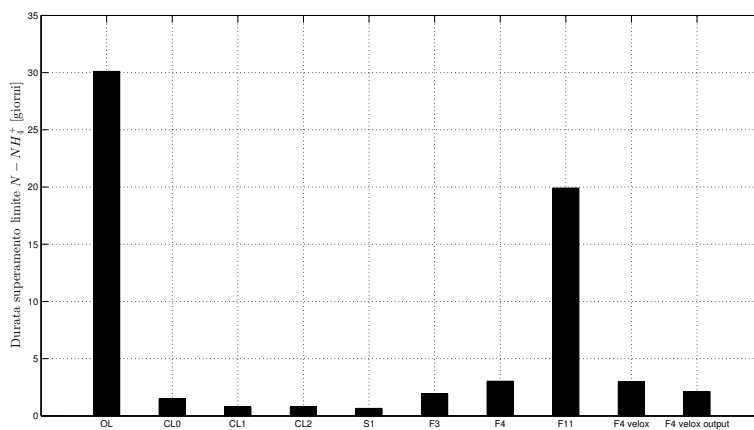


Figura 6.37. Durata dei superamenti del limite allo scarico per l'azoto ammoniacale (4 mg/L) per le differenti strategie di controllo simulate.





## Capitolo 7

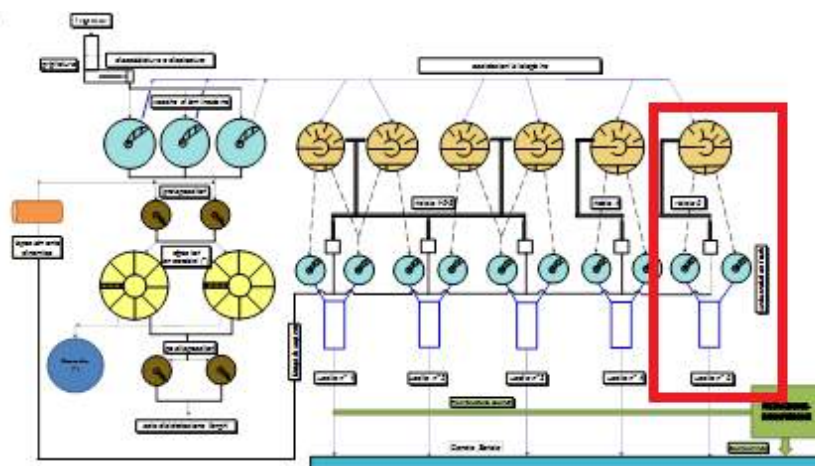
# Modellazione di un impianto reale e applicazione di diverse strategie di controllo per la fornitura di aria

Il presente capitolo descrive i risultati ottenuti, in fase di simulazione, dall'applicazione di differenti strategie per il controllo della fornitura di aria ad un impianto di trattamento delle acque reflue dalla potenzialità nominale di 330.000 abitanti equivalenti.

Nella prima parte del capitolo si descrive l'impianto scelto e nella seconda parte il processo di sviluppo del modello. Infine, nella terza parte si presentano i risultati ottenuti dalla simulazione di diverse strategie di controllo e si confrontano le prestazioni dei sistemi di controllo tradizionali (fornitura costante, controllo Proporzionale Integrato e Proporzionale Integrato Derivativo con setpoint fisso) con quelle di una strategia innovativa basata sulla logica fuzzy per la fornitura di aria (brevetto Oxyfuzzy).

## 7.1 Descrizione dell'impianto di trattamento delle acque reflue

Il depuratore scelto per il presente studio è un impianto a fanghi attivi per il trattamento delle acque reflue urbane (capacità nominale 330.000 AE). La Figura 7.1 fornisce una rappresentazione della configurazione impiantistica del depuratore.



**Figura 7.1.** Rappresentazione schematica della filiera di trattamento dell'impianto di depurazione considerato.

La linea acque dell'impianto è costituita dalla seguente filiera di trattamento:

- due griglie grossolane a pulizia manuale;
- due stazioni di sollevamento mediante pompe centrifughe sommerse;
- due griglie fini;
- due comparti di dissabbiatura-disoleatura aerata;
- tre vasche di laminazione ed accumulo che vengono utilizzate in caso di pioggia;
- sei linee parallele che costituiscono il comparto biologico a fanghi attivi per la rimozione della sostanza organica e dell'azoto;

- dieci sedimentatori secondari (otto possiedono superficie e volume utile rispettivamente pari a  $730 \text{ m}^2$  e  $2.200 \text{ m}^3$  ciascuno, gli ultimi due sedimentatori hanno superficie e volume utile rispettivamente pari a  $984 \text{ m}^2$  e  $3.900 \text{ m}^3$  ciascuno);
- stazione di sollevamento del surnatante dei dieci sedimentatori verso la sezione dei trattamenti terziari;
- trattamenti terziari costituiti da coagulazione, flocculazione (due vasche), sedimentazione a pacchi lamellari (quattro vasche), filtrazione su sabbia (otto filtri) e disinfezione finale con lampade UV (due canali).

La linea fanghi è composta dai trattamenti di pre-ispessimento a gravità e dinamico, post-ispessimento a gravità e disidratazione mediante filtropresse e centrifughe. La digestione anaerobica presente nello schema di Figura 7.1 non è al momento in funzione.

L'impianto è soggetto ad elevate fluttuazioni del carico di inquinanti in ingresso poiché si trova in area turistica. Per questa ragione, gli abitanti equivalenti serviti sostanzialmente raddoppiano nella stagione estiva. I principali dati gestionali che caratterizzano l'impianto sono i seguenti: portata influente  $75.000 \text{ m}^3/\text{d}$  e  $140.000 \text{ m}^3/\text{d}$  rispettivamente in inverno e in estate; caratteristiche del liquame influente:  $10.000\text{-}15.000 \text{ kgCOD}/\text{d}$  (inverno) e  $30.000\text{-}40.000 \text{ kgCOD}/\text{d}$  (estate),  $1.000\text{-}1.500 \text{ kgTKN}/\text{d}$  (inverno) e  $3.000\text{-}3.500 \text{ kgTKN}/\text{d}$  (estate),  $150\text{-}230 \text{ kgP}/\text{d}$  (inverno) e  $450\text{-}580 \text{ kgP}/\text{d}$  (estate); caratteristiche del liquame effluente:  $15\text{-}40 \text{ mgCOD}/\text{L}$ ,  $5\text{-}15 \text{ mgSST}/\text{L}$ ,  $5\text{-}10 \text{ mgN}_{tot}/\text{L}$ ,  $0,5\text{-}2 \text{ mgP}/\text{L}$ .

L'impianto considerato è soggetto ai limiti riportati nelle Tabelle 1 e 2, Allegato 5, Parte Terza del D.Lgs. 152 del 2006 [19] poiché recapita in area sensibile. I limiti da rispettare allo scarico sono quindi i seguenti:

- $\text{COD} = 125 \text{ mg}/\text{L}$ ;
- $\text{BOD}_5 = 25 \text{ mg}/\text{L}$ ;
- $\text{SST} = 35 \text{ mg}/\text{L}$ ;
- $\text{N} = 10 \text{ mg}/\text{L}$ ;
- $\text{P} = 1 \text{ mg}/\text{L}$ .

Come già anticipato, il presente lavoro di ricerca aveva l'obiettivo di testare, in fase di simulazione, e confrontare differenti strategie di controllo della fornitura di aria nel comparto biologico. Per questa ragione, anche la fase di modellazione dell'impianto è stata svolta solo relativamente a questa sezione.

Il trattamento biologico a fanghi attivi è suddiviso su sei linee: sono presenti sei vasche circolari in parallelo che prevedono ciascuna una fase di pre-denitrificazione seguita da una seconda fase di ossidazione-nitrificazione. Le prime quattro vasche hanno un volume di 4.420 m<sup>3</sup>, la quinta di 5.998 m<sup>3</sup> e la sesta di 7.250 m<sup>3</sup>, per un volume utile totale pari a 30.928 m<sup>3</sup>. A servizio delle sei vasche biologiche sono presenti dieci sedimentatori secondari a flusso radiale. I primi otto possiedono superficie e volume utile rispettivamente pari a 730 m<sup>2</sup> e 2.200 m<sup>3</sup> ciascuno, mentre gli ultimi due sedimentatori hanno superficie e volume utile rispettivamente pari a 984 m<sup>2</sup> e 3.900 m<sup>3</sup> ciascuno. Come si vede dalla Figura 7.1, i primi sei sedimentatori ricevono le acque reflue trattate dalle prime quattro vasche biologiche, mentre ciascuna delle ultime due linee biologiche è servita da due sedimentatori dedicati. Sono presenti cinque pozzetti, uno per ogni coppia di sedimentatori, relativi all'estrazione del fango dai sedimentatori stessi. In ciascun pozzetto sono installate tre pompe per il ricircolo (650 m<sup>3</sup>/h ciascuna) e una per l'estrazione del fango di supero.

Nell'attività di ricerca descritta nel presente lavoro di tesi le simulazioni sono in particolare state condotte relativamente alla sesta linea biologica, con i relativi sedimentatori (come evidenziato in rosso in Figura 7.1), in quanto questa è la linea di più recente costruzione, nella quale sono presenti un maggior numero di sensori di misura per il monitoraggio in continuo di alcune variabili di processo.

In questa linea il volume dedicato alla fase di pre-denitrificazione è pari 2.140 m<sup>3</sup> mentre quello per la fase di nitrificazione è 5.110 m<sup>3</sup>, per un totale di 7.250 m<sup>3</sup>. Il trattamento biologico della linea sei si può schematizzare come 12 vasche in serie, le prime quattro anossiche per la denitrificazione, mentre le restanti otto aerobiche per la nitrificazione. Come già anticipato, l'intero comparto biologico è realizzato all'interno di un unico reattore circolare, suddiviso in nocciolo centrale e corona esterna. Entrambe queste parti sono a loro volta suddivise in zone da alcuni setti. Il liquame, quindi, segue un percorso circolare: partendo dalla corona entra nel nocciolo e poi esce ancora dalla corona. In questo modo l'ingresso e l'uscita del liquame si trovano in due vasche adiacenti. Ciò permette di semplificare la fase di

ricircolo dei nitrati, che viene svolta da tre pompe idrovore ( $1.368 \text{ m}^3/\text{h}$  ciascuna) con tubazioni molto corte.

I diffusori di aria installati nel comparto di nitrificazione sono diffusori a membrana, di forma radiale, posti ad una profondità di 4,85 m rispetto al pelo libero, con una capacità di trasferimento dell'ossigeno di  $77,8 \text{ gO}_2/\text{Nm}^3$ . Questi diffusori sono collegati a due compressori, uno con un semplice funzionamento on/off e uno dotato di inverter per la variazione della velocità di rotazione della girante. Ogni compressore è in grado di fornire una portata di aria di  $7.000 \text{ Nm}^3/\text{h}$ . La portata d'aria specifica per ogni diffusore è di  $5,3 \text{ Nm}^3/\text{h}$  e l'efficienza di trasferimento nominale è del 28%.

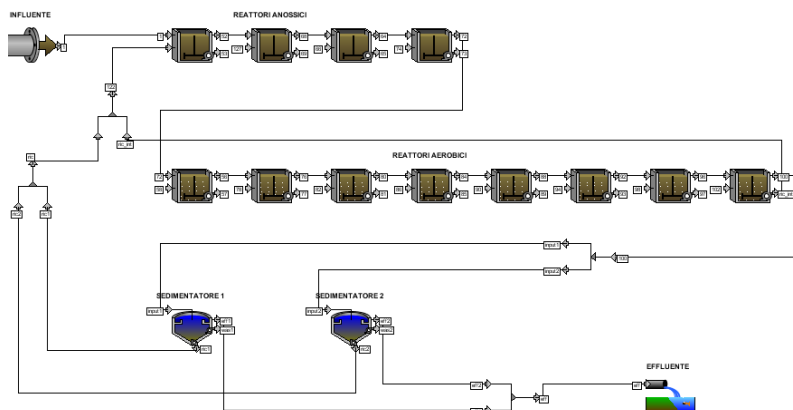
## 7.2 Sviluppo del modello

Lo sviluppo del modello e la simulazione delle differenti strategie di controllo sono stati condotti utilizzando il software commerciale GPS-X sviluppato dalla ditta Hydromantis Environmental Software Solutions, Inc [37], i cui principi di funzionamento sono stati descritti nel Capitolo 3.

Al fine di rispettare il più possibile la configurazione fisica reale dell'impianto oggetto di studio, la linea biologica scelta è stata modellata come una serie di quattro reattori di pre-denitrificazione, seguiti da otto bacini di ossidazione-nitrificazione, anch'essi in serie, per un totale di dodici comparti, e infine da due sedimentatori secondari circolari. Si è ipotizzato che ciascun reattore fosse a miscelazione completa (CSTR - Continuous-flow Stirred-Tank Reactor).

La prima fase per lo sviluppo del modello di un impianto in GPS-X consiste nella creazione del layout che riproduce la configurazione impiantistica che si vuole simulare. La Figura 7.2 rappresenta il layout della linea modellata nel presente lavoro.

Una volta creato il layout, è necessario convertirlo nel modello vero e proprio effettuando una serie di operazioni. In primo luogo, si sceglie la libreria da utilizzare: in questo caso è stata scelta la libreria CNLIB che descrive i processi di ossidazione del carbonio e di nitrificazione/denitrificazione dell'azoto, utilizzando 16 variabili di stato. Si devono inoltre scegliere i modelli per la descrizione dei diversi oggetti presenti nel layout. Il liquame influente è stato caratterizzato attraverso il modello



**Figura 7.2.** Rappresentazione schematica in GPS-X del layout della linea biologica studiata.

BODbased, mentre le vasche di pre-denitrificazione/nitrificazione e i sedimentatori sono stati descritti rispettivamente con i modelli Activated Sludge Model No. 1 (ASM1, [31]) e Simple1d [64].

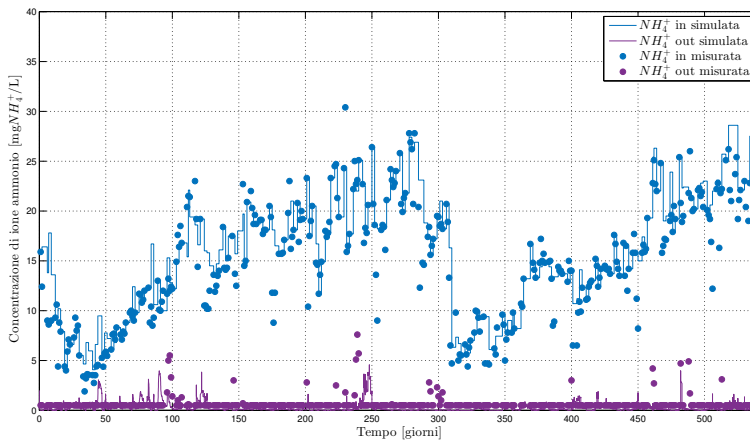
Per il liquame influente si è specificata la composizione e la portata. In merito alla composizione, si sono inseriti i valori misurati medi, rilevati presso l'impianto oggetto di studio, delle seguenti variabili:  $BOD_5$ , solidi sospesi totali, TKN, fosfati, azoto nitrico e nitroso e rapporto tra azoto ammoniacale e TKN.

Per quanto riguarda invece i reattori anossici e aerobici e i sedimentatori è stato necessario indicare le condizioni iniziali (vasca piena) e le caratteristiche fisiche (dimensioni geometriche) e operative (tipologia di aerazione, eventuale setpoint dell'ossigeno disciolto, portata di ricircolo dei nitrati e dei fanghi, portata di estrazione del fango di supero).

La simulazione e la validazione del modello sono state effettuate su un orizzonte temporale di 540 giorni. Per effettuare la simulazione in condizioni dinamiche, sono stati impiegati i dati gestionali disponibili: conseguentemente, solo per le portate sono stati utilizzati i dati che descrivono la variazione nell'arco della giornata, mentre per le concentrazioni si è preferito usare i valori reali misurati piuttosto che

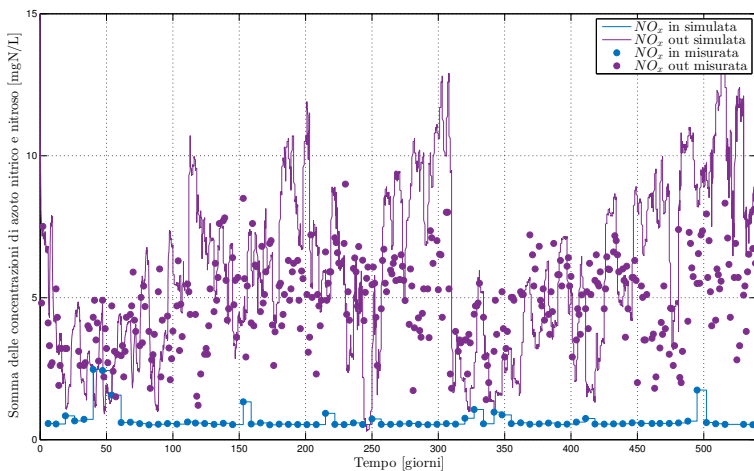
costruire un andamento fittizio che avrebbe introdotto un margine di aleatorietà.

I principali risultati della modellazione del comparto biologico sono riportati nelle Figure 7.3 e 7.4. In particolare, la Figura 7.3 rappresenta il confronto tra i valori misurati e quelli calcolati dal modello per quanto riguarda le forme azotate nel liquame influente e nell'effluente. In tutti i casi, si può notare che i valori calcolati dal modello sono coerenti con quelli misurati, anche se non perfettamente sovrapposti. Si evidenzia che in questa sede lo scopo non era quello di ottenere un'elevata accuratezza nella costruzione del modello dell'impianto, bensì si voleva ottenere un riferimento sufficientemente realistico che costituisse una base comune a partire dalla quale effettuare il confronto tra differenti strategie di controllo. Per questa ragione, in questo caso, non è stata condotta una preliminare caratterizzazione del liquame e della biomassa con test respirometrici, come sarebbe richiesto per definire i parametri stechiometrici e cinetici. Allo stesso modo, come già precedentemente anticipato, non è stata introdotta la variabilità oraria della composizione del liquame.



**Figura 7.3.** Confronto tra i valori misurati e quelli calcolati dal modello per la concentrazione di ione ammonio in ingresso e in uscita.

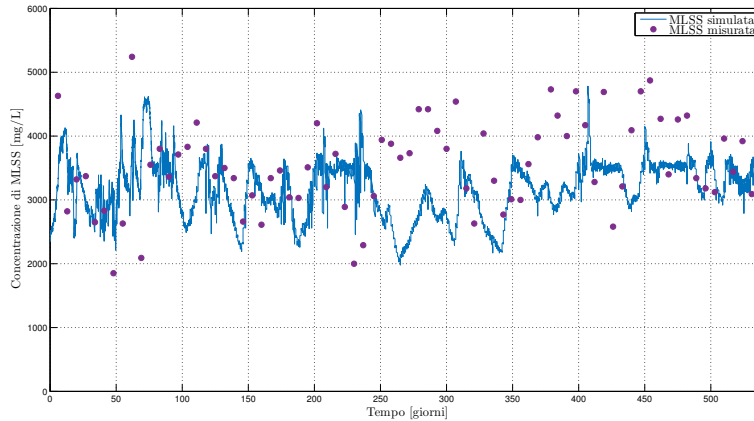
La Figura 7.5 prende in esame un parametro operativo che caratterizza la gestione dell'impianto e cioè la concentrazione di solidi sospesi nel mixed liquor. Anche in questo caso, dal confronto tra i valori calcolati dal modello e quelli misurati sul campo emerge che il modello così tarato approssima in modo soddi-



**Figura 7.4.** Confronto tra i valori misurati e quelli calcolati dal modello per la somma delle concentrazioni di azoto nitrico e nitroso in ingresso e in uscita.

sfacente il comportamento reale dell'impianto considerato, pur con le riserve sopra evidenziate.





**Figura 7.5.** Confronto tra i valori misurati e quelli calcolati dal modello della concentrazione di solidi sospesi nel mixed liquor relativamente all'ultimo reattore aerobico.

### 7.3 Simulazione di diverse strategie di controllo per la fornitura di aria

In quest'ultima sezione si presentano i risultati ottenuti dalla simulazione di diverse strategie di controllo. In particolare, i sistemi di regolazione simulati sono i seguenti:

- fornitura di aria costante;
- controllo Proporzionale Integrato con setpoint fisso;
- controllo Proporzionale Integrato Derivativo con setpoint fisso;
- controllo con brevetto Oxyfuzzy.

Per valutare l'efficacia delle diverse strategie di controllo si è analizzato l'andamento dei parametri caratteristici dei diversi controllori (variabili controllate e manipolate) e sono stati utilizzati gli indici proposti dall'IWA Task Group on Benchmarking of Control Strategies for Wastewater Treatment Plants, descritti nel Capitolo 4. Per ogni strategia di controllo, si è calcolato l'indice di qualità

dell'effluente (EQI), che rappresenta una quantificazione degli inquinanti immessi nell'ambiente all'uscita del depuratore ed è costituito dalla somma pesata dei carichi di Solidi Sospesi Totali, COD, TKN, azoto nitrico e nitroso e BOD<sub>5</sub> rapportata al periodo di valutazione, in modo da ottenere la massa totale di inquinante. Il secondo indice utilizzato è l'indice dei costi operativi (OCI) che, nel caso esaminato, quantifica il costo dovuto all'energia consumata per il sistema di aerazione, per il pompaggio e per la miscelazione e quello dovuto alla produzione di fango. Per quanto riguarda questo indice, si è ovviamente posta particolare attenzione al consumo di energia per la fornitura di aria dato che è questo l'oggetto dei diversi algoritmi di controllo testati. Infine, è stato quantificato il numero di giorni nei quali si sono registrate delle violazioni dei limiti di legge allo scarico per l'azoto totale. Il periodo di valutazione considerato per il calcolo di tutti questi indici è costituito dagli ultimi 365 giorni della simulazione, come indicato anche dalla procedura Benchmark Simulation Model [28].

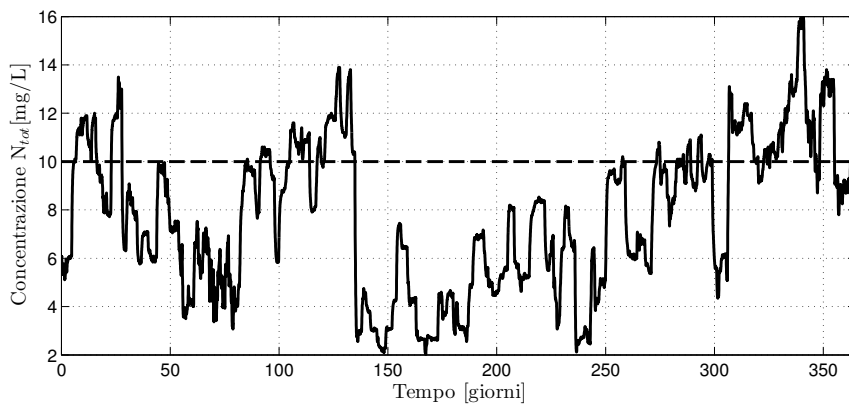
### 7.3.1 Fornitura di aria costante

La prima strategia di controllo simulata consiste nel garantire una fornitura di aria costante nel tempo. Per fare ciò si è imposto un valore di  $K_{La}$ , che rappresenta quindi in questo caso la variabile controllata, per ognuno dei comparti aerati. In particolare, si sono scelti i seguenti valori: 300 d<sup>-1</sup> per le prime tre vasche aerobiche, 250 d<sup>-1</sup> per la quarta e la quinta, 200, 150 e 100 d<sup>-1</sup> rispettivamente per la sesta, la settima e l'ottava.

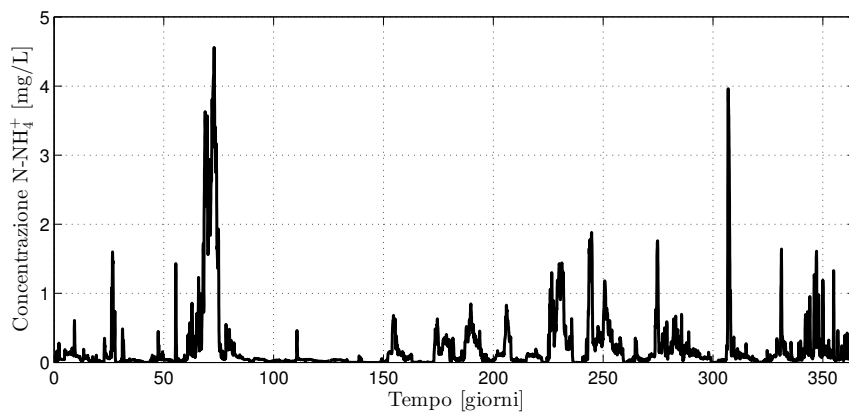
La Figura 7.6 riporta l'andamento della concentrazione simulata di azoto totale in uscita dal comparto biologico, ottenuto con fornitura di aria costante, confrontato con il limite di legge allo scarico nel caso di impianto di trattamento delle acque reflue recapitante in area sensibile con potenzialità superiore a 100.000 AE.

Con questa configurazione, il limite allo scarico viene superato per una durata pari a 95,7 giorni, corrispondente al 26,2% del periodo di valutazione. Il 95esimo percentile della concentrazione di azoto totale è pari a 12,7 mg/L. Analogamente, la Figura 7.7 presenta l'andamento della concentrazione simulata di azoto ammoniacale in uscita dal comparto biologico (95esimo percentile = 0,88 mg/L).

Come si può vedere dalla Figura 7.8, nel caso di applicazione di un valore costante

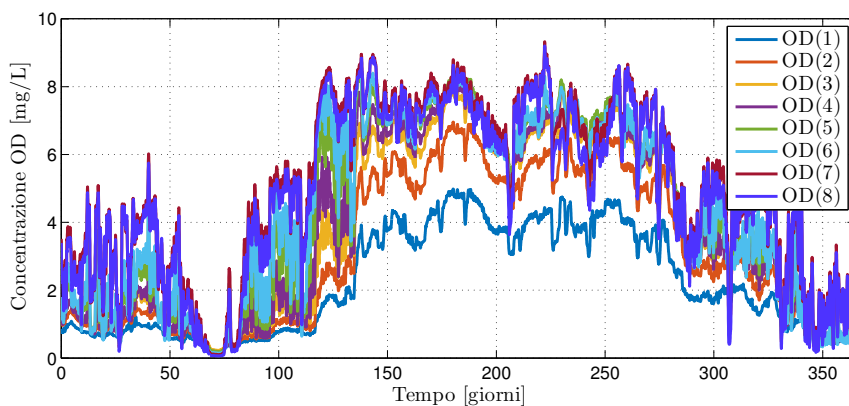


**Figura 7.6.** Andamento della concentrazione di azoto totale in uscita dal comparto biologico nel caso di fornitura di aria costante.



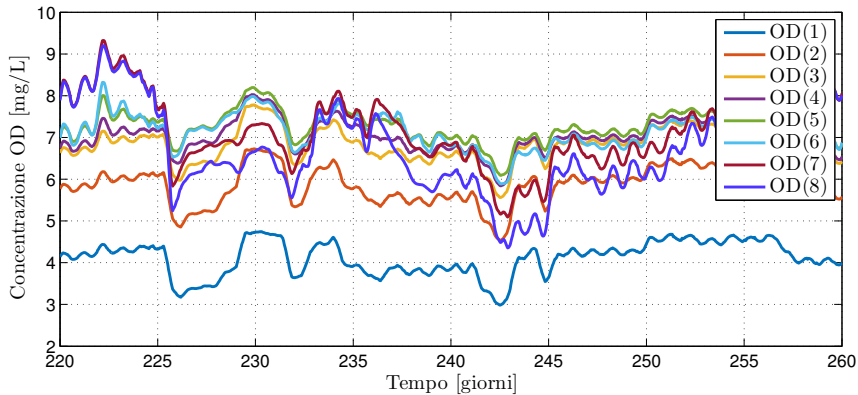
**Figura 7.7.** Andamento della concentrazione di azoto ammoniacale in uscita dal comparto biologico nel caso di fornitura di aria costante.

del parametro  $K_{La}$ , la concentrazione di ossigeno disciolto nelle vasche calcolata dal modello varia in un range molto elevato (da 0,3 a 9 mg/L), raggiungendo in alcuni casi valori troppo bassi per garantire il corretto funzionamento del processo di nitrificazione e in altri casi valori eccessivamente alti che comportano uno spreco di energia (i.e. costi) e potrebbero andare ad inficiare il processo di denitrificazione attraverso il ricircolo del mixed liquor in uscita, che risulta in questo caso estremamente ricco di ossigeno. Infatti, se si considera ad esempio il periodo compreso tra i giorni 220 e 260, si nota che la concentrazione di ossigeno disciolto all'interno dei reattori aerobici è sempre maggiore di 3 mg/L e raggiunge valori superiori a 9 mg/L (Figura 7.9).



**Figura 7.8.** Andamento della concentrazione di ossigeno disciolto negli otto reattori aerobici nel caso di fornitura di aria costante.

Applicando una fornitura di aria costante, l'indice di qualità dell'effluente EQI assume il valore 4.704 kg/d. Per quanto riguarda i costi invece, l'indice OCI risulta pari a 19.337 kWh/d e, in particolare, il consumo energetico dovuto all'aerazione è di 2.638 kWh/d.



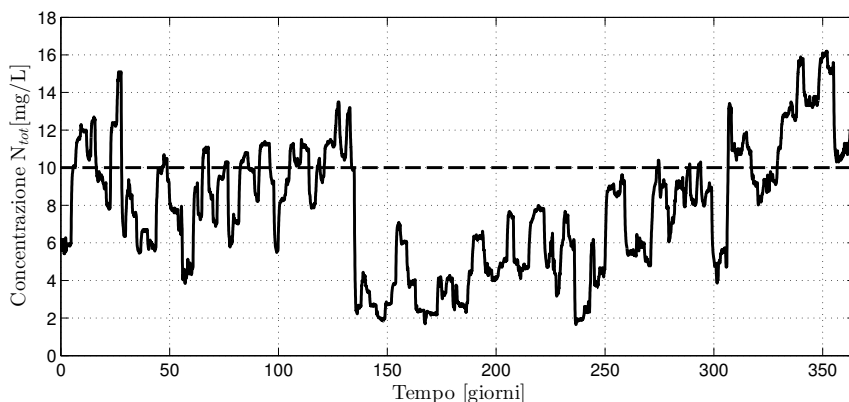
**Figura 7.9.** Andamento della concentrazione di ossigeno disciolto negli otto reattori aerobici nel caso di fornitura di aria costante nel periodo compreso tra i giorni 220 e 260.

### 7.3.2 Controllore Proporzionale Integrale a setpoint costante

La seconda strategia di controllo simulata consiste nell'implementazione di un controllore di tipo proporzionale integrale (PI) avente come variabile controllata la concentrazione di ossigeno disciolto in ognuno dei comparti aerati. Il valore di setpoint di OD scelto per ogni vasca e mantenuto costante nel corso della simulazione è il seguente: 2,5 mg/L per i primi cinque reattori aerobici, 2 - 1,5 - 1 mg/L rispettivamente per il sesto, il settimo e l'ottavo.

L'andamento della concentrazione simulata di azoto totale in uscita dal comparto biologico nel caso di controllore PI a setpoint costante confrontato con il limite di legge allo scarico è riportato in Figura 7.10.

L'introduzione di un controllore PI non consente un miglioramento in termini di superamento del limite allo scarico dell'azoto totale rispetto al caso con fornitura di aria costante. In questo caso infatti il limite viene superato per una durata pari a 100,6 giorni, corrispondente al 27,6% del periodo di valutazione. Il 95esimo percentile della concentrazione di azoto totale è pari a 13,4 mg/L. Analogamente, la Figura 7.11 presenta l'andamento della concentrazione simulata di azoto



**Figura 7.10.** Andamento della concentrazione di azoto totale in uscita dal comparto biologico nel caso di controllore proporzionale integrale (PI) a setpoint costante.

ammoniacale in uscita dal comparto biologico (95esimo percentile = 0,98 mg/L).

Dall'analisi dei risultati della concentrazione di ossigeno disciolto nei diversi comparti aerati emerge che la variabile controllata (ossigeno disciolto nelle vasche) risulta essere assolutamente coerente con il setpoint di volta in volta impostato (Figura 7.12).

Nella Figura 7.13 si riporta un esempio dell'andamento della concentrazione di ossigeno disciolto all'interno di uno dei reattori aerobici (vasca 8) confrontato con il relativo valore di riferimento impostato: si può notare che le oscillazioni attorno al setpoint hanno ampiezza ridotta. Il comportamento nelle altre vasche è analogo. Questo risultato deriva da un'opportuna taratura dei parametri del controllore PI: i valori utilizzati per il coefficiente di guadagno proporzionale e la costante di tempo dell'azione integrale sono rispettivamente pari a 30 e 0,02 d.

Con l'applicazione di un controllore PI, gli indici EQI e OCI risultano rispettivamente pari a 4.728 kg/d e 18.852 kWh/d. Per quanto riguarda il contributo del consumo energetico dovuto alla fornitura di aria, esso assume un valore pari a 2.114 kWh/d.

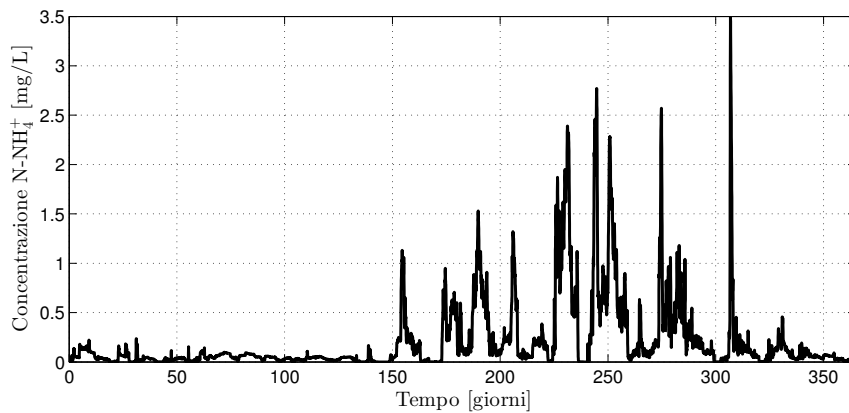


Figura 7.11. Andamento della concentrazione di azoto ammoniacale in uscita dal comparto biologico nel caso di controllore PI a setpoint costante.

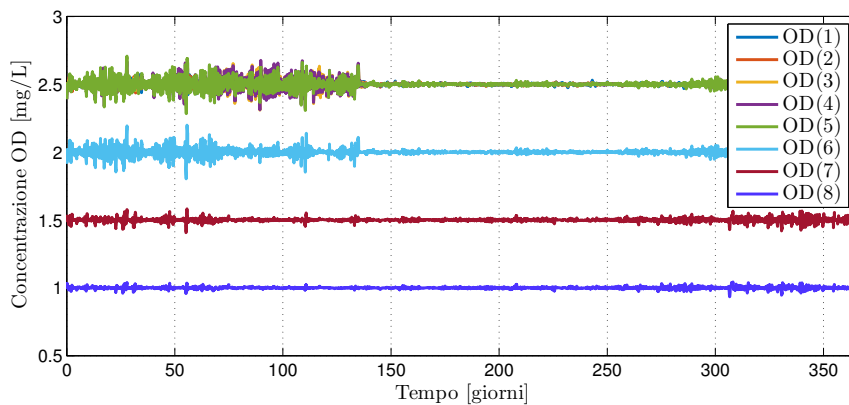
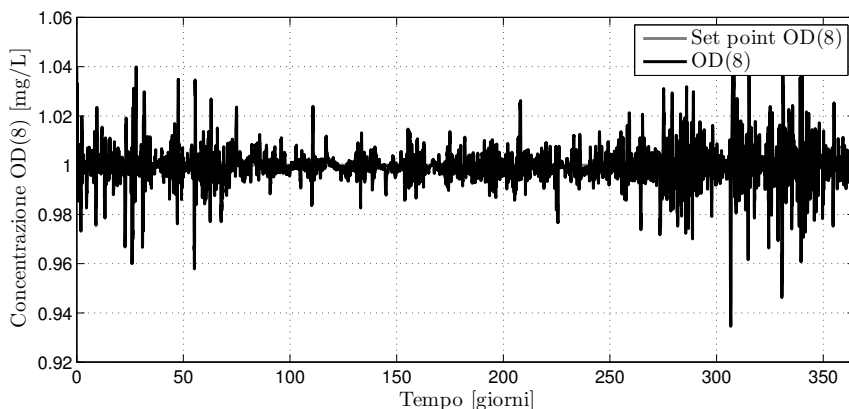


Figura 7.12. Andamento della concentrazione di ossigeno disciolto negli otto reattori aerobici nel caso di controllore PI a setpoint costante.



**Figura 7.13.** Andamento della concentrazione di ossigeno disciolto nell'ultimo reattore aerobico confrontato con il corrispondente valore di setpoint nel caso di controllore PI.

### 7.3.3 Controllore Proporzionale Integrale Derivativo a setpoint costante

La terza strategia di controllo simulata deriva dalla precedente (controllore PI) con l'aggiunta dell'azione derivativa. Anche in questo caso la variabile controllata è costituita dalla concentrazione di ossigeno disciolto. Come valori di setpoint di OD impostati per ogni vasca si sono mantenuti gli stessi valori utilizzati per il caso precedente: 2,5 mg/L per i primi cinque reattori aerobici, 2 - 1,5 - 1 mg/L rispettivamente per il sesto, il settimo e l'ottavo.

La Figura 7.14 riporta l'andamento della concentrazione simulata di azoto totale in uscita dal comparto biologico nel caso di controllore proporzionale integrale derivativo (PID) confrontato con il limite di legge allo scarico.

Il limite allo scarico viene in questo caso superato per una durata pari a 100,6 giorni, corrispondente al 27,6% del periodo di valutazione. Il 95esimo percentile della concentrazione di azoto totale è pari a 13,4 mg/L. Analogamente, la Figura 7.15 presenta l'andamento della concentrazione simulata di azoto ammoniacale in uscita dal comparto biologico (95esimo percentile = 0,98 mg/L). Non si rilevano quindi miglioramenti rispetto al caso del controllore PI.



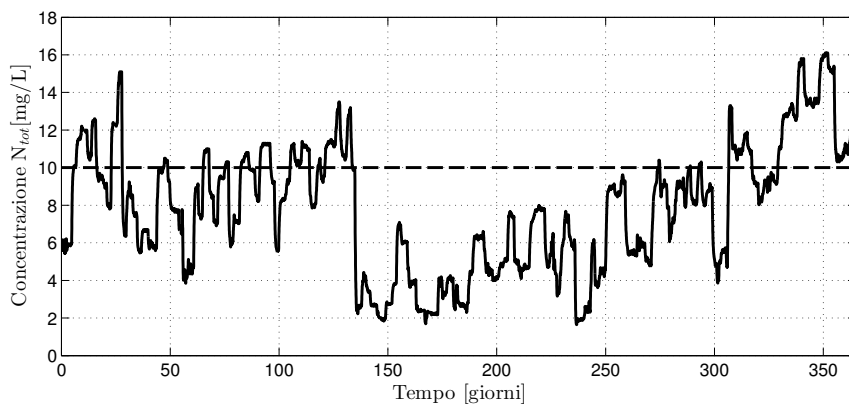


Figura 7.14. Andamento della concentrazione di azoto totale in uscita dal comparto biologico nel caso di controllore proporzionali integrale derivativo (PID).

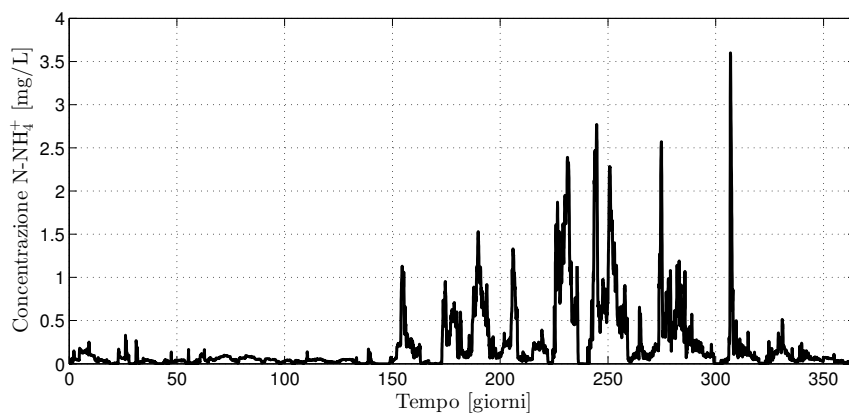
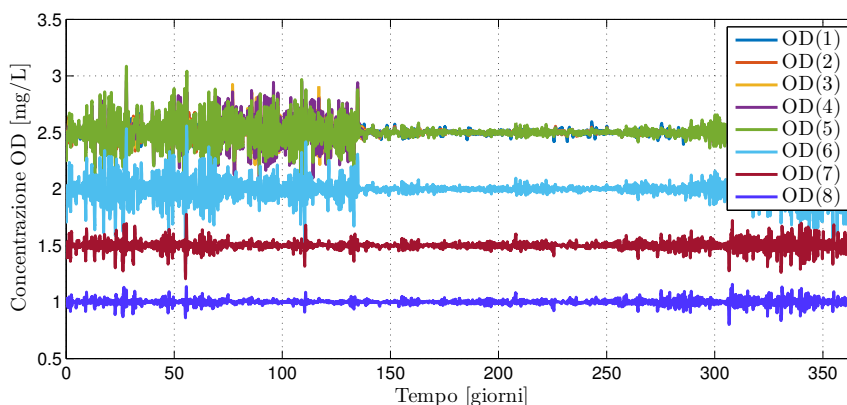


Figura 7.15. Andamento della concentrazione di azoto ammoniacale in uscita dal comparto biologico nel caso di controllore PID.

Anche in questo caso, la variabile controllata (ossigeno disciolto nelle vasche) risulta essere assolutamente coerente con il setpoint di volta in volta impostato. I parametri del controllore sono infatti stati opportunamente tarati: i valori utilizzati per il coefficiente di guadagno proporzionale, la costante di tempo dell'azione integrale e quella dell'azione derivativa sono rispettivamente pari a 30, 0,02 d e 0,002 d. Si è applicato un filtro sull'azione derivativa e la frequenza di cutoff impiegata è pari a  $5.000 \text{ d}^{-1}$ .

Si nota inoltre che, il controllore PID comporta una maggiore oscillazione, seppur molto contenuta in senso assoluto, del valore di ossigeno disciolto attorno al corrispondente setpoint. Ciò deriva dal fatto che l'azione derivativa introdotta con l'utilizzo del controllore PID amplifica i disturbi ad alta frequenza.



**Figura 7.16.** Andamento della concentrazione di ossigeno disciolto negli otto reattori aerobici nel caso di controllore PID a setpoint costante.

Utilizzando un controllore PID, l'indice di qualità dell'effluente EQI assume il valore  $4.726 \text{ kg/d}$ . Per quanto riguarda i costi invece, l'indice OCI risulta pari a  $18.851 \text{ kWh/d}$  e, in particolare, il consumo energetico dovuto all'aerazione è di  $2.113 \text{ kWh/d}$ .

## 7.3.4 Controllore in cascata con logica fuzzy

### 7.3.4.1 Descrizione del controllore Oxyfuzzy

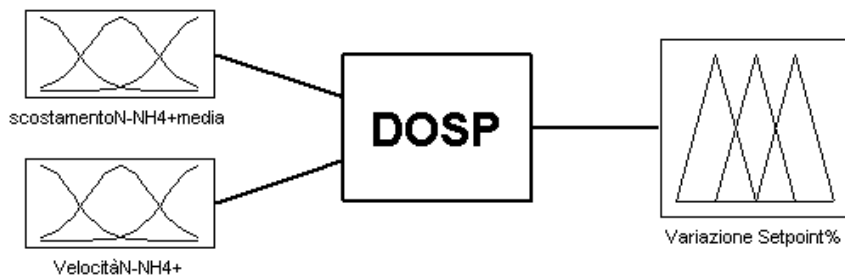
La strategia innovativa per regolazione della portata di aria basata sulla logica fuzzy implementata sul modello dell'impianto studiato è costituita dal brevetto Oxyfuzzy [6–8], che controlla la fornitura di aria sulla base della richiesta effettiva del comparto biologico. Come già anticipato nel Capitolo 6, il controllore è costituito da due moduli:

- modulo DOSP (Dissolved Oxygen Set Point) che, mediante logica fuzzy, calcola in continuo il valore da attribuire al setpoint dell'ossigeno disciolto in funzione dell'ammoniaca in uscita;
- modulo AFR (Air Flow Rate) che, sempre mediante logica fuzzy, regola la portata di aria in modo da minimizzare l'errore tra la concentrazione di ossigeno disciolto misurata nelle vasche e il setpoint calcolato dal precedente modulo.

Il brevetto Oxyfuzzy consente di superare le limitazioni tipiche del controllo con setpoint di ossigeno disciolto costante. Infatti, utilizzando un valore fisso del setpoint si registra spesso un'eccessiva fluttuazione della concentrazione di ammoniaca nell'effluente: durante le ore di basso carico, l'aria immessa è maggiore rispetto a quella necessaria e pertanto il valore di ammoniaca in uscita risulta essere estremamente basso; in situazione di alto carico invece, l'aria fornita potrebbe essere insufficiente e la concentrazione di ammoniaca in uscita potrebbe anche occasionalmente superare il limite consentito allo scarico.

Per assicurare una maggiore stabilità il modulo DOSP utilizza come riferimento un valore medio di ammoniaca. Il modulo riceve in input il valore di concentrazione di ammoniaca misurato ogni 15 minuti e calcola il tasso di variazione su un periodo di 30 minuti e lo scostamento percentuale rispetto ad un valore di riferimento medio di ammoniaca in uscita (fornito come input al controllore). Il modulo fornisce come output un valore di setpoint per l'ossigeno disciolto ogni 15 minuti. La Figura 7.17 presenta lo schema concettuale del modulo DOSP. Le regole fuzzy utilizzate dal modulo DOSP sono 56 e sono ottenute combinando differenti membership

function di tipo gaussiano (MF) degli ingressi. In particolare si hanno 8 MF per lo scostamento rispetto al valore di riferimento, 7 MF per il tasso di variazione e 9 MF per la percentuale di variazione del setpoint di ossigeno disciolto.



**Figura 7.17.** Schema concettuale del modulo per il calcolo del setpoint di ossigeno disciolto del controllore Oxyfuzzy (modulo DOSP).

Il setpoint fornito in uscita dal modulo DOSP viene inviato come ingresso al secondo modulo. Il modulo AFR riceve in ingresso la concentrazione di ossigeno disciolto rilevata nell'ultimo minuto e calcola la corrispondente variazione su un periodo di 12 minuti e lo scostamento percentuale rispetto al valore di riferimento desiderato. L'uscita del modulo AFR è costituita dalla variazione della posizione delle valvole ogni minuto. La Figura 7.18 presenta lo schema concettuale del modulo DOSP. Le regole fuzzy utilizzate dal modulo AFR sono 81 e sono ottenute combinando 6 membership function di tipo gaussiano e 3 trapezoidali per lo scostamento rispetto al valore di riferimento, 6 membership function di tipo gaussiano e 3 trapezoidali per il tasso di variazione e 17 membership function di tipo gaussiano per la variazione della posizione delle valvole.

Per il calcolo della variazione della posizione delle valvole, il controllore utilizza il modulo AFR appena descritto in condizioni di normale funzionamento, mentre applica un modulo denominato SoftAFR quando la concentrazione di ammoniaca misurata all'uscita risulta inferiore a 0,6 mg/L. In queste condizioni infatti l'impianto richiede una variazione meno brusca dei parametri operativi per motivi legati alla stabilità del processo. Questo effetto viene ottenuto andando a modificare opportunamente le regole del controllore fuzzy.

Il controllore implementato in fase di simulazione presenta una differenza rispetto a quello originale brevettato: infatti mentre l'uscita di quest'ultimo è costituita dalla

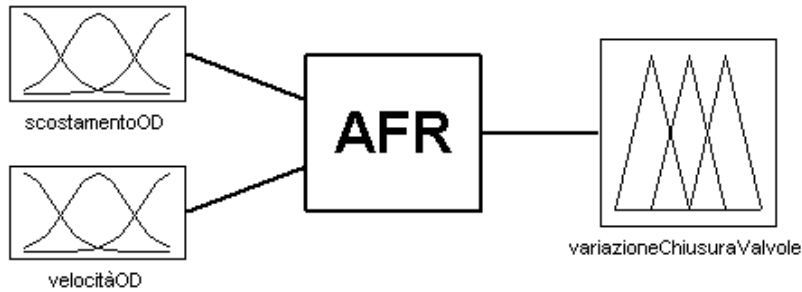


Figura 7.18. Schema concettuale del modulo per il calcolo del setpoint di ossigeno disciolto del controllore Oxyfuzzy (modulo AFR).

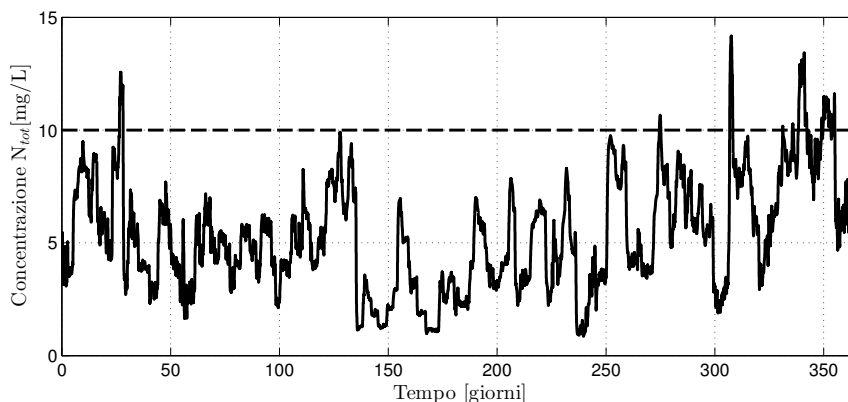
percentuale di variazione dell'apertura delle valvole, il controllore implementato in fase di simulazione fornisce come output la percentuale di variazione della portata di aria. Questa differenza è dovuta al fatto che il software di simulazione utilizzato non consente la modellazione degli attuatori.

Inoltre in questo caso il controllore Oxyfuzzy fornisce in uscita la percentuale di variazione della portata di aria relativamente all'ultimo reattore aerobico, mentre le portate delle altre vasche sono calcolate in modo proporzionale rispetto all'output del controllore, mantenendo tra una vasca e l'altra le stesse proporzioni scelte per il setpoint della concentrazione di OD nei casi di controllore PI e PID.

#### 7.3.4.2 Risultati dell'applicazione del controllore Oxyfuzzy

L'andamento della concentrazione simulata di azoto totale in uscita dal comparto biologico nel caso del controllore in cascata basato su logica fuzzy Oxyfuzzy confrontato con il limite di legge allo scarico è riportato in Figura 7.19.

Con il controllore Oxyfuzzy, il limite viene superato per una durata pari a 13,5 giorni, corrispondente al 3,7% del periodo di valutazione. Il 95esimo percentile della concentrazione di azoto totale è pari a 9,9 mg/L. Si nota quindi che l'implementazione del controllore Oxyfuzzy consente un miglioramento delle prestazioni del sistema; si riduce infatti considerevolmente la durata del periodo in cui la concentrazione di azoto totale supera il limite allo scarico e, parallelamente, si registra



**Figura 7.19.** Andamento della concentrazione di azoto totale in uscita dal comparto biologico nel caso di controllore Oxyfuzzy con setpoint dell'ossigeno variabile in funzione delle effettive condizioni di carico.

una riduzione del 95esimo percentile.

Analogamente, la Figura 7.20 presenta l'andamento della concentrazione simulata di azoto ammoniacale in uscita dal comparto biologico (95esimo percentile = 2,19 mg/L). In questa prima configurazione del controllore Oxyfuzzy, la modalità di suddivisione in classi dell'intervallo di variabilità della concentrazione di azoto ammoniacale per l'applicazione delle regole fuzzy è molto severa, poiché è sufficiente superare il valore di 3 mg/L per ricadere nella classe "insufficiente". Conseguentemente, il controllore opera in modo da mantenere la concentrazione di azoto ammoniacale in uscita dai reattori aerobici a valori molto bassi.

Come descritto nel paragrafo precedente, il controllore Oxyfuzzy determina il valore del setpoint di OD per l'ultimo reattore aerobico sulla base della concentrazione di azoto ammoniacale in uscita. Il grafico in Figura 7.21 mostra come, all'aumentare della concentrazione di azoto ammoniacale, il setpoint di OD determinato dal controllore aumenti per contrastare il suddetto incremento. Per chiarezza si riportano in Figura 7.22 le stesse grandezze riferite al periodo di simulazione compreso tra i giorni 220 e 260.

Nella Figura 7.23 si riporta il confronto tra il setpoint di ossigeno disciolto calcolato dal controllore Oxyfuzzy per la vasca 8 e la corrispondente concentrazione di OD

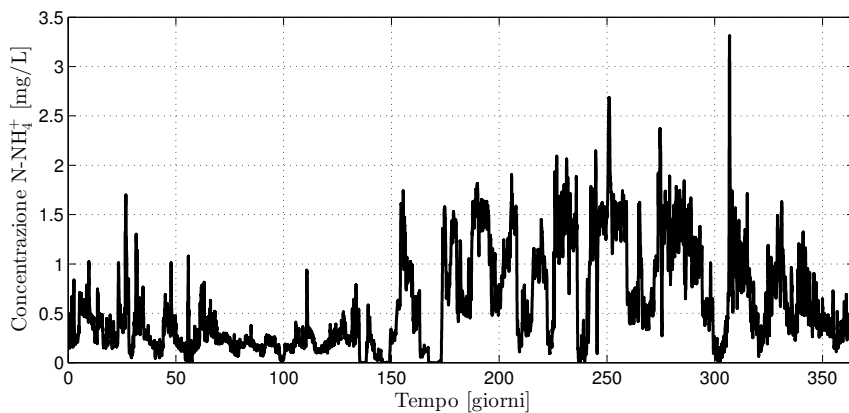


Figura 7.20. Andamento della concentrazione di azoto ammoniacale in uscita dal comparto biologico nel caso di controllore Oxyfuzzy.

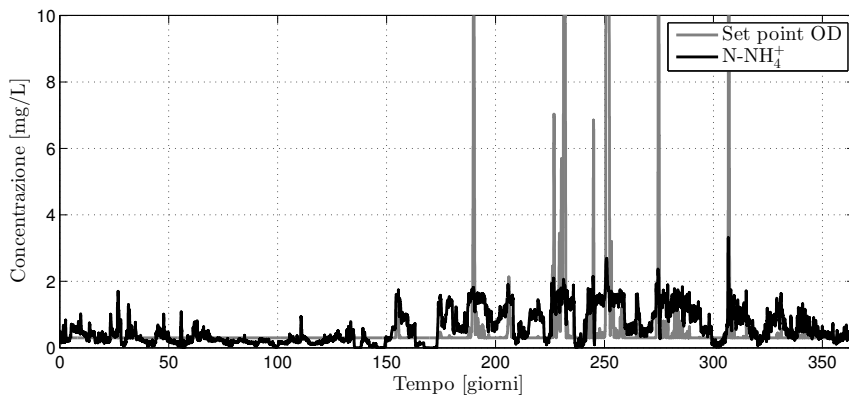
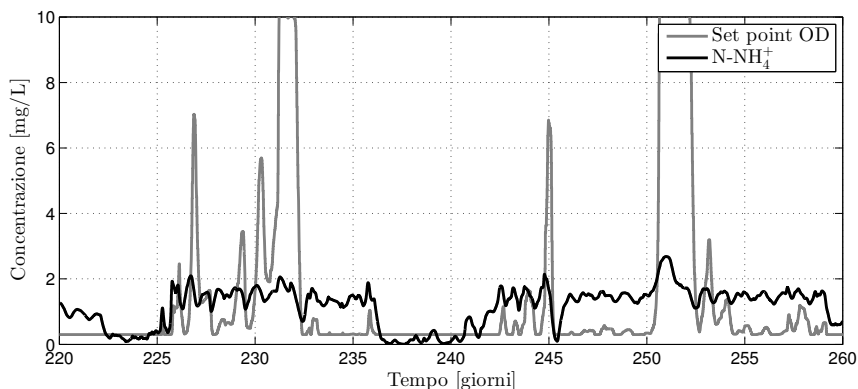


Figura 7.21. Andamento del setpoint di ossigeno disciolto calcolato dal controllore Oxyfuzzy confrontato con la concentrazione di azoto ammoniacale in uscita dal comparto biologico.



**Figura 7.22.** Andamento del setpoint di ossigeno disciolto calcolato dal controllore Oxyfuzzy confrontato con la concentrazione di azoto ammoniacale in uscita dal comparto biologico nell'intervallo compreso tra i giorni 220 e 260.

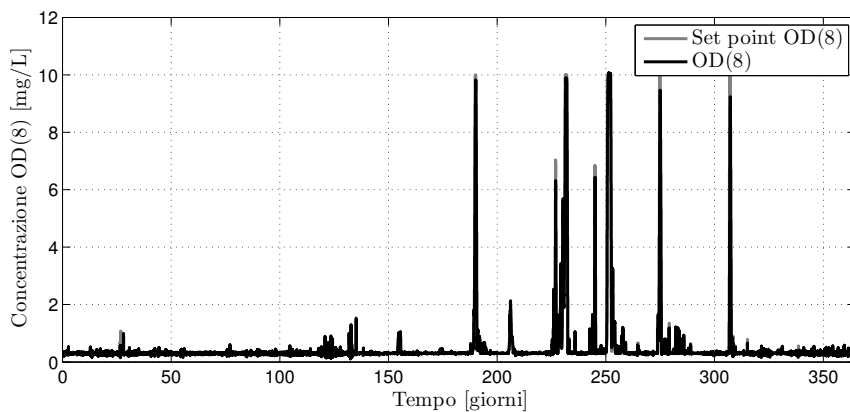
simulata. Si può notare che l'andamento della variabile controllata risulta essere coerente con il setpoint di volta in volta calcolato.

La Figura 7.24 rappresenta l'andamento della concentrazione di ossigeno disciolto in ciascun reattore aerobico.

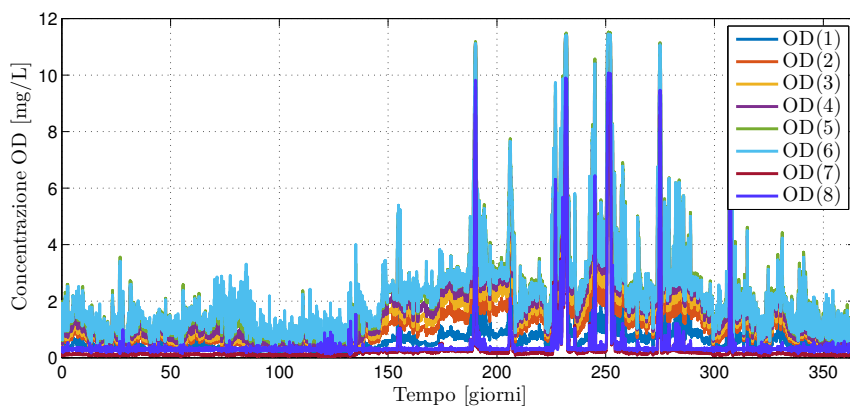
Con l'applicazione del controllore Oxyfuzzy, gli indici EQI e OCI risultano rispettivamente pari a 4.148 kg/d e 18.632 kWh/d. Per quanto riguarda il contributo del consumo energetico dovuto alla fornitura di aria, esso assume un valore pari a 1.774 kWh/d.

Poiché, come già anticipato, questa configurazione del controllore Oxyfuzzy prevede una suddivisione molto rigida per quanto riguarda l'intervallo di variabilità della concentrazione di azoto ammoniacale, le medesime simulazioni sono state condotte andando a modificare la suddivisione in classi per cercare di ottimizzare il controllore. La prima volta si è portato il valore soglia per la classe "insufficiente" a 4 mg/L e la seconda volta a 11 mg/L. I risultati ottenuti sono concettualmente analoghi a quanto appena descritto. Nella Tabella 7.1 si riportano i valori dei principali indici utili al confronto.





**Figura 7.23.** Andamento del setpoint di ossigeno disciolto calcolato dal controllore Oxyfuzzy per la vasca 8 confrontato con la corrispondente concentrazione di OD simulata.



**Figura 7.24.** Andamento della concentrazione di ossigeno disciolto in ciascun reattore aerobico nel caso di controllore Oxyfuzzy.

**Tabella 7.1. Valori dei principali indici ottenuti modificando la suddivisione in classi per la concentrazione di azoto ammoniacale rispetto alla versione originale.**

Indice	Fuzzy limite 4	Fuzzy limite 11
95esimo percentile $N_{tot}$ [mg/L]	9,8	9,6
durata superamento limite $N_{tot}$ [d]	13,3	12,6
% superamento limite $N_{tot}$	3,6	3,4
95esimo percentile $N-NH_4^+$ [mg/L]	2,4	3,2
durata superamento limite $N-NH_4^+$ [d]	0	7,6
% superamento limite $N-NH_4^+$	0	2,1
EQI [kg/d]	4.194	4.334
OCI [kWh/d]	18.576	18.492
AE [kWh/d]	1.713	1.625

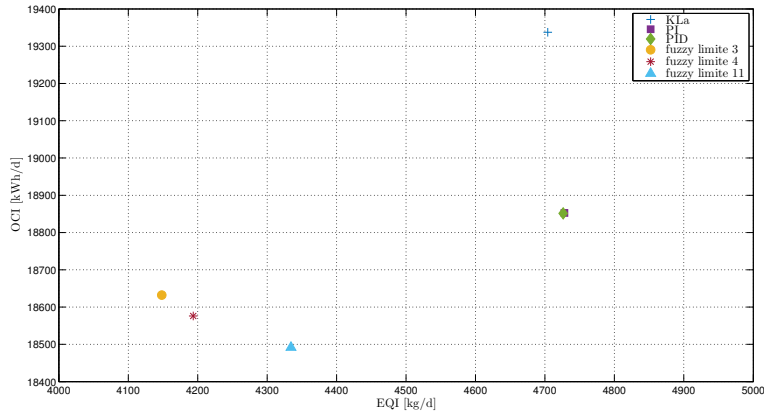
### 7.3.5 Confronto

Come già anticipato, il confronto tra i risultati ottenuti in seguito all'applicazione delle differenti logiche di controllo per la fornitura dell'aria è stato svolto sulla base degli indici di qualità dell'effluente, dei costi operati e della durata dei superamenti dei limiti allo scarico. In Figura 7.25 si riportano i valori assunti dall'EQI e dall'OCI per le differenti strategie simulate.

Secondo questa rappresentazione grafica, le strategie di controllo migliori sono quelle i cui punti si trovano più vicini all'origine degli assi: quella infatti è la condizione alla quale corrisponde il minor grado di inquinamento (minore EQI) ottenuto con il minore costo possibile (minore OCI).

Dal confronto emerge che, rispetto al caso base di fornitura di aria costante ( $K_{La}$ ), l'introduzione di un controllore PI o PID per la gestione del sistema di fornitura dell'aria consente di ottenere solo una modesta riduzione dell'indice dei costi operativi (circa 2,5%), praticamente a parità di qualità dell'effluente. Si nota quindi che l'utilizzo di semplici controllori non sempre consente di ottenere rilevanti risparmi energetici.

Le differenti versioni del controllore Oxyfuzzy implementate in fase di simulazione presentano prestazioni migliori rispetto alle alternative studiate. In particolare,



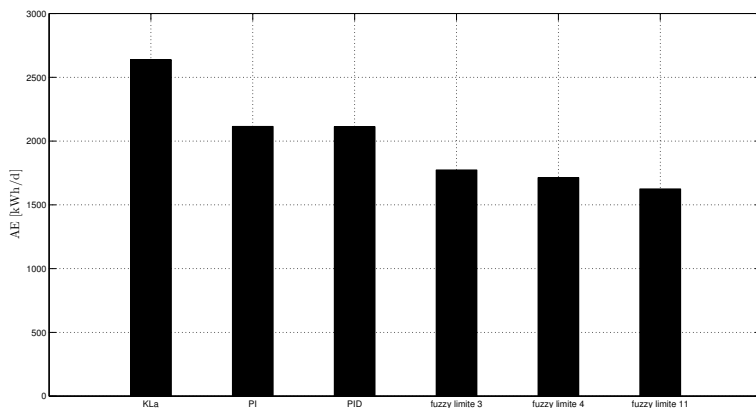
**Figura 7.25.** Rappresentazione grafica dell'indice di qualità dell'effluente (EQI) e dell'indice dei costi operativi (OCI) per le differenti strategie di controllo simulate per la fornitura dell'aria.

confrontando le prestazioni del controllore Oxyfuzzy rispetto al caso base costituito dal controllo tramite fornitura di aria costante, è possibile ottenere un miglioramento della qualità dell'effluente nell'intervallo 8-12% e parallelamente una riduzione dei costi pari a circa 4%. In generale, non si rilevano significative differenze tra le diverse versioni del controllore basato su logica fuzzy.

Come atteso, dall'analisi dei dati relativi all'indice dei costi operativi emerge che, l'unico contributo per il quale si rileva differenza tra una logica e l'altra è quello che rappresenta il consumo energetico dovuto alla fornitura di aria. Infatti, per come sono definiti, gli altri indici non vengono influenzati da questo aspetto.

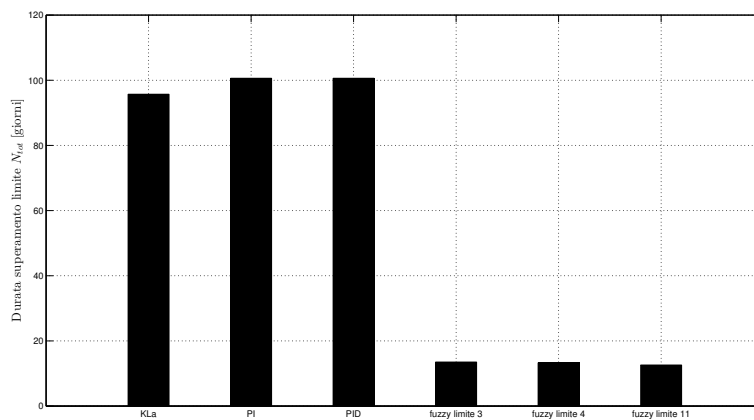
La Figura 7.26 rappresenta il valore assunto dal consumo energetico dovuto all'aerazione per le differenti logiche di controllo simulate. La differenza tra le tre versioni del controllore Oxyfuzzy è pari ad un massimo di 8% se si confrontano i due casi con limite 3 e 11; le differenze sono molto più evidenti confrontando i risultati con quelli ottenuti attraverso l'applicazione delle altre logiche di controllo. La riduzione in termini di consumi energetici dovuti alla fornitura di aria è pari al 33-38% rispetto al caso di fornitura di aria costante, che, come atteso, costituisce la logica di controllo più dispendiosa. In ogni caso, anche confrontando i risultati ottenuti dall'applicazione del controllore Oxyfuzzy con quelli dei controllori tradizionali PI e PID, il risparmio in termini di consumi energetici resta sempre

consistente (16-23%).



**Figura 7.26.** Rappresentazione grafica dei valori assunti dal consumo energetico dovuto alla fornitura di aria per le differenti strategie di controllo simulate.

Analizzando i dati relativi al superamento dei limiti dei diversi inquinanti non si riscontra alcun superamento per quanto riguarda BOD<sub>5</sub>, COD, e SST; importanti differenze emergono invece in termini di azoto totale. Come si può vedere dalla Figura 7.27, le differenze non sono significative tra le diverse versioni del controllore Oxyfuzzy mentre sono evidenti tra quest'ultimo e le altre forme di controllo convenzionali ( $K_L a$  costante, controllore PI e PID). Il controllo basato su logica fuzzy consente infatti di ridurre la durata dei superamenti da circa 100 giorni a circa 13 giorni.



**Figura 7.27.** Durata dei superamenti del limite allo scarico per l'azoto totale (10 mg/L) per le differenti strategie di controllo simulate.



## Capitolo 8

# Risultati preliminari dell'applicazione di una strategia di controllo innovativa per la fornitura di aria ad un impianto a scala reale

Quest'ultimo capitolo ha l'obiettivo di presentare alcuni preliminari risultati riguardanti l'applicazione ad un impianto a scala reale del controllore Oxyfuzzy, di cui nei precedenti capitoli si sono descritti i risultati ottenuti in fase di simulazione.

### 8.1 Descrizione dell'impianto

L'impianto oggetto della sperimentazione è un tradizionale impianto a fanghi attivi dalla potenzialità di 350.000 AE. La linea acque è costituita dalla seguente filiera di trattamento:

- grigliatura;
- sollevamento con coclee;
- grigliatura fine meccanizzata;

- dissabbiatura/disoleatura;
- due vasche di prima pioggia;
- tre sedimentatori primari;
- sollevamento con coclee;
- tre linee biologiche;
- tre sedimentatori secondari di cui solo due in servizio;
- disinfezione finale con cloro e UV.

La linea fanghi è composta dai trattamenti di pre-ispessimento, digestione anaerobica, post-ispessimento e disidratazione.

Da progetto il comparto biologico era suddiviso su tre linee ma nella realtà una di esse viene utilizzata per la stabilizzazione aerobica del fango allo scopo di incrementare la resa del processo di disidratazione che viene effettuato mediante due centrifughe ad elevate prestazioni.

Il processo biologico a fanghi attivi avviene quindi su due linee parallele dal volume complessivo pari a 25.000 m<sup>3</sup>. Ciascuna di esse è suddivisa in una fase di pre-denitrificazione seguita da una fase di nitrificazione. L'aria nei bacini aerati viene erogata da 2 turbosoffianti HV-TURBO (modello KA22SV), alle quali se ne aggiunge una di riserva, di capacità unitaria massima pari a 20.000 Nm<sup>3</sup>/h, per un totale di 60.000 Nm<sup>3</sup>/h. In ciascuna vasca sono installati 3.120 diffusori a bolle fini, tipo NOPOL HKL 215, con diametro compreso tra 1 e 3 mm.

Il sistema tradizionale originariamente installato per il controllo della fornitura di aria si basa sulla misura della concentrazione di ossigeno disciolto nelle vasche di aerazione, il cui valore viene confrontato con un setpoint fisso di OD, senza tenere in considerazione le effettive performance del processo di nitrificazione e la variabilità del carico influente.

L'impianto oggetto della sperimentazione costituisce una delle utenze più energivore del Servizio Idrico Integrato di cui fa parte; in particolare, i consumi energetici relativi alla fase di aerazione rappresentano circa il 55% dei consumi totali. La riduzione dei consumi in questa fase implicherebbe quindi un cospicuo risparmio per il gestore.



Per questa ragione si è deciso di installare il controllore Oxyfuzzy [6–8] che costituisce una strategia innovativa, basata sulla logica fuzzy, per il controllo della fornitura di aria. Come già descritto nel Capitolo 7, il controllore si basa sull'idea di fornire la quantità di aria effettivamente necessaria sulla base della richiesta del processo di nitrificazione. Il sistema prevede l'integrazione della misura on-line della concentrazione di OD con quella di ammoniacale. Attraverso queste informazioni si determina con la logica fuzzy il setpoint dell'ossigeno disciolto adattato in continuo alle effettive condizioni di carico. Come noto, ciò consente una maggiore stabilità di processo ed un più efficace controllo. Parallelamente è possibile limitare il quantitativo di aria all'ammontare effettivamente necessario, evitando quindi inutili sprechi e riducendo conseguentemente i consumi energetici e i relativi costi.

La principali componenti del controllore Oxyfuzzy che sono state installate presso ognuna della due linee biologiche dell'impianto sono le seguenti: un misuratore on-line della concentrazione di azoto ammoniacale nell'effluente, due ossimetri posizionati rispettivamente nella sezione intermedia e in quella di uscita del reattore biologico, un sistema per l'acquisizione dei dati e l'elaborazione, il controllore fuzzy vero e proprio e un attuatore che apre/chiude la valvola per regolare la portata di aria.

Il controllore fuzzy installato è costituito da due moduli, secondo la struttura descritta nel Capitolo 7. Il primo modulo calcola il setpoint dell'ossigeno disciolto come la concentrazione di ossigeno necessaria a mantenere l'ammoniaca in uscita all'interno del range predefinito; il secondo modulo regola l'apertura delle valvole per la fornitura di aria in modo da garantire che la concentrazione di ossigeno nel comparto aerato sia prossima al valore di riferimento calcolato dal modulo precedente. In seguito all'installazione, il controllore fuzzy è stato opportunamente tarato dal punto di vista della definizione delle regole, della forma delle membership function e della tempistica dell'azione di controllo, in modo da adeguarsi alle caratteristiche specifiche dell'impianto. Inoltre, il sistema è stato calibrato con l'obiettivo di garantire che la concentrazione di azoto ammoniacale nell'effluente non superasse il valore di 10 mg/L, scelto a favore di sicurezza inferiore rispetto al limite di legge che l'impianto deve rispettare pari a 15 mgNH<sub>4</sub><sup>+</sup>/L.

## 8.2 Risultati dell'applicazione del controllore fuzzy

Nel periodo della sperimentazione si sono monitorate le rese del processo biologico, la concentrazione di ossigeno disciolto in vasca e altri parametri che descrivono il funzionamento del controllore Oxyfuzzy.

Le Figure 8.1, 8.2 e 8.3 descrivono l'andamento dei parametri rappresentativi del controllore in tre diversi giorni di funzionamento tipico. In particolare, sono state monitorate le concentrazioni di ossigeno disciolto e azoto ammoniacale, il setpoint di OD calcolato dal primo modulo del controllore, il setpoint della posizione della valvola determinato dal secondo modulo dell'Oxyfuzzy, il posizionamento effettivo della valvola e infine la portata di aria.

Per l'analisi dei dati si sono scelti tre giorni caratterizzati da tre differenti condizioni di carico:

1. basso carico in ingresso stabile per tutta la giornata (Figura 8.1);
2. basso carico in ingresso con incremento per un periodo limitato (Figura 8.2);
3. carico in ingresso stabilmente più elevato (Figura 8.3).

Dall'analisi dei risultati emerge una buona efficienza del sistema di controllo in diverse condizioni di carico: infatti, indipendentemente dalla variabilità del carico influente, la concentrazione di ossigeno disciolto e la posizione della valvola assumono sempre valori molto prossimi ai corrispondenti setpoint determinati dal controllore.

Inoltre, per tutte le condizioni prese in considerazione l'ammoniaca viene sempre mantenuta ampiamente entro la soglia stabilita e il sistema raggiunge gli obiettivi di controllo senza indurre oscillazioni indesiderate in relazione alla fornitura dell'aria in vasca (apertura/chiusura valvola), come accade nei sistemi a setpoint costante. Dalla Figura 8.4 si può notare che il controllore permette di ottenere andamenti simili in termini di concentrazioni di azoto ammoniacale in uscita dalle due vasche, nonostante una marcata differenza nella quantità di aria richiesta dalle due linee.

Per valutare meglio i benefici introdotti dall'implementazione del controllore Oxyfuzzy si riporta in Figura 8.5 l'andamento tipico assunto dalle variabili di processo

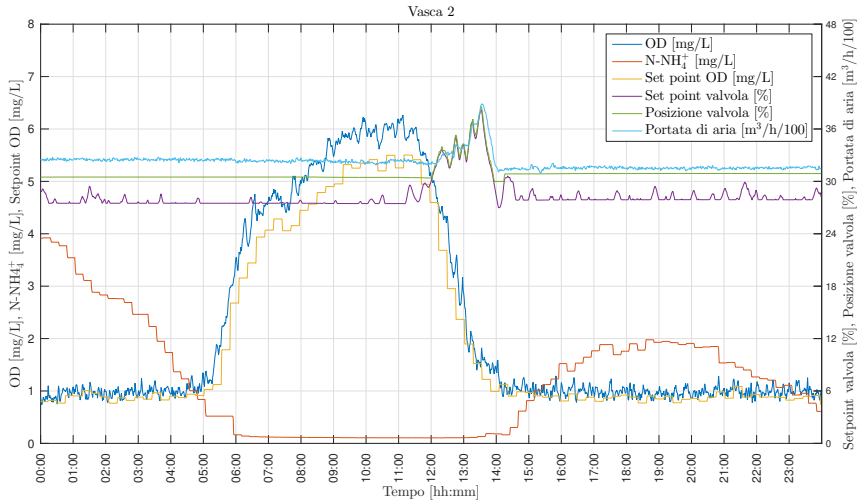


Figura 8.1. Andamento delle variabili che consentono di valutare il funzionamento del controllore nel caso di basso carico in ingresso stabile per tutta la giornata.

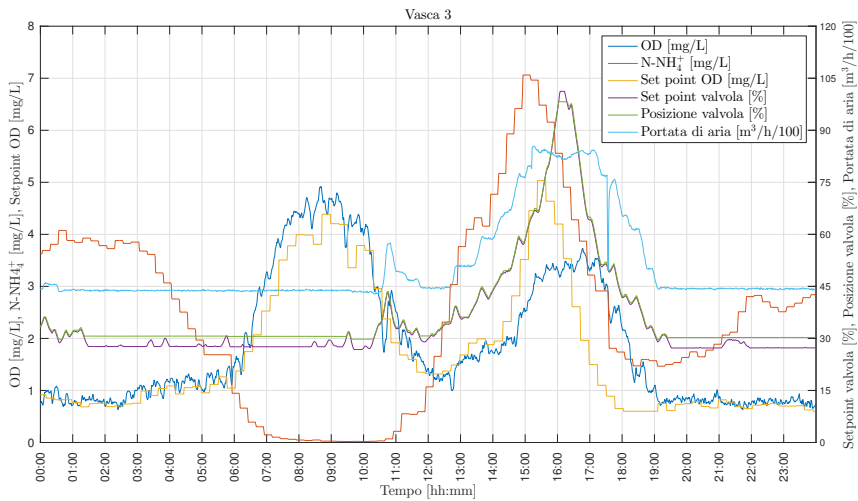


Figura 8.2. Andamento delle variabili che consentono di valutare il funzionamento del controllore nel caso di basso carico in ingresso con incremento per un periodo limitato nel corso della giornata.

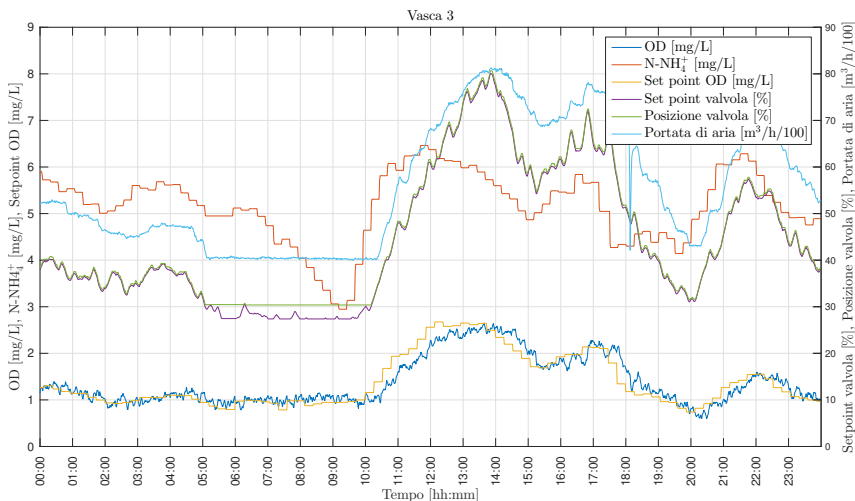


Figura 8.3. Andamento delle variabili che consentono di valutare il funzionamento del controllore nel caso di carico in ingresso stabilmente più elevato per tutta la giornata.

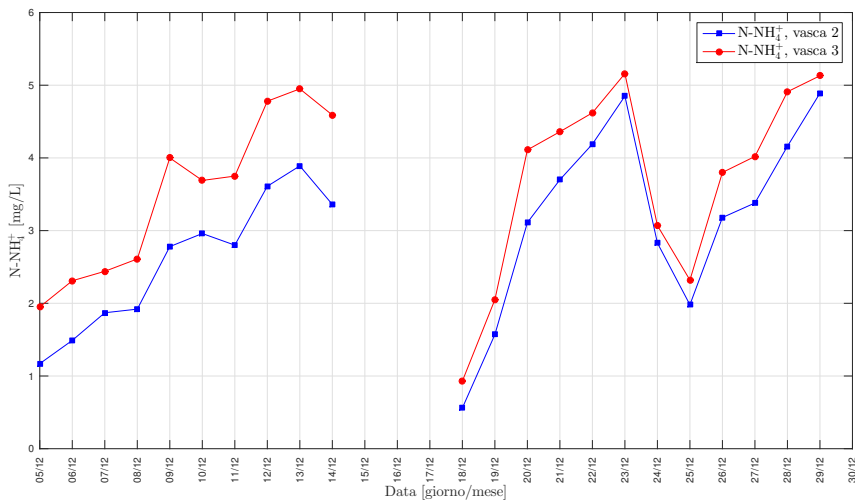
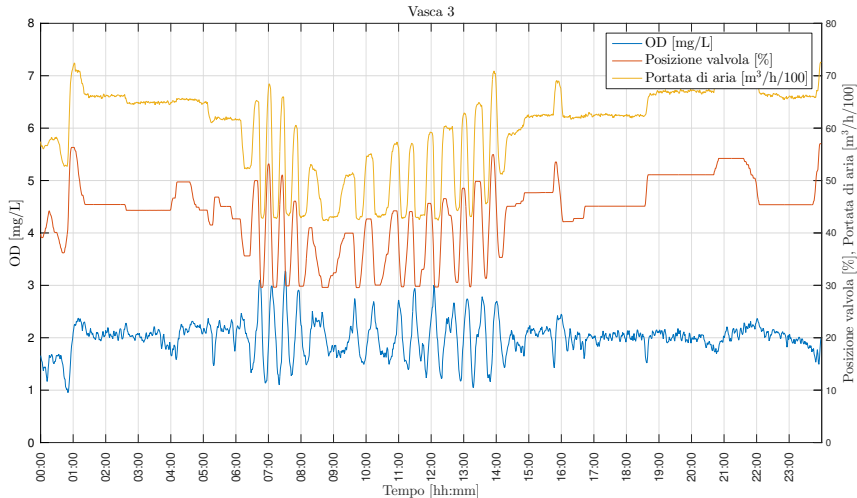


Figura 8.4. Andamento della concentrazione di ammoniaca in uscita dalle due linee del comparto a fanghi attivi per un periodo di un mese.

rilevato in un giorno di funzionamento tipico del controllore tradizionale con setpoint fisso a 2 mg/L. Come si può vedere, il sistema presenta marcate oscillazioni che non garantiscono la stabilità del processo; al contrario, con l'installazione del controllore Oxyfuzzy si è ridotta sia l'ampiezza che la frequenza delle oscillazioni.



**Figura 8.5.** Andamento oscillatorio assunto dalle variabili di processo nel caso di controllore a setpoint fisso pari a 2 mg/L.

### 8.3 I consumi energetici per la fornitura di aria

Parallelamente ai dati già descritti nel paragrafo precedente, nel corso della sperimentazione si sono registrati anche i consumi energetici dell'impianto con lo scopo di confrontare i consumi nel periodo di applicazione del controllore Oxyfuzzy con quelli del periodo antecedente l'implementazione del sistema innovativo per la fornitura di aria nel comparto biologico.

Le performance del sistema di regolazione Oxyfuzzy sono state valutate comparando la potenza assorbita in due mesi consecutivi relativi a due anni a loro volta consecutivi: i dati del primo anno sono relativi al controllore a setpoint fisso di OD mentre quelli del secondo al sistema Oxyfuzzy. I consumi energetici sono inoltre stati normalizzati rispetto al carico organico influente/rimosso e alla portata

trattata. La tabella 8.1 riassume i risultati del confronto tra le prestazioni dei due sistemi.

**Tabella 8.1. Consumi energetici per la fornitura di aria: confronto tra controllore tradizionale e sistema Oxyfuzzy effettuato su valori riferiti a due mesi consecutivi di due anni differenti. (\*) nel calcolo si è ipotizzata una produzione specifica di COD pari a 110 g/(AD d)**

	<b>Controllore tradizionale</b>	<b>Oxyfuzzy</b>
COD <sub>in</sub> [kg/d]	23.025	29.953
	23.737	27.328
COD <sub>rimosso</sub> [kg/d]	20.604	28.070
	20.304	25.818
Portata trattata [m <sup>3</sup> /d]	75.315	97.130
	79.572	83.278
Energia consumata [kWh/d]	12.589	8.785
	11.705	9.159
Energia consumata specifica(*) [kWh/(AE a)]	22	12
	20	13
Energia consumata specifica [kWh/m <sup>3</sup> ]	0,17	0,09
	0,15	0,11
Energia consumata specifica [kWh/kgCOD <sub>rimosso</sub> ]	0,61	0,31
	0,58	0,35

Dall'analisi dei risultati emerge che, grazie all'implementazione del controllore basato su logica fuzzy, i consumi energetici sono stati ridotti in un range compreso tra il 22 e il 30%. In particolare, se si considera il rapporto tra l'energia assorbita e il carico di COD rimosso, si ottiene una riduzione del 40-50%. Sulla base di questi risultati, il tempo di ritorno stimato per l'investimento iniziale necessario per l'implementazione dell'intero sistema di controllo risulta essere inferiore a due anni.

## Conclusioni

Il presente lavoro di ricerca si è inserito nell'ambito della tematica riguardante la gestione intelligente degli impianti di depurazione ottenuta attraverso l'automazione di processo. In questo contesto, è stata svolta un'approfondita analisi della letteratura scientifica per ottenere una panoramica delle differenti alternative per il controllo di processo studiate a livello di ricerca. Parallelamente, è stata condotta un'indagine sul territorio nazionale in merito alla diffusione presso gli impianti di trattamento delle acque reflue urbane del monitoraggio in continuo e dell'automazione di processo in modo da identificare le discrepanze tra quanto studiato in letteratura e le applicazioni pratiche diffuse alla scala reale.

Lo scopo principale del lavoro di ricerca descritto nella presente tesi era quello di valutare i benefici apportati dall'applicazione di differenti logiche di controllo per la fornitura di aria nel comparto biologico in termini di incremento dell'efficienza di un impianto di trattamento delle acque reflue, sia per quanto riguarda la qualità dell'effluente che i costi di gestione. Per questa ragione si sono testate in fase di simulazione differenti soluzioni per la regolazione della fornitura di aria: in particolare ci si è concentrati sul confronto tra i benefici derivanti dall'utilizzo di una strategia di controllo innovativa basata sulla logica fuzzy e quelli dei sistemi di regolazione tradizionali.

La strategia innovativa per regolazione della portata di aria basata sulla logica fuzzy implementata è costituita dal brevetto Oxyfuzzy [6–8], che controlla la fornitura di aria sulla base della richiesta effettiva del comparto biologico. Il controllore è costituito da due moduli: il modulo DOSP (Dissolved Oxygen Set Point) che, mediante logica fuzzy, calcola in continuo il valore da attribuire al setpoint dell'ossigeno disciolto in funzione dell'ammoniaca in uscita; il modulo AFR (Air Flow

Rate) che, sempre mediante logica fuzzy, regola la portata di aria in modo da minimizzare l'errore tra la concentrazione di ossigeno disciolto misurata nelle vasche e il setpoint calcolato dal precedente modulo.

Il brevetto Oxyfuzzy consente di superare le limitazioni tipiche del controllo con setpoint di ossigeno disciolto costante. Infatti, utilizzando un valore fisso del setpoint si registra spesso un'eccessiva fluttuazione della concentrazione di ammoniacca nell'effluente: durante le ore di basso carico, l'aria immessa è maggiore rispetto a quella necessaria e pertanto il valore di ammoniacca in uscita risulta essere estremamente basso, il che comporta consumi energetici (i.e. costi) non giustificati dalle esigenze del processo; in situazione di alto carico invece, l'aria fornita potrebbe insufficiente e la concentrazione di ammoniacca in uscita potrebbe anche occasionalmente superare il limite consentito allo scarico.

Il controllore Oxyfuzzy è stato testato in fase di simulazione sia su uno scenario standard (procedura Benchmark Simulation Model [28]) che sul modello, sviluppato nell'ambito dell'attività di ricerca, di un impianto reale. In entrambi i casi, la strategia di controllo innovativa basata sulla logica fuzzy ha mostrato risultati promettenti rispetto ai sistemi tradizionali di regolazione della fornitura di aria.

Nel caso dello scenario standard si è registrato miglioramento della qualità dell'effluente nel range 4-12% e una parallela riduzione dei costi operativi nell'intervallo 3-11% rispetto alle altre strategie di controllo simulate. In particolare la riduzione dei consumi dovuti alla fase di aerazione ha subito una riduzione compresa tra 3 e 24%.

I risultati ottenuti dall'applicazione del controllore Oxyfuzzy al modello di un impianto reale mostrano che rispetto al caso base costituito dal controllo tramite fornitura di aria costante, è possibile ottenere un miglioramento della qualità dell'effluente nell'intervallo 8-12% e, parallelamente, una riduzione dei costi pari a circa 4%. La riduzione in termini di consumi energetici dovuti alla fornitura di aria è pari al 33-38% rispetto al caso di fornitura di aria costante e al 16-23% rispetto all'applicazione di controllori tradizionali PI e PID.

Infine, questi promettenti risultati ottenuti in fase di simulazione sono stati ampiamente confermati dall'analisi dei risultati preliminari derivanti dall'implementazione del brevetto Oxyfuzzy presso un impianto a scala reale. In questo caso infatti, i consumi energetici sono stati ridotti in un range compreso tra il 22 e il



30%.

Il lavoro di ricerca svolto ha quindi consentito di mettere in evidenza i benefici conseguibili grazie all'applicazione di una strategia di controllo innovativa, basata sulla logica fuzzy, per la fornitura di aria nel comparto biologico di un impianto di trattamento delle acque reflue, rispetto all'utilizzo di convenzionali algoritmi di regolazione.



## Riferimenti bibliografici

- [1] Alvarez-Ramirez, J., Meraz, M., Monroy, O. e Velasco, A. 2002. Feedback control design for an anaerobic digestion process. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology* 77 (6), 725–734. DOI: 10.1002/jctb.609.
- [2] Åmand, L. e Carlsson, B. 2012. Energy efficient ammonium feedback control. In: *Conference on New Developments in IT & Water*.
- [3] Åmand, L., Olsson, G. e Carlsson, B. 2013. Aeration control - a review. *Water Science & Technology* 67 (11), 2374–2398. DOI: <http://dx.doi.org/10.2166/wst.2013.139>.
- [4] Antonelli, R., Harmand, J., Steyer, J.-P. e Astolfi, A. 2003. Set-point regulation of an anaerobic digestion process with bounded output feedback. *IEEE Transactions on Control Systems Technology* 11 (4), 495–504. DOI: 10.1109/TCST.2003.813376.
- [5] Automation of water resource recovery facilities. Manual of practice No. 21. 2013. Water Environment Federation.
- [6] Baroni, P., Bertanza, G., Collivignarelli, C. e Zambarda, V. Domanda di brevetto europeo n. 05010111.2, depositata il 10.05.2005 a nome: Università degli Studi di Brescia. “Method and device for controlling the biological process in waste-water treatment plants”.
- [7] Baroni, P., Bertanza, G., Collivignarelli, C. e Zambarda, V. Domanda di brevetto per invenzione industriale N. MI2004A000977, depositata il 17 maggio 2004 a nome: Università degli Studi di Brescia, “Metodo e dispositivo per il controllo del processo biologico in impianti di depurazione”.
- [8] Baroni, P., Bertanza, G., Collivignarelli, C. e Zambarda, V. 2006. Process improvement and energy saving in a full scale wastewater treatment plant:

- Air supply regulation by a fuzzy logic system. *Environmental Technology* 27 (7), 733–746. DOI: 10.1080/09593332708618689.
- [9] Batstone, D.J., Keller, J., Angelidaki, I., Kalyuzhnyi, S.V., Pavlostathis, S.G., Rozzi, A., Sanders, W.T.M., Siegrist, H. e Vavilin, V.A. 2002. Anaerobic Digestion Model No. 1 (ADM1). IWA Scientific and Technical Report No.13. IWA Publishing.
- [10] Beltrán, S., Irizar, I. e Ayesa, E. 2015. Instrumentation, monitoring and real-time control strategies for efficient sewage treatment plant operation. In: *Sewage Treatment Plants. Economic Evaluation of Innovative Technologies for Energy Efficiency*, IWA Publishing. Cap. 10.
- [11] Bernard, O., Polit, M., Hadj-Sadok, Z., Pengov, M., Dochain, D., Estaben, M. e Labat, P. 2001. Advanced monitoring and control of anaerobic wastewater treatment plants: Software sensors and controllers for an anaerobic digester. *Water Science and Technology* 43 (7), 175–182.
- [12] Bolzern, P., Scattolini, R. e Schiavoni, N. 2015. *Fondamenti di controlli automatici*. McGraw-Hill.
- [13] Brandt, M., Middleton, R., Wheale, G. e Schulting, F. 2011. Energy efficiency in the water industry, a global research project. *Water Practice & Technology* 6 (2). DOI: 10.2166/wpt.2011.028.
- [14] Brdys, M.A. e Diaz-Maiquez, J. 2002. Application of fuzzy model predictive control to the dissolved oxygen concentration tracking in an activated sludge process. In: *Proceedings of the 15th IFAC World Congress*.
- [15] Brdys, M.A., Grochowski, M., Gminski, T., Konarczak, K. e Drewa, M. 2008. Hierarchical predictive control of integrated wastewater treatment systems. *Control Engineering Practice* 16 (6), 751–767. DOI: 10.1016/j.conengprac.2007.01.008.
- [16] Brdys, M.A. e Konarczak, K. 2001. Dissolved oxygen control for activated sludge processes. In: *Proceedings of the 9th IFAC/IFORS/IMACS/IFIP Symposium on Large Scale Systems: Theory & Applications*.
- [17] Chotkowski, W., Brdys, M.A. e Konarczak, K. 2005. Dissolved oxygen control for activated sludge processes. *International Journal of Systems Science* 36 (12), 727–736. DOI: 10.1080/00207720500218866.
- [18] Cord-Ruwisch, R., Merz, T.I., Hoh, C.-Y. e Strong, G.E. 1997. Dissolved hydrogen concentration as an on-line control parameter for the automated operation and optimization of anaerobic digesters. *Biotechnology and Bioen-*

- gineering 56 (6), 626–634. DOI: 10.1002/(SICI)1097-0290(19971220)56:6<626::AID-BIT5>3.0.CO;2-P.
- [19] Decreto legislativo 3 aprile 2006, n. 152. Norme in materia ambientale. Gazzetta Ufficiale della Repubblica Italiana, n.88 del 14 aprile 2006, supplemento ordinario n.96.
- [20] Ekman, M. 2008. Bilinear black-box identification and MPC of the activated sludge process. *Journal of Process Control* 18 (7-8), 643–653. DOI: 10.1016/j.jprocont.2007.12.006.
- [21] Energy conservation in wastewater treatment facilities. Manual of Practice No. 32. 2009. Water Environment Federation.
- [22] Estaben, M., Polit, M. e Steyer, J.P. 1997. Fuzzy control for an anaerobic digester. *Control Engineering Practice* 5 (9), 1303–1310. DOI: 10.1016/S0967-0661(97)84369-9.
- [23] Finzi, G., Pirovano, G. e Volta, M.L. 2000. Gestione della qualità dell'aria. Modelli di simulazione e previsione. Collana di istruzione scientifica: Serie di ambiente e territorio. McGraw-Hill.
- [24] Garcia, C., Molina, F., Roca, E. e Lema, J.M. 2007. Fuzzy-based control of an anaerobic reactor treating wastewaters containing ethanol and carbohydrates. *Industrial and Engineering Chemistry Research* 46 (21), 6707–6715. DOI: 10.1021/ie0617001.
- [25] Gerkšič, S., Vrečko, D. e Hvala, N. 2006. Improving oxygen concentration control in activated sludge process with estimation of respiration and scheduling control. *Water Science and Technology* 53 (4-5), 283–291. DOI: 10.2166/wst.2006.133.
- [26] Gernaey, Krist V., Flores-Alsina, Xavier, Rosen, Christian, Benedetti, Lorenzo e Jeppsson, Ulf. 2011. Dynamic influent pollutant disturbance scenario generation using a phenomenological modelling approach. *Environmental Modelling & Software* 26 (11), 1255–1267. DOI: <http://dx.doi.org/10.1016/j.envsoft.2011.06.001>.
- [27] Gernaey, Krist V, Loosdrecht, Mark C.M van, Henze, Mogens, Lind, Morten e Jørgensen, Sten B. 2004. Activated sludge wastewater treatment plant modelling and simulation: state of the art. *Environmental Modelling & Software* 19 (9), 763–783. DOI: <http://dx.doi.org/10.1016/j.envsoft.2003.03.005>.

- 
- [28] Gernaey, K.V., Jeppsson, U., Vanrolleghem, P.A. e Copp, J.B., cur. 2014. Benchmarking of control strategies for wastewater treatment plants. Scientific and Technical Report No.23. IWA Publishing.
- [29] Guerrero, J., Guisasola, A., Vilanova, R. e Baeza, J.A. 2011. Improving the performance of a WWTP control system by model-based setpoint optimisation. *Environmental Modelling and Software* 26 (4), 492–497. DOI: 10.1016/j.envsoft.2010.10.012.
- [30] Gujer, W., Henze, M., Mino, T. e Loosdrecht, M.C.M. van. 1999. Activated Sludge Model No.3. *Water Science & Technology* 39 (1), 183–193.
- [31] Henze, M., Grady, Jr.C.P.L., Gujer, W., Marais, G.v.R. e Matsuo, T. 1987. Activated Sludge Model No.1. IAWPRC Scientific and Technical Report No.1. IWA Publishing.
- [32] Henze, M., Gujer, W., Mino, T. e Loosdrecht, M.C.M. van. 2000. Activated Sludge Models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3. IAWQ Scientific and Technical Report No.9. IWA Publishing.
- [33] Henze, M., Gujer, W., Mino, T., Matsuo, T., Wentzel, M.C. e Marais, G.v.R. 1995. Activated Sludge Model No.2. IAWQ Scientific and Technical Report No.3. IWA Publishing.
- [34] Henze, M., Gujer, W., Mino, T., Matsuo, T., Wentzel, M.C. e Marais, G.v.R. 1999. Activated Sludge Model No.2d. *Water Science & Technology* 39 (1), 165–182.
- [35] Holenda, B. 2007. Development of modelling, control and optimization tools for the activated sludge process. Tesi di dott. Doctoral School of Chemical Engineering, University of Pannonia. Veszprém, Hungary.
- [36] Holenda, B., Domokos, E., Rédey, A. e Fazakas, J. 2008. Dissolved oxygen control of the activated sludge wastewater treatment process using model predictive control. *Computers and Chemical Engineering* 32 (6), 1278–1286. DOI: 10.1016/j.compchemeng.2007.06.008.
- [37] Inc., Hydromantis Environmental Software Solutions. 2015. GPS-X Technical Reference.
- [38] Ingildsen, P. 2002. Realising full-scale control in wastewater treatment systems using in-situ nutrient sensors. Tesi di dott. Department of Industrial Electrical Engineering e Automation (IEA), Lund University. Lund, Sweden.

- [39] Ingildsen, P. e Wendelboe, H. 2003. Improved nutrient removal using in situ continuous on-line sensors with short response time. *Water Science and Technology* 48 (1), 95–102.
- [40] Instrumentation, control and automation in wastewater systems. Scientific and Technical Report No. 15. 2013. International Water Association.
- [41] Jeppsson, U., Alex, J., Pons, M.N., Spanjers, H. e Vanrolleghem, P.A. 2002. Status and future trends of ICA in wastewater treatment - A European perspective. *Water Science and Technology* 45 (4-5), 485–494.
- [42] Krause, K., Böcker, K. e Londong, J. 2002. Simulation of a nitrification control concept considering influent ammonium load. *Water Science and Technology* 45 (4-5), 413–420.
- [43] Liu, J., Olsson, G. e Mattiasson, B. 2004. Control of an anaerobic reactor towards maximum biogas production. *Water Science and Technology* 50 (11), 189–198.
- [44] Mailleret, L., Bernard, O. e Steyer, J.-P. 2004. Nonlinear adaptive control for bioreactors with unknown kinetics. *Automatica* 40 (8), 1379–1385. DOI: 10.1016/j.automatica.2004.01.030.
- [45] Méndez-Acosta, H.O., Steyer, J.P., Femat, R. e González-Alvarez, V. 2007. Robust nonlinear control of a pilot-scale anaerobic digester. *Lecture Notes in Control and Information Sciences* 361, 165–199. DOI: 10.1007/978-3-540-73188-7\_6.
- [46] Meyer, U. e Pöpel, H.J. 2003. Fuzzy-control for improved nitrogen removal and energy saving in WWT-plants with pre-denitrification. *Water Science and Technology* 47 (11), 69–76.
- [47] Olsson, G. 2012. ICA and me – A subjective review. *Water Research* 46 (6), 1585–1624. DOI: <http://dx.doi.org/10.1016/j.watres.2011.12.054>.
- [48] Olsson, G. 2013. Process control. In: *Tuning biological nutrient removal plants*, IWA Publishing. Cap. 10.
- [49] Ostace, G.S., Baeza, J.A., Guerrero, J., Guisasola, A., Cristea, V.M., Agachi, P.Ş. e Lafuente, J. 2013. Development and economic assessment of different WWTP control strategies for optimal simultaneous removal of carbon, nitrogen and phosphorus. *Computers and Chemical Engineering* 53, 164–177. DOI: 10.1016/j.compchemeng.2013.03.007.
- [50] Ostace, G.S., Cristea, V.M. e Agachi, P.Ş. 2011. Cost reduction of the wastewater treatment plant operation by MPC based on modified ASM1 with

- two-step nitrification/denitrification model. *Computers and Chemical Engineering* 35 (11), 2469–2479. DOI: 10.1016/j.compchemeng.2011.03.031.
- [51] Otterpohl, R. 1995. *Dynamische simulation zur unterstützung der planung und des betriebes von kommunalen kläranlagen*. Tesi di dott. TU Aachen, Germany.
- [52] Piotrowski, R., Brdys, M.A., Konarczak, K., Duzinkiewicz, K. e Chotkowski, W. 2008. Hierarchical dissolved oxygen control for activated sludge processes. *Control Engineering Practice* 16 (1), 114–131. DOI: 10.1016/j.conengprac.2007.04.005.
- [53] Rieger, L., Jones, R., Dold, P. e Bott, C. 2012. Myths about ammonia feedforward aeration control. In: *WEFTEC.12*.
- [54] Rodríguez, J., Ruiz, G., Molina, F., Roca, E. e Lema, J.M. 2006. A hydrogen-based variable-gain controller for anaerobic digestion processes. *Water Science and Technology* 54 (2), 57–62. DOI: 10.2166/wst.2006.486.
- [55] Rosso, D., Larson, L.E. e Stenstrom, M.K. 2008. Aeration of large-scale municipal wastewater treatment plants: State of the art. *Water Science and Technology* 57 (7), 973–978. DOI: 10.2166/wst.2008.218.
- [56] Sahlmann, C., Libra, J.A., Schuchardt, A., Wiesmann, U. e Gnirss, R. 2004. A control strategy for reducing aeration costs during low loading periods. *Water Science and Technology* 50 (7), 61–68.
- [57] Sanchez, A. e Katebi, M.R. 2003. Predictive control of dissolved oxygen in an activated sludge wastewater treatment plant. In: *Proceedings of the European Control Conference ECC'2003*.
- [58] Santín, I., Pedret, C. e Vilanova, R. 2015. Fuzzy Control and Model Predictive Control Configurations for Effluent Violations Removal in Wastewater Treatment Plants. *Industrial and Engineering Chemistry Research* 54 (10), 2763–2775. DOI: 10.1021/ie504079q.
- [59] Shen, W., Chen, X. e Corriou, J.P. 2008. Application of model predictive control to the BSM1 benchmark of wastewater treatment process. *Computers and Chemical Engineering* 32 (12), 2849–2856. DOI: 10.1016/j.compchemeng.2008.01.009.
- [60] Shen, W., Chen, X., Pons, M.N. e Corriou, J.P. 2009. Model predictive control for wastewater treatment process with feedforward compensation. *Che-*



- mical Engineering Journal 155 (1-2), 161–174. DOI: 10.1016/j.cej.2009.07.039.
- [61] Stare, A., Vrečko, D., Hvala, N. e Strmčnik, S. 2007. Comparison of control strategies for nitrogen removal in an activated sludge process in terms of operating costs: A simulation study. *Water Research* 41 (9), 2004–2014. DOI: 10.1016/j.watres.2007.01.029.
- [62] Steffens, M.A. e Lant, P.A. 1999. Multivariable control of nutrient-removing activated sludge systems. *Water Research* 33 (12), 2864–2878. DOI: 10.1016/S0043-1354(98)00521-1.
- [63] Steyer, J.-P., Buffière, P., Rolland, D. e Moletta, R. 1999. Advanced control of anaerobic digestion processes through disturbances monitoring. *Water Research* 33 (9), 2059–2068. DOI: 10.1016/S0043-1354(98)00430-8.
- [64] Takács, P.G.G. e Nolasco, D. 1991. A dynamic model for the clarification thickening process. *Water Research* 25 (10), 1263–1271.
- [65] Thunberg, A., Sundin, A.M. e Carlsson, B. 2009. Energy optimization of the aeration process at Käppala wastewater treatment plant. In: 10th IWA Conference on Instrumentation, Control & Automation.
- [66] Veronesi, M. 2011. *Regolazione PID*. Franco Angeli.
- [67] Vilanova, R., Katebi, R. e Alfaro, V. 2009. Multi-loop PI-based control strategies for the activated sludge process. In: 2009 IEEE Conference on Emerging Technologies & Factory Automation.
- [68] Vrečko, D., Hvala, N. e Kocijan, J. 2002. Wastewater treatment benchmark: What can be achieved with simple control? *Water Science and Technology* 45 (4-5), 127–134.
- [69] Vrečko, D., Hvala, N. e Carlsson, B. 2003. Feedforward-feedback control of an activated sludge process: A simulation study. *Water Science and Technology* 47 (12), 19–26.
- [70] Vrečko, D., Hvala, N., Stare, A., Burica, O., Stražar, M., Levstek, M., Cerar, P. e Podbevšek, S. 2006. Improvement of ammonia removal in activated sludge process with feedforward-feedback aeration controllers. *Water Science and Technology* 53 (4-5), 125–132. DOI: 10.2166/wst.2006.098.
- [71] Vrečko, D., Hvala, N. e Stražar, M. 2011. The application of model predictive control of ammonia nitrogen in an activated sludge process. *Water Science and Technology* 64 (5), 1115–1121. DOI: 10.2166/wst.2011.477.

- [72] Yuan, Z. e Keller, J. 2004. Integrated control of nitrate recirculation and external carbon addition in a predenitrification system. *Water Science and Technology* 48 (11-12), 345–354.
- [73] Zarrad, W., Harmand, J., Devisscher, M. e Steyer, J.P. 2004. Comparison of advanced control strategies for improving the monitoring of activated sludge processes. *Control Engineering Practice* 12 (3), 323–333. DOI: 10.1016/S0967-0661(03)00169-2.