

Automazione dei processi di depurazione biologica

Marsili-Libelli S., Susini R., Zanieri L.
Dipartimento di Sistemi e Informatica, Università di Firenze
Via S. Marta 3 – 50 139 Firenze

1. Introduzione

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

In questa memoria si esaminano alcuni fra i problemi di controllo dei processi di depurazione biologica, mostrando come l'automazione possa portare a concreti benefici di gestione.

1.1. La situazione attuale della tecnologia

Alla crescente domanda di automazione si può dare un'efficace risposta solo combinando le conoscenze in tre settori tecnologici complementari:

- Tecniche avanzate di automazione, basate su modelli di processo evoluti e metodi di intelligenza artificiale;
- Strumentazione analitica di processo, per un'approfondita conoscenza in tempo reale delle variabili critiche;
- Sistemi di comunicazione digitale (bus di campo) ed elaborazione di processo.

L'automazione del processo depurativo si pone i seguenti obiettivi:

- Ottimizzazione del rendimento depurativo in ogni condizione di funzionamento;
- Incremento dell'affidabilità e del rispetto dei limiti di legge attraverso il monitoraggio ed il controllo coordinato delle varie unità di processo.

La maggiore efficienza dei moderni processi depurativi può essere raggiunta non solo grazie ad una migliore conoscenza dei processi metabolici dei microrganismi uti-

lizzati, ma anche grazie al contributo della modellistica e dell'automazione come ben descritto nei testi di Olsson e Newell (1999), Ingildsen e Olsson (2000), Olsson et al., (2005) che permettono di apprezzare le potenzialità offerte dall'integrazione delle varie tecnologie.

2. Ruolo della strumentazione, controllo e automazione (SCA)

L'importanza della strumentazione, controllo e automazione (SCA) nel controllo dei depuratori biologici è ormai consolidata. I temi fondamentali dell'Automazione sono stati ben inquadrati da Olsson e Newell (1999). I progressi nell'avanzamento delle conoscenze e delle tecnologie disponibili sono stati sintetizzati in un report della International Water Association (IWA) (Olsson et al., 2005) e più recentemente nell'intervento conclusivo del secondo congresso ICA (Olsson, 2006).

E' stato dimostrato che l'impiego delle tecniche di SCA possono incrementare la capacità di rimozione dei nutrienti fino al 30% e che l'approfondimento delle conoscenze conseguente al loro impiego sta producendo un ulteriore avanzamento dei processi innovativi ed un miglior rendimento di quelli tradizionali. In particolare l'uso di SCA mette in luce un insieme di relazioni, altrimenti difficili da evidenziare, fra i parametri operativi di un impianto e lo stato della biomassa e perciò del suo rendimento. Sfruttando questo secondo livello di conoscenze si pensa di poter migliorare ancora i rendimenti depurativi di un ulteriore 30 – 50% nei prossimi 10 – 20 anni.

I progressi di SCA si basano su una serie di fattori che vengono ora passati brevemente in rassegna:

2.1. Tecnologia della strumentazione

Si è definitivamente affermata la linea della misura *in situ* e si è allargata la gamma di grandezze che possono essere misurate in linea, come nutrienti (Azoto e Fosforo) o componenti dei fanghi attivi (Rieger et al., 2003; Vanrolleghem e Lee, 2003; Olsson et al., 2005). D'altra parte ancora poche sono le applicazioni in retroazione, cioè quelli in cui l'azione di controllo è basata sulla misura di processo in linea. Le più importanti applicazioni di questo tipo sono state esaminate da (Olsson et al., 2005, Ch. 3).

2.2. Attuatori

C'è stato un continuo progresso per questi dispositivi di potenza ed oggi i motori elettrici a giri variabili tramite inverter sono largamente disponibili per azionare pompe e compressori. D'altra parte, la relazione fra il rendimento di questi attuatori e quello complessivo del processo non è stato ancora sufficientemente studiato.

2.3. Teoria del controllo e tecnologia dell'automazione

Strumenti potenti di analisi e di sintesi di sistemi di controllo sono oggi disponibili. Per quanto riguarda l'analisi, la modellistica di processo ha compiuto notevoli passi avanti ed attualmente viene utilizzato il modello di terza generazione ASM3 (Henze et al., 2000). L'approccio benchmark (Copp, 2002; Jeppson et al., 2004), consistente nella normalizzazione della configurazione di impianto, degli ingressi e degli indici di prestazione, è ormai riconosciuto come un valido strumento per la progettazione del processo e per valutare la validità delle strategie di controllo in termini di costi, robustezza e rendimento. Recentemente, questa filosofia si sta estendendo all'intero impianto e si parla oggi di "plant-wide benchmark", includendo processi ed unità ag-

giuntivi rispetto al nucleo originario ed estendendo la valutazione su orizzonti di lungo termine, ben maggiori delle due settimane dello scenario originale (Rosen et al., 2004; Jeppsson et al., 2006).

Dal punto di vista del controllo, vengono oggi impiegati diffusamente i regolatori Proporzionali - Integrali - Derivativi (PID) (Astrom e Hagglund, 1995) e si assiste ad un sempre maggiore impiego di controllori avanzati, come quelli predittivi (Marsili-Libelli e Giunti, 2002) o basati su tecniche di intelligenza artificiale e fuzzy (Müller e Marsili-Libelli, 1996; Müller et al., 1997; Marsili-Libelli e Gigli, 1997).

Infine, le moderne tecniche di filtraggio e modellazione forniscono degli efficienti metodi di diagnosi dei guasti, che accoppiati alla modellistica in tempo reale, permettono l'individuazione precoce dei malfunzionamenti ed in molti casi forniscono anche la ridondanza necessaria per la sua riparazione automatica (Rosen et al, 2003).

2.4. Acquisizione dati

Non rappresenta più un ostacolo, con software specifici disponibili per la raccolta ed il trattamento dei dati e potenti sistemi di comunicazione digitale per collegar e in modo efficiente i vari sensori dislocati nei vari punti dell'impianto, secondo l'attuale tendenza che privilegia le misure "in situ", ovvero con dislocazione del sensore a bordo vasca ed elaborazione locale della misura. Mentre nel passato disporre di un sistema SCADA (Supervisory Control And Data Acquisition) rappresentava il massimo traguardo, oggi esso è visto come la struttura di più basso livello su cui costruire un sistema di controllo che contenga algoritmi sofisticati di controllo, analisi dei guasti ed ottimizzazione.

3. Automazione dei processi di depurazione

La necessità di introdurre l'automazione è dovuto al fatto che il processo non opera mai in stato stazionario perché l'influente cambia continuamente, sia in portata che in composizione; le condizioni ambientali cambiano con ritmo giornaliero e stagionale; le prestazioni richieste cambiano con la situazione ambientale e del corpo idrico recettore. In queste condizioni è necessario un controllo in tempo reale per garantire che l'effluente sia entro i limiti di legge e che l'integrità dell'impianto e l'economicità della sua gestione vengano garantite. Le difficoltà del controllo risiedono spesso nella necessità di armonizzare obiettivi contrastanti e nel fatto che le dinamiche di processo sono nonlineari e tempo-varianti. La Figura 1 mostra una tipica distribuzione di sensori in un impianto di depurazione biologica configurato con uno stadio di pre-denitro.

3.1. L'approccio Benchmark

Due gruppi di studio hanno lavorato con il sostegno della Comunità Europea nell'ambito dei progetti COST (Cooperation in Science and Technology) per definire un ambiente standardizzato per il progetto di sistemi di controllo di processo per impianti di depurazione. I risultati del lavoro svolto dai due gruppi è riassunto in Copp (2002) e Jeppsson et al., (2004). Tutto il materiale relativo al modello, agli ingressi ed alle condizioni operative può essere scaricato dal sito dell'organizzazione all'indirizzo web <http://www.benchmarkwwtp.org>. L'approccio benchmark consiste nella definizione di un ambiente standardizzato di simulazione comprendente:

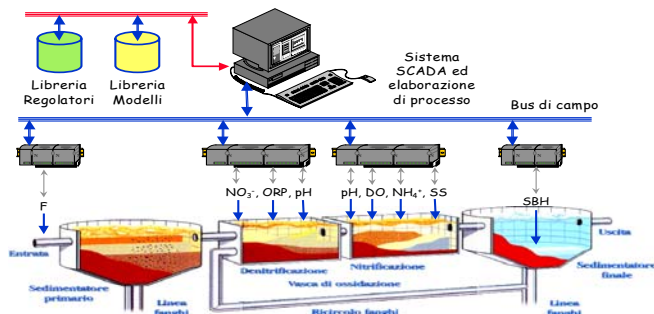


Figura 1 - Tipica distribuzione di sensori e connessioni di campo in un impianto di depurazione biologica

- *Configurazione di impianto*: si considera un processo con pre-denitro formato da due vasche anossiche e tre aerobiche
- *Serie temporali di ingresso*: della durata di 14 giorni, rappresentativi di tempo secco (dry weather), pioggia (rain weather) e tempesta (storm weather)
- *Insieme di indici di prestazione*: per valutare la qualità dell'effluente ed i costi operativi.

La configurazione di impianto del benchmark è riportata in Figura 2.

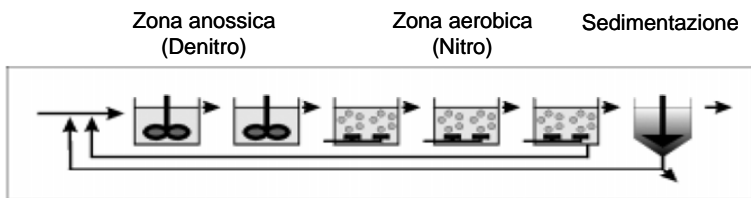


Figura 2 - Schema di processo utilizzato nel progetto Benchmark: si compone di un sistema con pre-denitro a cinque vasche di cui le prime due anossiche.

Gli indici di prestazione sono calcolati in funzione della qualità dell'effluente e dei costi operativi. Il primo è definito come *Effluent Quality* (EQ) ed è calcolato sulla base delle concentrazioni in uscita dal sedimentatore su un orizzonte temporale di T giorni (generalmente la seconda settimana di simulazione) come

$$EQ = \frac{1}{T \times 1000} \int_{t_0}^{t_0+7} Q_e \times (2 \cdot TSS_e + COD_e + 2 \cdot BOD_e + 20 \cdot TKN_e + 20 \cdot NO_e) dt \quad (1)$$

dove le variabili utilizzate sono definite in base alla notazione standard dei modelli ASM (Henze et al., 2000).

Per quanto riguarda i costi di areazione, essi sono calcolati in funzione del $K_L a$ in ogni vasca aerobica secondo la relazione

$$AE = \frac{24}{T} \int_{t_o}^{t_o+T} \sum_{i=1}^3 [0.4032 K_L a_i(t)^2 + 7.8408 K_L a_i(t)] dt \quad (2)$$

mentre i costi di pompaggio sono funzione delle portate di ricircolo interno (Q_{int}), di ricircolo dal sedimentatore (Q_r) e di spurgo (Q_w)

$$PE = \frac{0.04}{T} \int_{t_o}^{t_o+T} [Q_{int} + Q_r + Q_w] dt \quad (3)$$

Si può infine valutare l'importanza della violazione di un limite di concentrazione x_{lim} da parte di un generico parametro x secondo la relazione

$$V_x = \frac{1}{T \cdot 1000} \int_0^T (x(t) - x_{lim}) \cdot (x(t) > x_{lim}) \cdot Q_e(t) \cdot dt \quad (4)$$

Questo quadro di riferimento si dimostra molto utile per poter valutare in modo oggettivo e verificabile la prestazione di un sistema di controllo.

Si passano ora in rassegna alcuni problemi tipici del controllo dei processi di depurazione.

3.2. Controllo coordinato per la rimozione dell'azoto

Recentemente si è avuto un mutamento delle priorità di gestione che si riflette sulle richieste di progetto e conduzione di impianto. Ad esempio, nel passato la capacità di areazione era determinata dal carico carbonioso, mentre attualmente essa è dimensionata principalmente sul fabbisogno per la nitrificazione. Attualmente si considera che solo una parte del carbonio organico biodegradabile (CBOD) venga rimossa per via aerobica, mentre la rimanente (spesso oltre il 50%) venga utilizzata come fonte di carbonio nella fase anossica di denitrificazione. Questo porta ad un collegamento fra la fase aerobica (abbattimento del CBOD e nitrificazione) e fase anossica, secondo lo schema di Figura 3. La sua realizzazione come sistema di controllo gerarchico a due livelli è mostrata in Figura 4, in cui la regolazione dell'ossigeno disciolto (controllo di basso livello) è asservita al controllo dell'ammonio (controllo di alto livello) con il duplice obiettivo di salvaguardia della qualità e di minimizzazione dell'energia impiegata per l'areazione. Il controllore a due livelli eroga l'aria strettamente necessaria basandosi sul bilancio dei due processi di Figura 3. In funzione di misure di NH_4^+ il controllore di alto livello (fuzzy) determina il valore di set-point per l'ossigeno disciolto DO_{sp} , che il controllore di basso livello (PID) provvede a mantenere nella vasca di ossidazione.

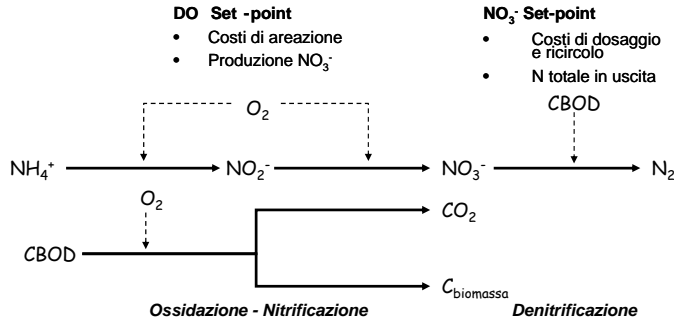


Figura 3 - Coordinamento fra i processi di abbattimento del carbonio, nitrificazione e della denitrificazione.

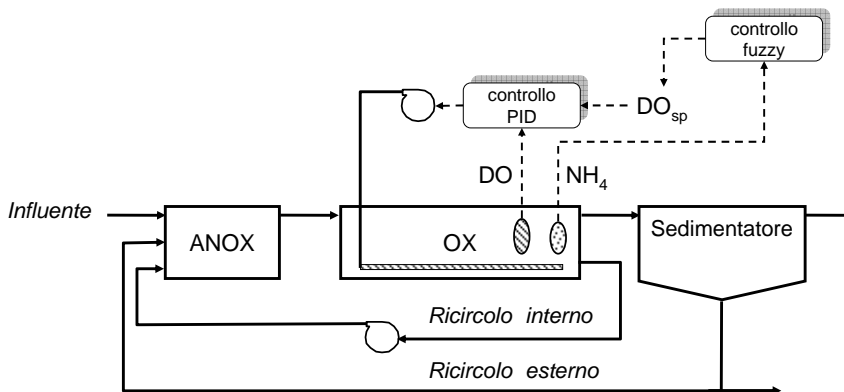


Figura 4 - Sistema di controllo a due livelli per la regolazione dell'ossigeno disciolto in funzione dell'ammonio residuo.

Il modello utilizzato per lo studio in simulazione della struttura di controllo è l'ASM3_2N. Le volumetrie sono le stesse del benchmark, ma per semplicità si è considerata una sola vasca anossica ed una di ossidazione. Come serie temporale in ingresso all'impianto si è scelta quella del benchmark denominata Dry Weather (relativa a 14 giorni di dati di portata, COD, ammoniaca, alcalinità, campionati ad intervalli di 15 minuti).

Il controllore di alto livello determina il set-point di ossigeno disciolto (DO_{sp}) che verrà utilizzato dal regolatore di basso livello. Mentre per quest'ultimo è sufficiente una struttura convenzionale ad azione Proporzionale - Integrata - Derivativa (PID), per il regolatore di alto livello, si preferisce una struttura più flessibile, composta da una serie di proposizioni logiche che vengono attuate mediante la logica fuzzy (si veda ad es. Marsili-Libelli, 1997; Marsili-Libelli e Gigli, 1997).

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

$$\begin{aligned} & \text{IF } NH_4^+ \text{ is very low AND } DNH_4^+ \text{ is Negative} \\ & \text{THEN } DO_{sp} \text{ is very low} \end{aligned} \quad (5)$$

Dove NH_4^+ e DNH_4^+ sono le variabili antecedenti e DO_{sp} è il conseguente. Gli attributi delle variabili ('very low', 'negative', etc.) vengono definiti attraverso altrettante funzioni di appartenenza che ne quantificano il significato, come mostrato in Figura 5. Nel nostro caso si dovranno specificare le regole, scritte come in eq. (5), secondo le quali il set-point di ossigeno disciolto dipende dal valore dell'ammonio residuo all'uscita dell'ossidazione e dalla sua tendenza (approssimazione della derivata). Le regole di controllo sono elencate nella Tabella 1, insieme alla loro giustificazione.

Tabella 1 - Regole di controllo fuzzy per la regolazione dell'ossigeno disciolto.

Antecedenti		Consequente	Giustificazione
NH_4^+	DNH_4	DO_{sp}	
Very low	Negative	Very low	NH_4^+ è molto basso e sta ulteriormente diminuendo \Rightarrow è sufficiente un set-point molto basso
Very low	Positive	Low	NH_4^+ è molto basso ma tende ad aumentare \Rightarrow è necessario prevedere un set-point superiore
Low	Negative	Very low	NH_4^+ è basso e sta ulteriormente diminuendo \Rightarrow è sufficiente un set-point molto basso
Low	Positive	Low	NH_4^+ è basso ma tende ad aumentare \Rightarrow è necessario prevedere un set-point superiore
Medium	Positive	Medium	NH_4^+ ha un valore intermedio ma sta aumentando \Rightarrow è necessario un set-point intermedio
High	Negative	Medium	NH_4^+ ha un valore elevato ma sta diminuendo \Rightarrow è sufficiente un set-point intermedio
High	Positive	High	NH_4^+ ha un valore elevato ma sta aumentando \Rightarrow è necessario un set-point elevato
Medium	Negative	Low	NH_4^+ ha un valore intermedio ma sta diminuendo \Rightarrow è sufficiente un set-point basso
Very high	Negative	High	NH_4^+ ha un valore molto elevato ma sta diminuendo \Rightarrow è sufficiente un set-point elevato
Very high	Positive	Very high	NH_4^+ ha un valore molto elevato e sta aumentando \Rightarrow è necessario un set-point molto elevato
Very high	Zero	High	NH_4^+ ha valore massimo ma sta diminuendo \Rightarrow è sufficiente un set-point elevato
Very low	Zero	Low	NH_4^+ è minimo ma tende ad aumentare \Rightarrow è necessario prevedere un set-point superiore

L'inferenza è realizzata con operatori min-max e la defuzzificazione è realizzata con il metodo del centroide. Queste operazioni sono state realizzate nella simulazione utilizzando la Fuzzy Toolbox di Matlab (The Mathworks, Natick, USA).

A titolo di esempio si riporta la definizione delle funzioni di appartenenza per caratterizzare le variazioni di ammonio (variabile di ingresso al regolatore) e del set-

point di DO (variabile di uscita). La Figura 5 mostra appunto l'interfaccia utente della Fuzzy Toolbox di Matlab mediante la quale si possono specificare i parametri del sistema di regolazione fuzzy, che poi viene inserito nello schema di simulazione dell'intero processo.

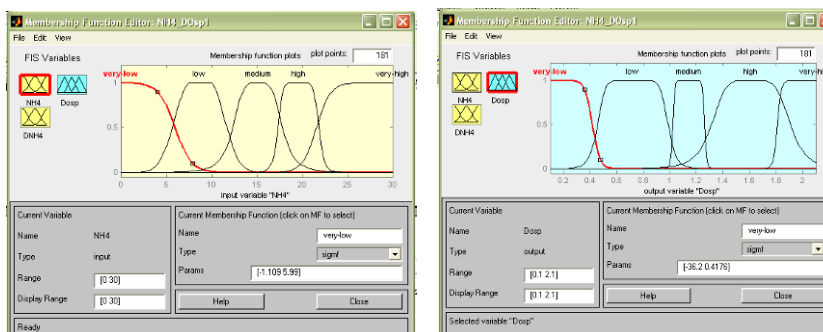


Figura 5 - Caratterizzazione delle funzioni di appartenenza fuzzy per la concentrazione di ammonio (sinistra) e del set-point di DO (destra) utilizzati nel regolatore fuzzy.

Il set-point di ossigeno disciolto viene stabilito in base al valore corrente di NH_4^+ ed anche alla sua tendenza, stimata attraverso la derivata. Queste informazioni sono combinate nelle regole di Tabella 1 per fissare DO_{sp} . Questo schema di regolazione a due livelli consente un risparmio sull'areazione, in quanto è possibile prevedere valori di set-point per l'ossigeno bassi o comunque intermedi anche quando la concentrazione di ammonio presenta valori abbastanza elevati ma sta decrescendo.

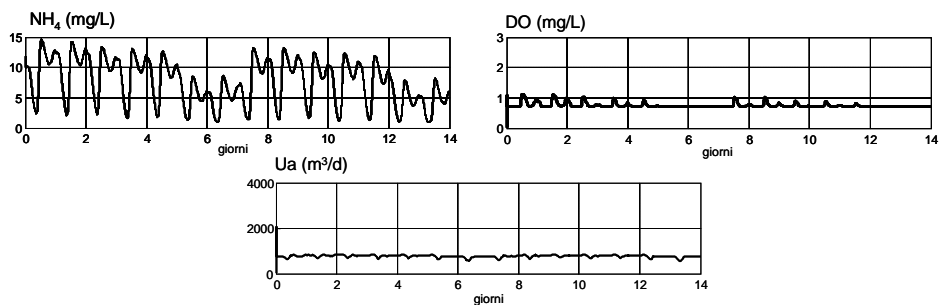
L'esame dei risultati contenuti nella Tabella 2, nella quale sono riportate le prestazioni di vari regolatori di complessità crescente, e nella Figura 6, che mostra la prestazione del regolatore più complesso (ultima riga di Tabella 2), che è quello a cui si riferisce l'insieme di regole della Tabella 1, porta a concludere che l'uso di quest'ultimo regolatore permette di conseguire i seguenti risultati:

- Ridotti consumi energetici per l'areazione, che risultano più bassi di oltre il 30% rispetto al caso di controllo PID con DO_{sp} costante;
- Buona efficienza depurativa. Infatti l'ammonio rimane costantemente al di sotto di 15 mg/L (Figura 6); inoltre gli NO_x si mantengono entro i 12 mg/L. Anche le concentrazioni dei costituenti carboniosi dell'effluente, COD e BOD_5 , risultano ampiamente inferiori ai limiti.

Si osservi infine che l'indice di qualità EQ tende ad aumentare nel caso di DO_{sp} variabile: ciò è imputabile alle maggiori quantità di composti azotati in uscita (sia NO_x che ammonio) rispetto a quelle ottenute nella simulazione con set-point costante. Si deve comunque tener presente che questo non comporta violazioni dei limiti di legge e quindi l'aumento di EQ, in questo caso, non implica un sostanziale deterioramento delle caratteristiche dell'effluente; l'indice EQ, infatti, non rappresenta una misura "assoluta" della qualità dell'effluente, ma un indicatore utile per confrontare situazioni diverse, che preferibilmente deve essere integrato con la valutazione del numero e della durata delle violazioni.

Tabella 2 - Confronto fra le prestazioni di diversi tipi di regolatori dell'ossigeno disciolto

<i>Tipo di controllo</i>	<i>Indice AE (kWh/d)</i>	<i>Indice EQ (kg/d)</i>
Nessuno	9682.0	7433.2
PID con DO_{sp} costante	1658.9	6334.4
PID + fuzzy con DO_{sp} funzione della concentrazione di NH_4^+	1167.2	7561.5
PID + fuzzy con DO_{sp} funzione della concentrazione di NH_4^+ e della sua derivata	1135.8	7775.5

**Figura 6 – Simulazione del processo controllato con il regolatore a due livelli di Figura 4**

3.3. Controllo della commutazione del ciclo SBR

Un altro processo in cui l'automazione può produrre significativi benefici è il Sequencing Batch Reactor (SBR) utilizzato per la rimozione dei nutrienti. E' noto che l'efficacia del processo dipende in modo critico dalla commutazione fra fase anossica/anaerobica ed aerobica, specialmente nel caso di rimozione del fosforo (Kuba et al., 1997; Wilderer et al., 2001; Artan e Orhon, 2005). In questo caso la difficoltà del controllo consiste nell'impossibilità di misurare direttamente le variabili di processo (COD , NH_4 , NO_2 , NO_3 , PO_4) sulle quali è basata la dinamica della rimozione e perciò la commutazione. Per risolvere questo problema, si possono utilizzare semplici misure indirette, come pH, potenziale RedOx ed ossigeno disciolto, per ricostruire le variabili di interesse mediante sistemi di intelligenza artificiale fuzzy (Marsili-Libelli e Müller, 1996; Marsili-Libelli, 2006; Marsili-Libelli et al., 2007). Il sistema inferenziale è basato sulle componenti mostrate in Figura 8. Dopo un opportuno filtraggio per rimuovere rumore ed artefatti, i segnali di ossigeno disciolto, pH e RedOx vengono derivati numericamente in modo da individuare i punti di flesso significativi, secondo le indicazioni di Tabella 1. Successivamente, si verifica la coincidenza delle varie condizioni utilizzando la logica fuzzy, ovvero valutando la "somiglianza" della situazione corrente con una serie di "situazioni tipiche" precedentemente individuati in fase di allenamento dell'algoritmo, come indicato ad esempio in Figura 7. Se la somiglianza supera una data soglia si conclude che la situazione è favorevole alla

commutazione e questa viene attuata inviando il segnale di comando agli opportuni attuatori.

Il sistema sperimentale su cui è stata condotta la sperimentazione consiste in un reattore pilota della capacità massima di 20 L ed è stato sviluppato presso il laboratorio ENEA PROT-IDR di Bologna sotto la supervisione del Dott. Alessandro Spagni. Il sistema di controllo è stato realizzato su piattaforma LabView 7.1 (National Instruments, Austin, TX, USA).

Tabella 3 - Indicatori di fase nel processo SBR (Marsili-Libelli, 2006; Marsili-Libelli et al., 2007).

Fase	Processo	Indicatore
Anaerobica/Anossica	Denitrificazione	Ginocchio dei nitrati
Aerobica	Nitrificazione	Deciso aumento DO Ammonia valley Discontinuità ORP
Segnali utilizzati		$\frac{d DO}{dt}$ $\frac{d pH}{dt}$ $\frac{d^2 ORP}{dt^2}$

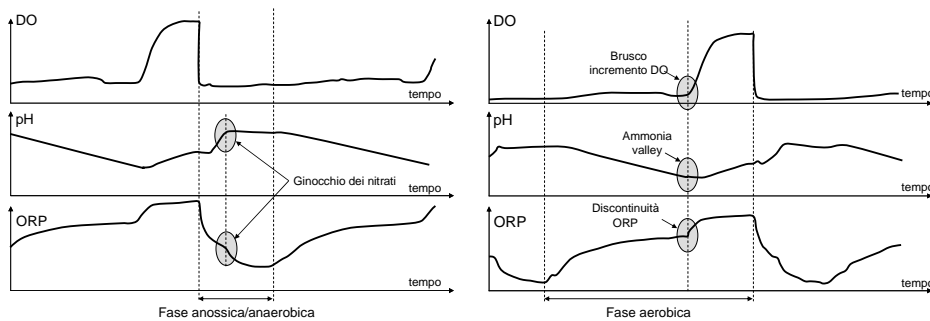


Figura 7 - Individuazione delle transizioni critiche per la commutazione del processo SBR (Marsili-Libelli et al., 2007).

Il pannello frontale del sistema di controllo è mostrato in Figura 9. Nella parte centrale sono visibili gli andamenti delle variabili di processo, oltre all'indicazione del riconoscimento della fase da parte del sistema inferenziale fuzzy.

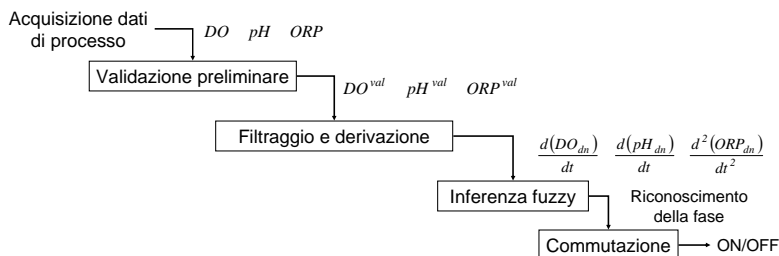


Figura 8 - Sequenza di operazioni per determinare gli istanti di commutazione del ciclo SBR (Marsili-Libelli, 2006; Marsili-Libelli et al., 2007).

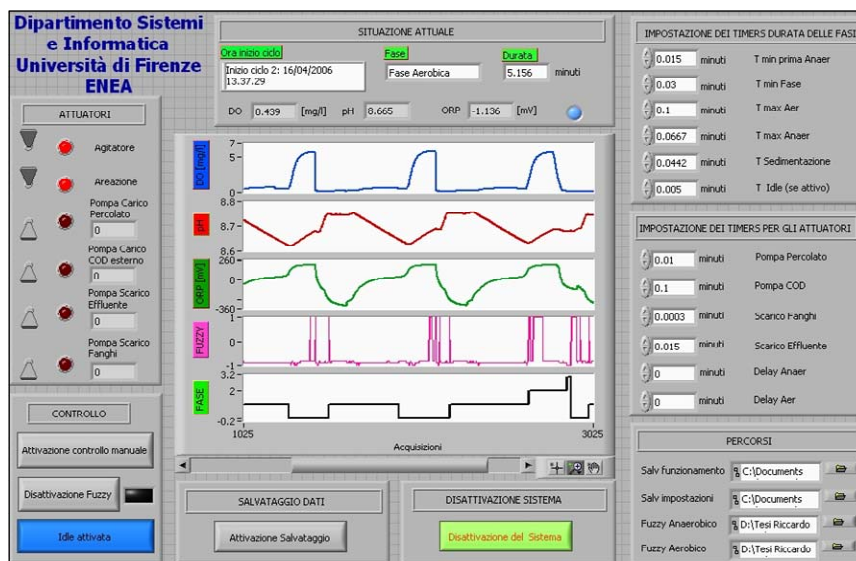


Figura 9 – Pannello frontale del sistema di controllo del processo SBR pilota (Susini, 2006).

Sul lato sinistro si trovano i commutatori che permettono in ogni istante di passare dal controllo automatico a quello manuale, mentre sul lato destro sono raggruppati i timers che, nel modo manuale, permettono di impostare le durate di ciascuna fase. Il sistema è operabile sia in modo locale, dato che il PC è collegato al processo mediante una scheda di acquisizione dati (National Instruments PCI 6024E), che remoto via internet. Infatti il pannello frontale dello strumento è accessibile via internet digitando l'indirizzo IP del PC di controllo, la porta di accesso ed il nome del Virtual Instrument (VI) di LabView che contiene il codice di controllo.

Il sistema di automazione delle commutazioni ha portato ad un notevole accorciamento della durata del ciclo di trattamento, come mostra la .

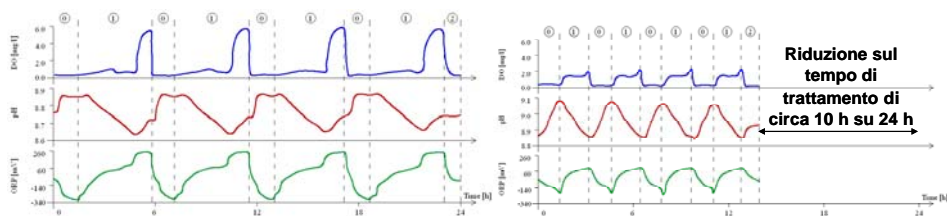


Figura 10 – Riduzione dei tempi di trattamento a seguito del controllo inferenziale sulla commutazione (Susini, 2006). A sinistra è mostrato il ciclo standard, mentre a destra quello comandato dalla logica inferenziale fuzzy.

4. Conclusioni

Si sono passati in rassegna gli aspetti metodologici e tecnologici alla base dell'automazione di un impianto di trattamento di acque reflue, avendo il duplice obiettivo della qualità dell'effluente e del risparmio energetico. Si sono poi esaminati due problemi di controllo molto diffusi: la regolazione dell'ossigeno disciolto in un sistema a fanghi attivi con pre-denitro per l'ossidazione congiunta di carbonio ed azoto e la variazione dei tempi di commutazione in un processo SBR.

In ambedue i casi, l'automazione ha dimostrato di portare concreti benefici in termini di risparmio energetico e miglioramento della qualità del trattamento. Nel primo caso infatti la variabilità del set-point di ossigeno disciolto in funzione della richiesta per la nitrificazione porta ad un risparmio dei costi di aerazione senza pregiudicare la qualità dell'effluente. Nel secondo caso (cicli SBR), attraverso il controllo della durata delle fasi, si ottiene un significativo accorciamento del ciclo. In tal modo nello stesso tempo si possono effettuare più cicli aumentando così il volume di acqua trattata.

5. Bibliografia

- Artan, N. and Orhon, D. (2005). Mechanism and design of sequencing batch reactors for nutrient removal. *Scientific and Technical Report n. 19*. IWA Publ., London.
- Astrom, K. and Haggglund, T. (1995). PID Controllers: Theory, Design and Tuning, ISA, The International Society for Measurement and Control, NC, USA.
- Bastin, G., Dochain, D. (1990). *On-line Estimation and Adaptive Control of Bioreactors*. Elsevier.
- Bathe, S., de Kreuk, M., McSwain, B., and Schwarzenbeck, N. (2005). Aerobic granular sludge. *Water and Environmental Management Series*. IWA Publ., London.

- Checchi N. and Marsili-Libelli, S. (2005). Reliability of parameter estimation in respirometric models. *Water Research*, **39**: 3686 - 3696.
- Copp, J.B. (2002). *The COST Simulation Benchmark: description and simulator manual*. EC Publication Office.
- Dochain, D. and Vanrolleghem, P. A., (2001). *Dynamical modelling and estimation in wastewater treatment processes*. IWA Publishing, London.
- Gernay, K.V., (2000). *SMAC – SMArt Control of wastewater systems Deliverable 1: generic wastewater system configuration*. Comunità Europea, Publ. EVK1 – CT 2000 – 00056.
- Henze, M., Gujer W., Mino, T. and van Loosdrecht, M.C.M., (2000). Activated Sludge Models ASM1, ASM2, ASM2d, and ASM3. *Scientific and Technical Report n. 9*. IWA Publ., London.
- Ingildsen, P. and Olsson, G., (2000). *Get more from your wastewater treatment plant - complexity made simple*. Danfoss Analytical.
- Jeppson, U., Alex, J. and Ayesa, E. (2004). Report of the Working Group 1 (Plan Operation). COST624 Action (2004).
- Jeppsson, U., Rosen, C., Alex, J., Copp, J., Gernaey, K., Pons, M.-N. and Vanrolleghem, P.A. (2006). Towards a benchmark simulation model for plant-wide control strategy performance evaluation of WWTPs. *Wat. Sci. Tech.*, 53(1), 287–295.
- Marsili-Libelli, S. and Müller, A. (1996). Adaptive fuzzy pattern recognition in the anaerobic digestion process. *Pattern Recognition Letters*, **17**: 651 – 659.
- Marsili-Libelli, S., and Gigli, G. (1997). Controllo fuzzy di un sistema di depurazione biologica. *Automazione e Strumentazione*, **8**: 127 - 132.
- Marsili-Libelli, S. and Tabani, F. (2002). Accuracy analysis of a respirometer for activated sludge dynamic modelling. *Water Research*, **36**: 1181 –1192.
- Marsili-Libelli, S., Guerrizio, S. and Checchi, N. (2003). Confidence regions of estimated parameters for ecological systems. *Ecol. Model.*, **165**: 127 - 146.
- Marsili-Libelli, S. (2006). Control of SBR switching by fuzzy pattern recognition. *Water Research* **40**: 1095 – 1107.
- Marsili-Libelli, S., Spagni, A. and Susini, R. (2007). Intelligent monitoring system for long-term control of Sequencing Batch Reactors. *Proc. AutMoNet 2007*, Gent (B).
- Müller A., Marsili-Libelli S., Aivasidis A., Lloyd T., Kroner S., Wandrey C. (1997). Fuzzy control of disturbances in a wastewater treatment system. *Water Research*, **31**: 3157 – 3167.
- Olsson, G. and Newell, B., (1999). *Wastewater treatment systems: modelling, diagnosis and control*. IWA Publishing Co., London.
- Olsson, G., (2002). Lessons learned at ICA2001. *Water Sci.Tech.*, 45 (4 – 5), 1 – 8.
- Olsson, G., Nielsen, M.K., Yuan, Z., Lynggaard-Jensen, A. and Steyer, J.Ph. (2005). Instrumentation, control and automation in wastewater systems. *Scientific and Technical Report n. 15*, IWA Publ., London.
- Nielsen, M.K., (2001). Control of wastewater systems in practice. *Proc. 1st ICA Congress*.
- Nielsen, M.K., Thornberg, D., Gernay, K.V. and Jørgensen, S.B., (2002). The SMAC: an integrated approach to control of wastewater systems. *Proc. IFAC Biennial Conference*.

- Rieger, L., Alex, J., Winkler, S., Boehler, M., Thomann, M. and Siegrist, H. (2003). Progress in sensor technology – progress in process control? Part I: Sensor property investigation and classification. *Wat. Sci. Tech.*, **47** (2), 103 – 112.
- Rosen, C., Röttorp, J. and Jeppsson, U. (2003). Multivariate on-line monitoring: challenges and solutions for modern wastewater treatment operation. *Wat. Sci. Tech.*, **47** (2), 171 – 179.
- Rosen, C., Jeppsson, U. and Vanrolleghem, P.A. (2004). Towards a common benchmark for long-term process control and monitoring performance evaluation. *Wat. Sci. Tech.* **50** (11), 41 - 49.
- Spanjers H., Vanrolleghem P.A., Olsson G. and Dold P.L. (1998). Respirometry in control of the activated sludge process: principles. *IAWQ Scientific and Technical Report n. 7*.
- Susini, R. (2006). *Telecontrollo via internet del processo SBR con tecniche di intelligenza artificiale*. Tesi di laurea in Ingegneria per l'Ambiente e il Territorio, Università di Firenze, Aprile 2006.
- Vanrolleghem, P.A. and Lee, D.S. (2003). On-line monitoring equipment for wastewater treatment processes: state of the art. *Wat. Sci. Tech.* **47**, 1 - 34.
- van Dongen, L.G.J.M., Jetten, M.S.M. and van Loosdrecht, M.C.M. (2001). The combined Sharon/Anammox process. *Water and Wastewater Practitioner Series, STOWA Report. IWA Publ., London*.
- Wilderer, P., Irvine, R.L. and Goronszy, M.C. (2001). Sequencing batch reactors technology. *IWA Scientific and Technical Report n. 10*, IWA Publ. London.