Zastosowanie wielowymiarowego nieliniowego algorytmu predykcyjnego do sterowania stężeniem tlenu

Robert Piotrowski

Streszczenie: W artykule zaprojektowano wielowymiarowy nieliniowy algorytm predykcyjny do sterowania stężeniem tlenu w przepływowej biologicznej oczyszczalni ścieków w Kartuzach. W badaniach symulacyjnych w środowisku Matlab/Simulink przeanalizowano wpływ zmian parametrów algorytmu sterowania na jakość sterowania.

Słowa kluczowe: systemy dynamiczne, systemy nieliniowe, sterowanie predykcyjne, stężenie tlenu, biologiczna oczyszczalnia ścieków.

APPLICATION OF MULTIVARIABLE NONLINEAR PREDICTIVE ALGORITHM FOR DISSOLVED OXYGEN CONTROL

Abstract: *The paper addresses control design for dissolved oxygen in the biological wastewater treatment plant. The multivariable nonlinear predictive controller is developed and its performance is investigated. The controller is applied to wastewater treatment plant at Kartuzy. The proposed control system is validated by simulation in Matlab/Simulink environment. The influence of control parameters is analyzed.*

Keywords: *dynamic systems, nonlinear systems, predictive control, dissolved oxygen, biological wastewater treatment plant*

1. Wstęp

Oczyszczalnia ścieków jest złożonym, nieliniowym, wielowymiarowym systemem sterowania. Równolegle zachodzi w niej szereg skomplikowanych procesów biologicznych. Powszechnie stosowanymi metodami biologicznego oczyszczania ścieków są technologie: na złożach biologicznych, beztlenowa, z wykorzystaniem osadu czynnego. Ostatnia z wymienionych jest przedmiotem artykułu.

Oczyszczanie ścieków metodą osadu czynnego najczęściej przeprowadza się w tzw. komorach wielofazowych. Wyróżnia się w nich trzy podstawowe strefy: uwalniania fosforu przez tzw. bakterie fosforowe typu bio-P (komora beztlenowa), denitryfikacji (komora niedotleniona) oraz nitryfikacji i poboru fosforu przez bakterie bio-P (komora tlenowa) [2].

Podstawowym celem pracy nowoczesnej oczyszczalni jest usunięcie ze ścieków zanieczyszczeń organicznych oraz związków azotu i fosforu. Biologiczne usuwanie azotu polega na stworzeniu warunków przyspieszających procesy przemiany azotu, które zachodzą w warunkach naturalnych w przyrodzie. Wykorzystuje się w tym celu głównie procesy nitryfikacji i denitryfikacji. Proces biologicznego usuwania fosforu (proces defosfatacji) wykorzystuje zdolność bakterii fosforowych typu bio-P do gromadzenia zwiększonych ilości fosforu. Osad czynny poddawany jest naprzemiennie warunkom beztlenowym i tlenowym. W strefie beztlenowej bakterie fosforowe uwalniają zmagazynowany w komórkach fosfor, a pobierają pokarm. Produkty te są przekształcane w związki organiczne i magazynowane w komórkach. Następnie, w strefie tlenowej, w której istnieje silna rywalizacja o pokarm, bakterie fosforowe korzystają ze zgromadzonych zapasów i rozmnażają się, pobierając rozpuszczony w ściekach fosfor (w postaci ortofosforanów) do syntezy nowych komórek [2, 4].

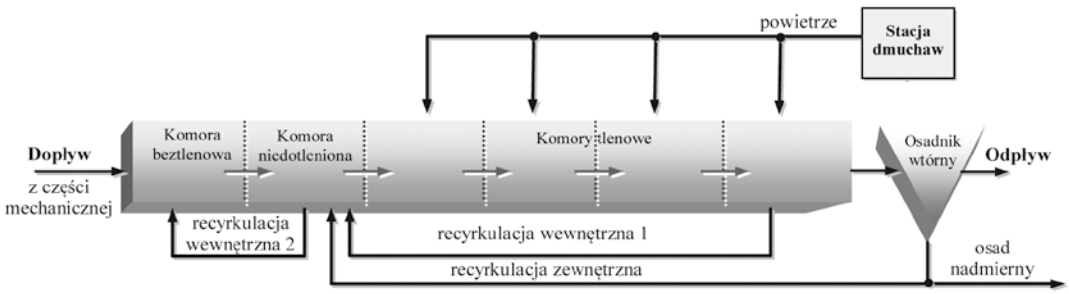
Stężenie tlenu jest podstawową wielkością wpływającą na prawidłowy przebieg procesów biologicznych. Właściwe sterowanie tym procesem jest konieczne, aby uzyskać eliminację azotu z zaawansowaną denitryfikacją i zapewnić najlepszą, z możliwych w danych warunkach, nitryfikację. Stężenie tlenu musi być na tyle wysokie, aby zapewnić rozwój mikroorganizmów pożądanych w komorze osadu czynnego. Zbyt małe ilości tlenu mogą przyczynić się do rozwoju bakterii nitkowatych, które pogarszają własności sedymentacyjne osadu. Natomiast zbyt wysokie stężenie tlenu, wywołane intensywnym napowietrzaniem, nie tylko zwiększa koszty pompowania powietrza, ale również powoduje nadmierne mieszanie i może rozbijać kłaczki osadu, co prowadzi do niezadowalającej sedymentacji w osadniku wtórnym i dużego stężenia zawiesin.

W artykule opracowano komputerowy model części biologicznej przepływowej oczyszczalni ścieków w Kartuzach. Następnie zaprojektowano wielowymiarowy nieliniowy algorytm regulacji predykcyjnej stężeniem tlenu, który zaimplementowano i przetestowano w środowisku Matlab/Simulink. Badania z tego obszaru są prowadzone od wielu lat przez autora i kolegów z Katedry Inżynierii Systemów Sterowania. Pierwsze prace z tej tematyki zostały przedstawione w [8]. Sterowanie w strukturze zdecentralizowanej z uwzględnieniem instalacji napowietrzającej pokazano w [7]. Całościowe badania przeprowadzono w [6].

2. Charakterystyka i model biologicznej oczyszczalni ścieków

Obiektem sterowania jest mechaniczno-biologiczno-chemiczna oczyszczalnia ścieków w Kartuzach. Jest to przykład oczyszczalni przepływowej. Sterowanie stężeniem tlenu dotyczy tylko części biologicznej (rys. 1), która jest przedstawiona w artykule.

W biologicznej części rozważanej oczyszczalni ścieków procesy biologiczne zachodzą w następujących w komorach: beztlenowej (800 m^3), niedotlenionej (800 m^3), czterech tleno-



Rys. 1. Schemat technologiczny oczyszczalni ścieków w Kartuzach

wych (700, 1760, 860 i 1150 m^3). W pierwszej komorze zachodzi defosfatacja. Denitryfikacja przebiega w drugiej z komór. W komorach tlenowych następuje proces nitryfikacji. Osadniki wtórne (po 1600 m^3 każdy) służą do rozdzielenia oczyszczonych ścieków od osadu czynnego. Osad recyrkulowany jest zawracany do komory niedotlenionej, a osad nadmierny zostaje przerobiony do dalszego wykorzystania. Odbiornikiem ścieków oczyszczonych jest Klasztorna Struga.

Projektowanie nowych układów sterowania i analiza ich działania wymaga budowy modeli matematycznych obiektów. Najpopularniejszą grupą modeli procesów biologicznych są modele osadu czynnego (*Activated Sludge Model* – ASM) zaproponowane przez Międzynarodowe Stowarzyszenie na Rzecz Jakości Wody (*International Water Association* – IWA). Ich przegląd (ASM1, ASM2, ASM2d, ASM3) został przedstawiony w [3]. Dalsze prace doprowadziły do budowy modelu ASM3 Bio P [9]. W artykule wykorzystywany jest model ASM2d. Zawiera on 21 zmiennych stanu, 20 parametrów stechiometrycznych i kinetycznych oraz obejmuje procesy usuwania węgla organicznego i azotu, a także przemiany z udziałem bakterii wykorzystujących zdolność magazynowania fosforu w biomasie komórkowej. Model ten został zbudowany w środowisku Matlab/Simulink, skalibrowany w oparciu o pomiary obiektowe i laboratoryjne z oczyszczalni ścieków w Kartuzach. Uzyskano dobre wyniki weryfikacji i stwierdzono użyteczność modelu dla potrzeb budowy algorytmu sterowania.

Aby uzyskać wymagane stężenie tlenu, trzeba dostarczyć odpowiednią ilość powietrza przez instalację napowietrzającą (układ dmuchaw, rurociągów, przepustnic i dyfuzorów) traktowaną jak układ wykonawczy. W artykule zakłada się, że instalacja ta spełnia swoją funkcję i wymagana ilość powietrza w poszczególnych komorach tlenowych jest dostarczona.

3. Wielowymiarowy nieliniowy algorytm predykcyjny

Procesy zachodzące w części biologicznej oczyszczalni są silnie nieliniowe i klasyczne metody sterowania oparte na wiedzy eksperckiej i regulatorach PI, w szerokim zakresie zmian stężenia tlenu, nie przynoszą pożądanej jakości sterowania. Zatem zaprojektowany zostanie nowy sposób sterowania z wykorzystaniem wielowymiarowego nieliniowego algorytmu predykcyjnego.

Algorytmy predykcyjne (*Model Predictive Control* – MPC) są przykładem zaawansowanych metod sterowania. Ich działanie opiera się na wykorzystaniu wiedzy o przyszłym zachowaniu się wielkości regulowanej, w celu wyznaczenia wartości wielkości sterujących. Przewidując przyszłe wartości wielkości regulowanych, korzysta się z modelu matematycznego sterowanego obiektu, wcześniejszych wartości sygnału sterującego oraz wartości sygnałów zakłócających. Wiele algorytmów MPC zostało z sukcesem wdrożonych w rozwiązaniach przemysłowych oraz opracowano szereg komercyjnych pakietów optymalizacyjnych z tymi algorytmami [10].

Przystępujemy do projektowania wielowymiarowego nieliniowego algorytmu predykcyjnego. Niech k, T, H_p będą odpowiednio: dyskretną chwilą czasu, czasem próbkowania (czasem powtarzania interwencji regulatora) i horyzontem predykcji dla układu sterowania.

Dla celów predykcyjnego sterowania potrzebny jest model stężenia tlenu. Dla j-tej komory tlenowej ($j = \{1, 2, 3, 4\}$) używany jest zdyskretyzowany model postaci [5]:

$$\frac{S_{o,j}(k+i)-S_{o,j}(k+i-1)}{T}=k_La\left(Q_{air,j}(k+i-1)\right)\cdot \left(S_{o,sat}-S_{o,j}(k+i-1)\right)-\frac{S_{o,j}(k+i-1)}{K_o+S_{o,j}(k+i-1)}\cdot R_{r,j}(k+i-1) \tag{1}$$

gdzie: S_o – stężenie tlenu; k_La – funkcja transferu tlenu; Q_{air} – natężenie dopływu powietrza do komory tlenowej; $S_{o,sat} = 8{,}63736$ [g O_2/m^3] – współczynnik nasycenia tlenu; $K_o = 0{,}2$ [g/m^3] – stała Monoda rozpuszczania tlenu; R_r – respiracja.

Funkcję transferu tlenu k_La uzależniono od natężenia dopływu powietrza Q_{air} i przyjęto w postaci funkcji liniowej:

$$k_La(k)=0{,}208\cdot Q_{air,j}(k) \tag{2}$$

W równaniu (1) występuje zmienna związana ze stężeniem tlenu $S_{o,j}$; oraz zmienna dotycząca respiracji $R_{r,j}$, traktowana jak zakłócenie zewnętrzne. Z powodu braku pomiaru $R_{r,j}$ konieczna jest jej estymacja. Do jej wykonania wykorzystuje się fakt, że dynamika stężenia tlenu jest szybsza niż respiracji [1]. Stosując (1) dla $i = 0$ oraz zastępując rzeczywiste wartości $S_{o,j}(k)$, $S_{o,j}(k-1)$, $S_{o,sat}$ przez ich pomiary $S^p_{o,j}(k)$, $S^p_{o,j}(k-1)$, $S^p_{o,sat}$, możemy wyznaczyć w chwili k estymatę respiracji w chwili $k-1$, a mianowicie:

$$\hat{R}_{r,j}(k-1)=-\frac{K_o+S^p_{o,j}(k-1)}{S^p_{o,j}(k-1)}\left(\frac{S^p_{o,j}(k)-S^p_{o,j}(k-1)}{T}-k_La\left(Q_{air,j}(k-1)\right)\cdot\left(S^p_{o,sat}-S^p_{o,j}(k-1)\right)\right) \tag{3}$$

Ze względu na wolną zmienność respiracji w stosunku do szybkości zmian stężenia tlenu w reaktorze, wartość tę przyjmuje się również jako estymatę respiracji w chwili k. Występuje tutaj opóźnienie o jeden krok. Nie ma to jednak praktycznego znaczenia. Co więcej, możliwe jest przyjęcie chwilowej estymaty za stałowartościową predykcję respiracji na odpowiednio dobranej długości horyzontu predykcji. Ponieważ w zależności (3) wykorzystuje się „surowe" pomiary, więc przy obliczaniu estymaty respiracji ma miejsce rodzaj „różniczkowania" szumu pomiarowego występującego w pomiarze stężenia tlenu. Wyniki wcześniejszych badań wskazują, że przy typowym poziomie sygnału do szumu wpływ ten na jakość estymaty można pominąć [1].

Zmiennymi sterującymi są $Q_{air,j}$, a zmiennymi sterowanymi $S_{0,j}$. Ponadto na obiekt działają następujące zakłócenia: natężenie dopływu ścieków, chemiczne zapotrzebowanie na tlen, azot ogólny i fosfor ogólny.

Oznaczono przez $Q_{air,j}^{\min}$ i $Q_{air,j}^{\max}$ odpowiednio: minimalną i maksymalną wartość natężenia dopływu. Ograniczenie na minimalną i maksymalną wartość sterowania w pojedynczym kroku predykcji zostało zdefiniowane następująco:

$$Q_{air,j}^{\min} \le \sum_{j\in\{1,2,3,4\}} Q_{air,j}(k+i-1\,|\,k) \le Q_{air,j}^{\max}; \quad i=1,\ldots,H_p \tag{4}$$

gdzie: $Q_{air}^{\min} = 0$ [m^3/godz]; $Q_{air}^{\max} = 5000$ [m^3/godz].

Ponadto $\Delta Q_{air,j}^{\max}$ oznacza maksymalną wartość szybkości zmian. Ograniczenie na maksymalną zmianę wielkości sterowania w pojedynczym kroku predykcji ma postać:

$$\begin{gathered}\left|Q_{air,j}(k+i\,|\,k)-Q_{air,j}(k+i-1\,|\,k)\right| \le \Delta Q_{air,j}^{\max};\\ j\in\{1,2,3,4\},\quad i=1,\ldots,H_p\end{gathered} \tag{5}$$

$$\begin{gathered}\left|\left(Q_{air,j}(k-1\,|\,k-1)-Q_{air,j}(k\,|\,k)\right)\right| \le \Delta Q_{air,j}^{\max};\\ j\in\{1,2,3,4\},\quad i=1,\ldots,H_p\end{gathered} \tag{6}$$

gdzie: $\Delta Q_{air,j}^{\max} = 5000$ [m^3/godz].

Funkcję celu opisuje wyrażenie:

$$J = \sum_{j\in\{1,2,3,4\}} \left[\begin{array}{l} \sum_{i=1}^{H_p}\left(S_{o,j}(k+i\,|\,k)-S_{o,j}^{ref}(k+i\,|\,k)\right)^2 + \sum_{i=1}^{H_p}\gamma\left(Q_{air,j}(k+i\,|\,k)-Q_{air,j}(k+i-1\,|\,k)\right)^2 + \\ +\mu\left(Q_{air,j}(k-1\,|\,k-1)-Q_{air,j}(k\,|\,k)\right)^2 + \sum_{i=1}^{H_p}\vartheta\left(Q_{air,j}(k+i-1\,|\,k)\right)^2; \quad j\in\{1,2,3,4\}\end{array}\right] \tag{7}$$

Współczynniki γ, μ i υ wyznaczono eksperymentalnie podczas badań symulacyjnych. Pierwsze wyrażenie w zależności (7) reprezentuje błąd nadążania za trajektorią tlenu. Składniki drugi i trzeci odpowiadają za ograniczanie częstotliwości przełączania dmuchaw. Czwarty element związany jest z zużyciem energii pompowania powietrza.

Reasumując, wielowymiarowy nieliniowy regulator predykcyjny generuje, w chwili k na horyzoncie H_p, sterowania $\left\{\hat{Q}_{air,j}(k),\ldots,\hat{Q}_{air,j}(k+H_p-1)\right\}_{j=1}^{4}$ w oparciu o zdyskretyzowany nieliniowy model stężenia tlenu (1), z predykcją wartości respiracji $\hat{R}_{r,j}(k)\ dla\ k\in[k,\ k+H_p-1]\ \ dla\ j\in\{1,2,3,4\}$ określoną równaniem (3), minimalizując funkcję celu (7), przy spełnieniu ograniczeń (4) – (6).

4. Testy symulacyjne i dyskusja wyników

Oczyszczalnię ścieków zamodelowano w środowisku Matlab/Simulink wykorzystując zweryfikowany model ASM2d (patrz rozdział 2). Następnie zaimplementowano nieliniowy układ regulacji, z wykorzystaniem biblioteki Optimization Toolbox i metody SQP (*Sequential Quadratic Programming*). Obliczenia wykonywane były na komputerze Pentium IV 2,6 GHz. Dopływające do oczyszczalni ścieki (wejścia zakłócające) zostały scharakteryzowane przez cztery wielkości: zmienne natężenie dopływu ścieków i chemiczne zapotrzebowanie na tlen (rys. 2–3) oraz stałe wartości azotu i fosforu ogólnego (odpowiednio: 90 mg/dm^3 i 10 mg/dm^3).

Zbadano wpływ długości horyzontu predykcji H_p i kroku predykcji T na czas obliczeń i jakość sterowania. Podstawowym czynnikiem decydującym o wyborze H_p jest dynamika badanego obiektu. Dobór T jest kompromisem między jakością sterowania a złożonością i czasem obliczeń. Ma to istotne znaczenie szczególnie w układach nieliniowych. Średni czas obliczeń i błąd RMS (*Root Mean Square*) nadążania za stężeniem tlenu podano w tabeli 1. Błąd ten obliczono z następującej zależności:

$$\text{Błąd RMS} = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^{n}\left(S_{o,j}-S_{o,j}^{ref}\right)^2}{n}}; \quad j\in\{1,2,3,4\} \tag{8}$$

gdzie: n – liczba próbek.

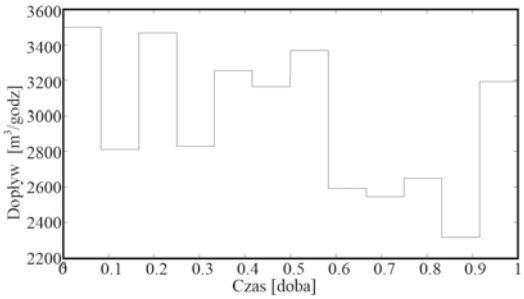
Ponieważ równania modelu stężenia tlenu, stanowiące ograniczenia równościowe w zadaniu optymalizacji predykcyjnej, są rozwiązywane podczas działania procedury optymalizacji na drodze całkowania równań różniczkowych tego modelu przez symulator, więc większość czasu procesora (blisko 100%) zajmuje rozwiązanie modelu stężenia tlenu dla danego układu. Czas ten jest proporcjonalny do okresu, w którym model jest rozwiązywany. Zatem przy stałej długości H_p, a zmiennej długości T czas obliczeń rośnie proporcjonalnie do wzrostu T. Wzrost długości T skraca czas obliczeń, wpływając na nieznaczne pogorszenie jakości sterowania. Zmniejszanie H_p skraca czas obliczeń i w niewielkim stopniu wpływa na jakość sterowania.

Wyniki sterowania pokazano dla dwóch konfiguracji: $H_p = 10$, $T = 10$ min (rys. 4–7) oraz $H_p = 5$, $T = 5$ min (rys. 8–11).

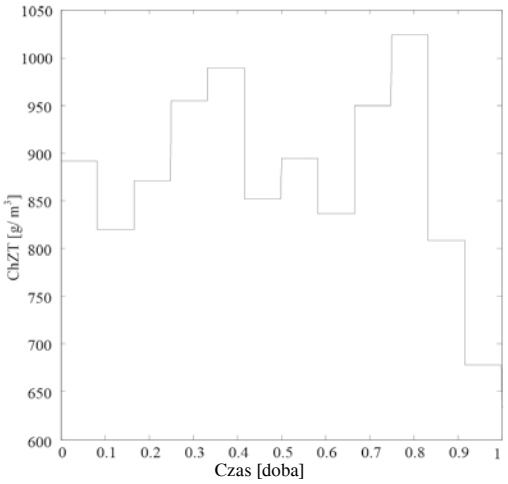
- $H_p = 10$, $T = 10$ min;
- $H_p = 5$, $T = 5$ min.

Tabela 1. Średni czas rozwiązywania jednego zadania optymalizacji predykcyjnej i błąd RMS

Nastawy MPC		Średni czas [s]	Błąd RMS			
			Komora tlenowa			
H_p [–]	T [min]		1	2	3	4
10	2,5	6,5	0,031	0,032	0,020	0,043
	5	9,7	0,044	0,041	0,028	0,049
	10	15,9	0,069	0,063	0,049	0,072
	15	21,5	0,091	0,082	0,068	0,094
15	5	23,8	0,046	0,043	0,030	0,050
10		9,7	0,044	0,041	0,028	0,049
5		2,2	0,053	0,049	0,030	0,057



Rys. 2. Zmiany natężenia dopływu ścieków do oczyszczalni

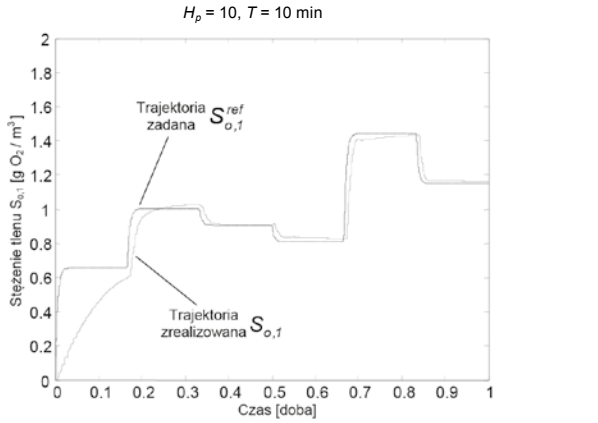


Rys. 3. Zmiany chemicznego zapotrzebowania na tlen

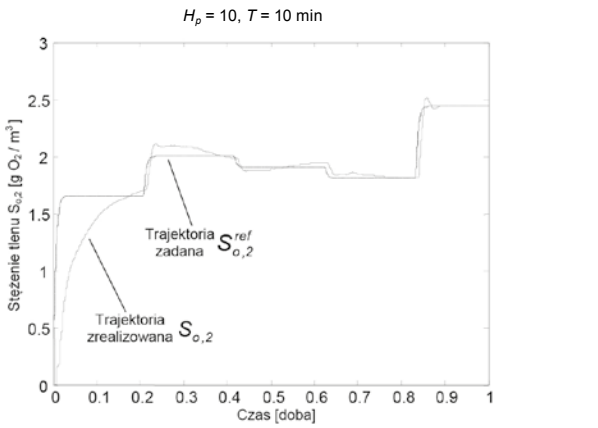
Dla obu konfiguracji widać dokładne nadążanie za trajektorią stężenia tlenu. Dla drugiej konfiguracji jakość sterowania jest lepsza. Wynika to z częstszych interwencji regulatora. Średni czas obliczeń jednego zadania optymalizacji jest na tyle krótki, że możliwa jest implementacja z odpowiednią długością kroku predykcji, wymaganą przez dynamikę obiektu i szybkość zmian zakłóceń.

W niektórych sytuacjach, np. zwiększonych dopływów ścieków o dużym stężeniu zanieczyszczeń, trajektorie stężenia tlenu mogą się znacznie różnić i układ z niezależnie pracującymi regulatorami typu MPC [6, 7] może mieć problem z właściwym podziałem powietrza. Dotyczy to również decyzji o podziale ograniczenia na maksymalny dopływ powietrza. Może to do-

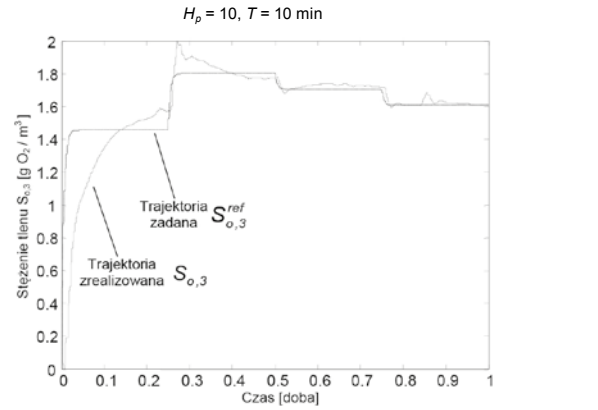
reklama



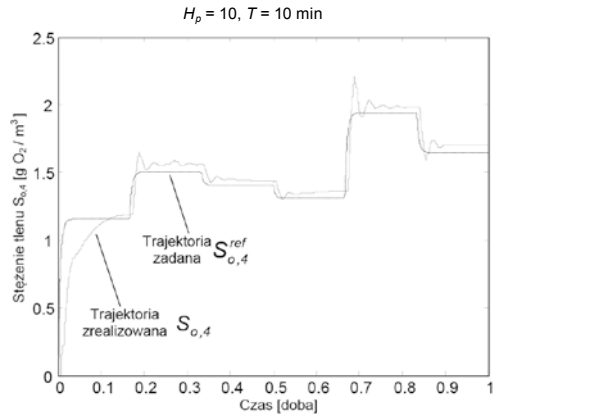
Rys. 4. Stężenie tlenu w komorze tlenowej 1



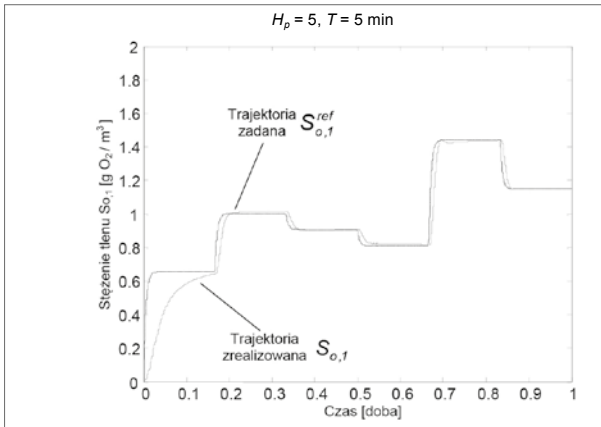
Rys. 5. Stężenie tlenu w komorze tlenowej 2



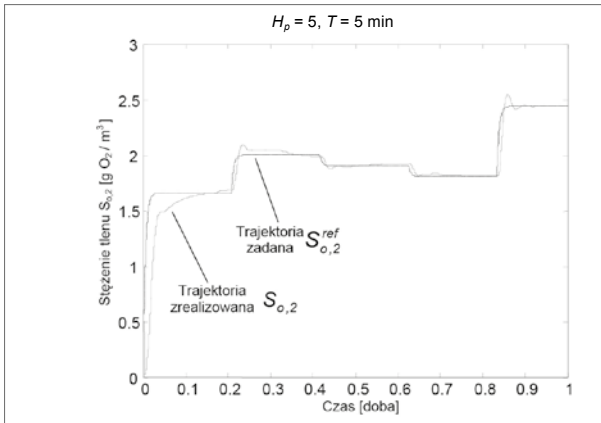
Rys. 6. Stężenie tlenu w komorze tlenowej 3



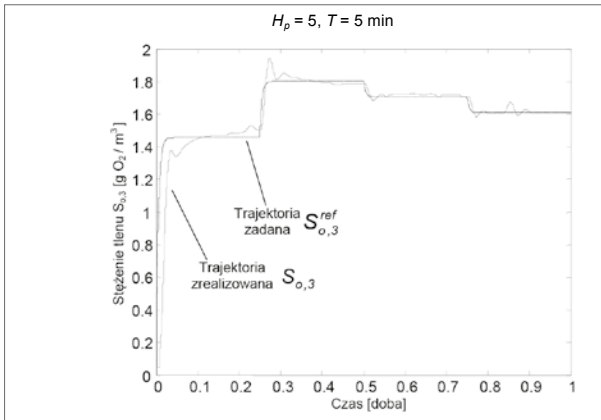
Rys. 7. Stężenie tlenu w komorze tlenowej 4



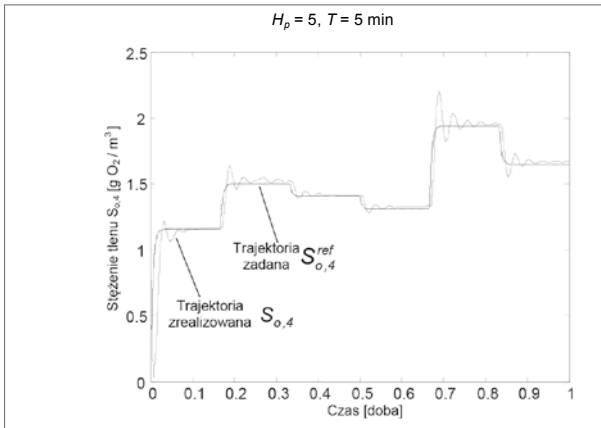
Rys. 8. Stężenie tlenu w komorze tlenowej 1



Rys. 9. Stężenie tlenu w komorze tlenowej 2



Rys. 10. Stężenie tlenu w komorze tlenowej 3



Rys. 11. Stężenie tlenu w komorze tlenowej 4

prowadzić do „szarpania” w trajektoriach wielkości manipulowanych. Układ sterowania z wielowymiarowym regulatorem typu MPC uwzględnia potrzeby wszystkich komór tlenowych i dzięki temu potrafi znaleźć optymalny kompromis w podziale powietrza.

5. Podsumowanie

W artykule zaprojektowano wielowymiarowy nieliniowy układ sterowania stężeniem tlenu w biologicznej oczyszczalni ścieków. Przeprowadzono badania symulacyjne efektywności działania zaproponowanego układu. Uzyskano obiecujące wyniki sterowania. Ich zastosowanie pozwoli optymalnie prowadzić procesy biologiczne i dzięki temu zredukować koszty energii związane z pompowaniem powietrza do komór tlenowych.

Literatura

[1] Chotkowski W., Brdyś M.A., Konarczak K.: *Dissolved oxygen control for activated sludge processes*. „International Journal of Systems Science” 36(12)/2005, pp. 727–736.

[2] Dymaczewski Z., Oleszkiewicz J.A., Sozański M.M.: *Poradnik eksploatatora oczyszczalni ścieków*. PZITS, Poznań 1997.

[3] Henze M., Gujer W., Mino T., van Loosdrecht M.C.M.: *Activated sludge models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3*. Scientific and Technical Report No.9, IAWQ, London 2000.

[4] Miksch K., Sikora J.: *Biotechnologia ścieków*. Wydawnictwo Naukowe PWN, Warszawa 2010.

[5] Olsson G., Newell R.: *Wastewater Treatment Systems. Modelling, Diagnosis and Control*. IWA Publishing, London 1999.

[6] Piotrowski R.: *Hierarchiczne sterowanie predykcyjne stężeniem tlenu w reaktorze biologicznej oczyszczalni ścieków*. Monografie 112, Wydawnictwo Politechniki Gdańskiej, Gdańsk 2011.

[7] Piotrowski R., Brdyś M.A., Konarczak K., Duzinkiewicz K., Chotkowski W.: *Hierarchical dissolved oxygen control for activated sludge processes*. „Control Engineering Practice”, Vol. 16 (2008), No. 1, pp. 114–131.

[8] Piotrowski R., Duzinkiewicz K., Brdyś M.A.: *Dissolved oxygen tracking and control of blowers at fast time scale*. Proc. of the 10th IFAC Symposium on Large Scale Systems: Theory and Applications, Osaka, July 21–26, 2004.

[9] Rieger L., Koch G., Kuhni M., Gujer W., Siegrist H: *The EAWAG BIO-P Module for Activated Sludge Model NO. 3*. „Water Research” 35(16)/2001, pp. 3887–3903.

[10] Tatjewski P.: *Advanced control of industrial processes: structures and algorithms*. Springer-Verlag, London Limited 2007.

dr inż. Robert Piotrowski – absolwent Wydziału Elektrotechniki i Automatyki Politechniki Gdańskiej (kierunek: Automatyka i Robotyka) (2001 r.). W 2005 r. uzyskał stopień doktora (Automatyka i Robotyka). Obecnie adiunkt w Katedrze Inżynierii Systemów Sterowania. Zainteresowania naukowe dotyczą modelowania i zaawansowanych metod sterowania procesami przemysłowymi;
e-mail: r.piotrowski@eia.pg.gda.pl

artykuł recenzowany

reklama