

Polyoptimization of the chemical and biological processes for removing nitrogen and phosphorus compounds from municipal wastewater using a multi-treated predictive control system (MPC)

Poliptymalizacja procesu chemicznego i biologicznego usuwania związków azotu i fosforu ze ścieków komunalnych z wykorzystaniem wielowątkowego systemu sterowania predykcyjnego (MPC)

DOI: 10.15199/62.2019.11.25

An advanced model for the optimization of the title processes was developed by using a multi-threaded predictive control system. The activated sludge method was used in 2 biol. reactors, where denitrification and nitrification and removal of org. C compds. and dephosphatation took place. A sewage aeration and movement in bioreactors was generated by using agitators or sludge recirculation. The computer model of the wastewater treatment plant was developed in a com. environment. An activated sludge model was used to model biochem. processes, including org. C and N removal and transformations involving bacteria using the ability to store P in cell biomass. Then, quantitative and qualitative parameters were identified and the model was calibrated by det. the agreement of simulation results with measured data.

Opracowano polimorficzny model reaktora biologicznego z logiczną reprezentacją wiedzy o obiekcie sterowania i sterowaniu, dla których proces uczenia się polega na sukcesywnej walidacji i uaktualnianiu wiedzy oraz wykorzystywaniu wyników tego uaktualniania do wyznaczania decyzji sterujących. Na podstawie ciągłego pomiaru stężenia fosforu (jako $\text{PO}_4\text{-P}$) określono ładunki fosforu jako iloczyn przepływu i stężenia. Różnicę pomiędzy fosforem całkowitym a $\text{PO}_4\text{-P}$ określono empirycznie zgodnie z klasyczną analityką. Zastosowany system sterowania, poza efektem energetycznym, pozwalał również na optymalizację zużycia środka strącającego (PIX, koagulant nieorganiczny oparty na trójwartościowym żelazie Fe^{3+}).



Dr hab. inż. Krzysztof GASKA w roku 1992 ukończył studia na Wydziale Mechanicznym – Energetycznym (obecnie Wydział Inżynierii Środowiska i Energetyki) Politechniki Śląskiej w Gliwicach. W 2001 r. uzyskał stopień doktora nauk. Stopień naukowy doktora habilitowanego w dyscyplinie inżynieria środowiska, uzyskał 2012 r. Pracuje nieprzerwanie w Politechnice Śląskiej, w Instytucie Inżynierii Wody i Ścieków. Specjalność – energetyka i inżynieria środowiska.

* Autor do korespondencji:

Katedra Technologii i Urządzeń Zagospodarowania Odpadów, Wydział Inżynierii Środowiska i Energetyki, Politechnika Śląska, ul. Konarskiego 18, 44-100 Gliwice, tel.: (+48) 604-963-868, fax: (+48) 32 237-10-47, e-mail: krzysztof.gaska@polsl.pl



Prof. dr hab. inż. Mykhailo LOBUR w roku 1972 ukończył studia na Wydziale Inżynierii Radiowej Politechniki Lwowskiej. W 2004 r. uzyskał tytuł naukowy profesora. Od 2000 r. pełni funkcję kierownika Katedry Komputerowych Systemów Projektowania w Politechnice Lwowskiej. Specjalność – komputerowa symulacja urządzeń półprzewodnikowych i układów scalonych.

Celem procesu biologicznego oczyszczania ścieków jest dostarczenie do bioreaktora wymaganej ilości powietrza (tlenu) determinującego optymalny rozwój bakterii, które rozkładają substancje organiczne zawarte w ściekach¹⁻⁵. W dotychczas stosowanym rozwiązaniu systemu sterowania napowietrzaniem przyjęto jako wartość referencyjną stężenie tlenu rozpuszczonego. W proponowanym rozwiązaniu systemu sterowania uwzględniona została silnie nieliniowa charakterystyka pracy bioreaktora jako obiektu sterowania. Nieliniowy charakter obiektu, zmienne warunki pracy oczyszczalni ścieków, wpływ zakłóceń, takich jak m.in. nierównomierny dopływ ścieków do bioreaktora, zmieniający się ładunek zanieczyszczeń, temperatura i zawartość substancji mineralnych wymuszają zmianę referencyjnego stężenia tlenu w czasie. Zawartość referencyjna tlenu określana jest poprzez regulację nadrzędną i uzależniona jest od zawartości azotu amonowego oraz azotanowego, co prowadzi do podwyższenia efektywności oczyszczania ścieków⁶⁻¹⁰. W przedstawionym podejściu trajektoria sterowania stężeniem tlenu dąży do osiągnięcia wartości referencyjnej.

Część doświadczalna

Obiekt badań

Obiektem badań była oczyszczalnia ścieków komunalnych o wydajności 180 tys. RLM (równoważna liczba mieszkańców), przy średnim przepływie dobowym wynoszącym 25 tys. m³/d. Proces biologicznego oczyszczania ścieków realizowany był w bioreaktorze przepływowym typu UCT z wykorzystaniem technologii osadu czynnego przy drobnopęcherzykowym napowietrzaniu sprężonym powietrzem. Optymalny proces napowietrzania komory aerobowej wymagał dostarczenia dużej ilości energii elektrycznej (do napędu dmuchaw), co stanowiło ponad 45% rocznego zużycia energii elektrycznej w całym procesie technologicznym oczyszczania ścieków¹¹⁻¹⁶. Drugim elementem instalacji wymagającym optymalizacji zużycia energii elektrycznej był proces recykulacji wewnętrznej i zewnętrznej, który stanowił ponad 10% rocznego zużycia energii. Zastosowanie zaawansowanych narzędzi predykcji zdarzeń, systemów detekcji powstających uszkodzeń w torach pomiarowych, sterowania i wizualizacji procesu miały na celu polioptymalizację zużycia energii elektrycznej oraz kontrolę procesu biologicznego oczyszczania ścieków komunalnych.

Część biologiczna oczyszczalni obejmowała radialne osadniki wtórne oraz dwa równoległe bioreaktory. Niezależnie od recykulacji zewnętrznej prowadzona była recykulacja wewnętrzna z końca

komory nityfikacji do komory denityfikacji, gdzie zredukowano azotany do azotu gazowego. Recykulacja wewnętrzna mogła być kierowana do komór anoksycznych, przy czym strumień ścieków mógł być rozdzielany w dowolnych proporcjach. Osad recykulowany kierowano z dna osadnika wtórnego do komory beztlenowej. Zmienne manipulowane to natężenia przepływów (recykulacja wewnętrzna, zewnętrzna, strumień powietrza do komór tlenowych) oraz stopień odprowadzenia strumienia osadu nadmiernego i dozowanie reagentów. Stopień usuwania związków azotu determinowany był stopniem recykulacji ścieków z komory tlenowej do niedotlenionej. Wzrost stopnia recykulacji wpływał na zwiększenie skuteczności usuwania związków azotu. Sterowanie strumieniami recykulowanych ścieków i osadów uzależnione było od wielkości strumienia ścieków surowych na wlocie oraz ładunku zanieczyszczeń.

Aparatura – urządzenia pomiarowe

Badania procesu nityfikacji i denityfikacji przeprowadzono w skali przemysłowej, tj. obiekcie oczyszczalni ścieków komunalnych, której przepustowość wynosi 180 000 RLM, przy średnim przepływie dobowym wynoszącym 25 000 m³/d. Proces biologicznego oczyszczania ścieków realizowany jest w bioreaktorze przepływowym typu UCT z wykorzystaniem technologii osadu czynnego przy drobnopęcherzykowym napowietrzaniu sprężonym powietrzem. Stężenia jonów amonowych (NH₄⁺) i azotanów(V) (NO₃⁻) w komorze tlenowej są regulowane za pomocą regulatora wielowymiarowego. Stężenie tlenu i strumień recykulowanych ścieków są używane jako zmienne manipulowane. Zmienne manipulowane są używane jako zewnętrzne wartości zadane dla kontrolerów PID niższego poziomu. Reaktor biologiczny jest podzielony na część niedotlenioną, w której realizowany jest proces denityfikacji i część tlenową, w której realizowany jest proces nityfikacji. Stężenie tlenu (zmienna kontrolowana) jest regulowane przez regulator PID poprzez zmianę prędkości obrotowej silnika indukcyjnego (przez falownik) napędzającego dmuchawy (zmienna manipulowana), która dostarcza powietrze do komory tlenowej reaktora biologicznego. Regulator PID otrzymuje sygnał odpowiadający wartości zadanej z regulatora MPC. Miernik wielofunkcyjny mierzy stężenie NH₄⁺ i stężenie NO₃⁻ i kontroluje je poprzez stężenie tlenu i przepływ strumienia recykulujących ścieków, przez zmianę wydajności pompy realizowaną przez zmianę prędkości obrotowej silnika indukcyjnego. Kontroler typu *slave* "QIC_O2" odbiera sygnał z regulatora MPC. Sterownik typu *slave* wysyła sygnał żądający zmiany strumienia przepływu powietrza, w zależności od zadanej nastawy stężenia tlenu

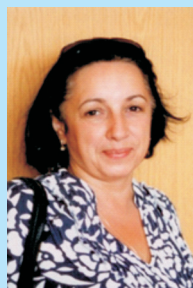


Dr inż. Nazariy JAWORSKI w roku 2011 ukończył studia na Wydziale Informatyki Politechniki Lwowskiej. W 2016 r. uzyskał stopień naukowy doktora. Od 2016 r. jest zatrudniony w Katedrze Komputerowych Systemów Projektowania Politechniki Lwowskiej na stanowisku adiunkta. Specjalność – równoległa architektura obliczeniowa, systemy komputerowego projektowania materiałów, modelowanie procesów termicznych, komputerowych systemów wizyjnych.

Dr hab. inż. Wioletta BAJDUR, prof. PCz – notkę biograficzną i fotografię Autorki drukujemy w bieżącym numerze na str. 1828.



Dr inż. Józef CIUŁA w roku 2004 ukończył studia inżynierskie na Wydziale Inżynierii Mechanicznej i Robotyki AGH Akademii Górniczo-Hutniczej im. Stanisława Staszica w Krakowie a w 2005 r. studia magisterskie na Wydziale Agrotechnologii Akademii Rolniczej w Krakowie. W 2013 r. uzyskał stopień doktora nauk technicznych w dyscyplinie inżynieria środowiska Politechniki Śląskiej w Gliwicach. Obecnie pracuje jako wykładowca w Państwowej Wyższej Szkole Zawodowej w Nowym Sączu w Instytucie Technicznym.



Dr inż. Myroslava VOVK w roku 1993 ukończyła studia na Wydziale Matematyki Uniwersytetu Iwana Franka we Lwowie. W 2001 r. uzyskała stopień naukowy doktora. Od 1993 r. jest zatrudniona w Katedrze Matematyki Politechniki Lwowskiej na stanowisku adiunkta. Specjalność – systemy nieliniowe.

(poprzez regulator MPC). W tym celu sterownik podrzędny określa prędkość obrotową silnika dmuchawy. Wielowłtkowy system sterowania obejmuje kontrolę jakości ścieków, tj. stężenie NH_4^+ i stężenie NO_3^- , których dopuszczalne wartości limitowane są przepisami prawa, regulującymi dopuszczalne parametry związków azotu w ściekach oczyszczonych uwalnianych do wód publicznych. Schemat układu pomiarowego zaprezentowano na rys. 1.

Metodyka badań

Wykorzystano nieliniowy model osadu czynnego ASM2d, uwzględniający 21 procesów biochemicznych, skalibrowane zgodnie z wynikami pomiarów parametrów procesowych i badań laboratoryjnych. Główne wyzwania technologiczne i naukowe przedstawiono w tabeli 1.

Model komputerowy oczyszczalni ścieków opracowano w środowisku Matlab/Simulink i SIMBA. Do modelowania procesów biochemicznych wykorzystano standardowy model ASM2d (*activated*

sludge model no. 2d), obejmujący procesy usuwania węgla organicznego i azotu oraz przemiany z udziałem bakterii wykorzystujących zdolność magazynowania fosforu w biomase komórkowej. Następnie wykonano identyfikację ilościowych i jakościowych parametrów modelu oraz przeprowadzono jego kalibrację. Ostatnim krokiem była walidacja całego modelu, przeprowadzona z wykorzystaniem zbioru danych spoza tych, które zostały użyte do kalibracji modelu. Zarówno w procesie kalibracji, jak i walidacji modelu wykorzystano algorytmy genetyczne. Uzyskano wysoką dokładność modelu i jego użyteczność dla celów projektowania układu sterowania.

Modelowanie

Sporządzono model sterowania stężeniem tlenu (strumieniem powietrza) i podsystemu generującego optymalną trajektorię wartości zadanej stężenia tlenu. Celem sterowania była minimalizacja zużycia energii elektrycznej przez zespół dmuchaw, przy spełnieniu

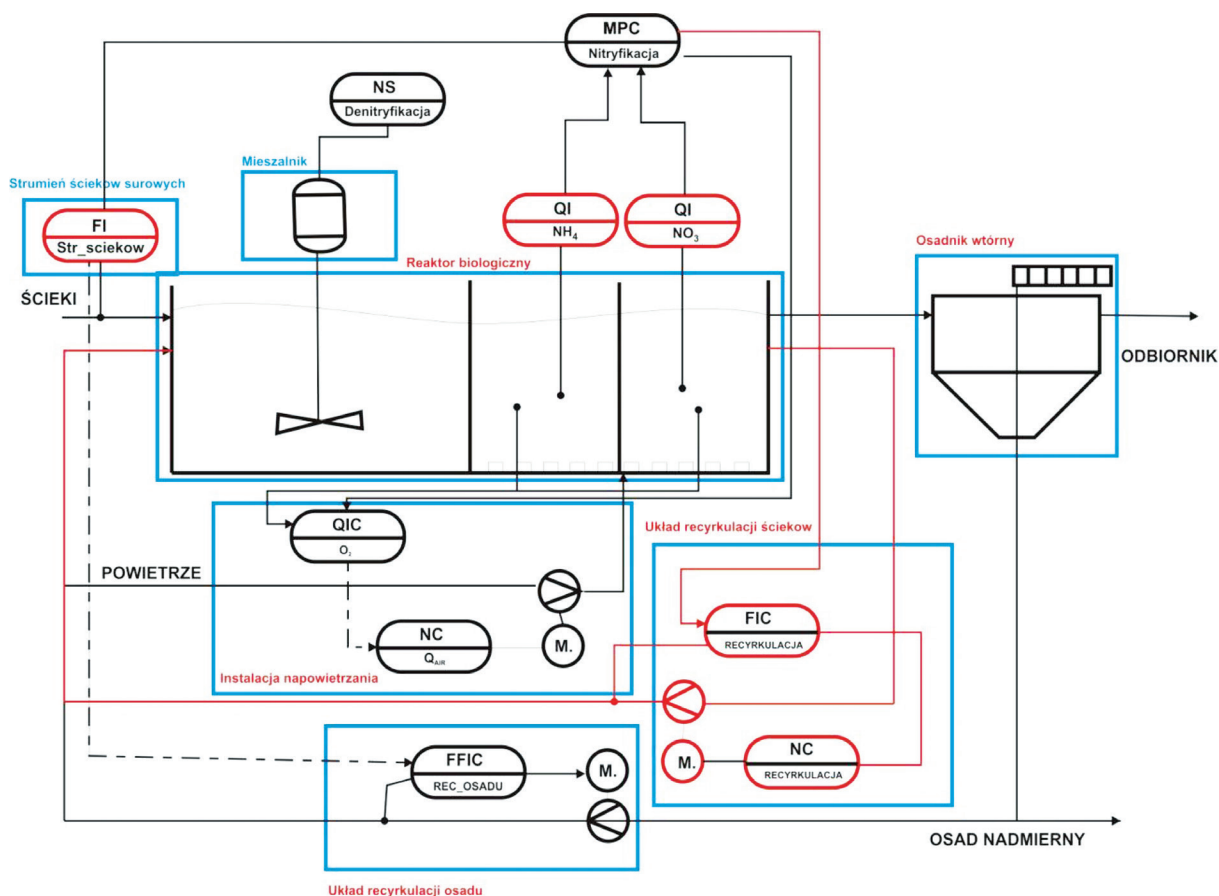


Fig. 1. Block diagram of the measuring system

Rys. 1. Schemat układu pomiarowego

Table 1. Main technological and scientific challenges¹⁷⁾

Tabela 1. Główne wyzwania technologiczne i naukowe¹⁷⁾

Automatyczne sterowanie procesem nityfikacji i denitryfikacji, przy jednoczesnej kontroli wartości azotu ogólnego i fosforu w ściekach oczyszczonych.
 Optymalizacja recykulacji wewnętrznej i zewnętrznej bioreaktora.
 Zmniejszenie zużycia energii elektrycznej w procesie napowietrzania i recykulacji.
 Wyeliminowanie sytuacji związanych z "przepełnieniem" komór osadu czynnego w momencie dopływu mniejszego ładunku azotu amonowego w ściekach surowych, co się wiąże z zaburzeniem procesu nityfikacji.
 Optymalizacja zużycia środka strącającego związku fosforu (PIX).



Doc. Ing. Mgr. Radoimir ŠČUREK, Ph.D. (associate professor, MEng, MSc, Ph.D.) w roku 1988 ukończył studia na Wydziale Mechaniczno-Elektrycznym VSB Uniwersytetu Technicznego w Ostrawie w Czechach. W 1998 r. ukończył również studia na Wydziale Prawa Bezpieczeństwa Wyższej Szkoły Policji w Pradze. W 2006 r. uzyskał stopień doktora nauk technicznych Uniwersytetu VSB-Technicznego w Ostrawie na Wydziale Inżynierii Bezpieczeństwa. W 2009 r. uzyskał stopień doktora habilitowanego. Obecnie jest profesorem nadzwyczajnym i zastępcą kierownika Katedry Usług Bezpieczeństwa na Wydziale Inżynierii Bezpieczeństwa VSB – Uniwersytetu Technicznego w Ostrawie. Specjalność – bezpieczeństwo i ochrona przeciwpożarowa.

ograniczeń procesowych i technologicznych. Funkcję celu opisano wyrażeniem (1):

$$J = \sum_{j \in \{1,2\}} \left(\sum_{i=l}^{H_p} (S_{o,j}(k+i|k) - S_{o,j}^{ref}(k+i|k)) + \right. \\ \left. + \sum_{i=l}^{H_p} \gamma (Q_{air,j}(k+i|k) - Q_{air,j}(k+i-l|k))^2 + \right. \\ \left. + \mu (Q_{air,j}(k-l|k-l) - Q_{air,j}(k|k))^2 + \right. \\ \left. + \sum_{i=l}^{H_p} \varrho (Q_{air,j}(k+i-l|k))^2 \right) \quad (1)$$

Współczynniki γ , μ i ν wyznaczono eksperymentalnie na podstawie wyników symulacji. Pierwsze wyrażenie w zależności (1) reprezentowało błąd nadążania za trajektorią zadaną tlenu. Składniki drugi i trzeci odpowiadają ograniczeniu technologicznemu (cyklu pracy) i częstotliwości przełączania dmuchaw. Czwarty element związany był ze zużyciem energii tłoczenia powietrza do komory nityfikacyjnej.

Wielowymiarowy nieliniowy regulator predykcyjny generował, w chwili k na horyzoncie H_p zależności (2):

$$\{\hat{Q}_{air,j}(k), \dots, \hat{Q}_{air,j}(k+H_p-l)\}_{j=l}^2 \quad (2)$$

wykorzystując zdyskretyzowany nieliniowy model stężenia tlenu, z predykcją wartości respiracji (3):

$$\widehat{R}_{r,j}(k) \quad dla \quad k \in [k, k+H_p-l] \quad (3)$$

określona równaniem (5) i minimalizującą funkcję celu (1), przy spełnieniu ograniczeń (2)–(4). Dla j -tej komory tlenowej ($j = \{1, 2\}$) zdyskretyzowany model stężenia tlenu w j -tej komorze tlenowej opisano zależnością (4):

$$\frac{S_{o,j}(k+i) - S_{o,j}(k+i-l)}{r} = k_{La} (Q_{air,j}(k+i-l)) (S_{o,sat} - S_{o,j}(k+i-l)) - \\ - \frac{S_{o,j}(k+i-l) - S_{o,j}(k+i-l)}{(K_o + S_{o,j}(k+i-l))} R_{r,j}(k+i-l) \quad (4)$$

w której S_o oznacza stężenie tlenu, k_{La} funkcję transferu tlenu, Q_{air} natężenie dopływu powietrza do komory tlenowej, $S_{o,sat}$ współczynnik nasycenia tlenu (8,63736 g/m³), K_o jest stałą Monoda rozpuszczania tlenu (0,2 g/m³, a R_r oznacza respirację.

Funkcję transferu tlenu k_{La} uzależniono od natężenia dopływu powietrza Q_{air} i przyjęto w postaci funkcji opisanej równaniem (5):

$$k_{La}(k) = 0,208 \cdot Q_{air,j}(k) \quad (5)$$

Zmienną $R_{r,j}$ traktowano jako zakłócenie zewnętrzne. Wielkość ta była estymowana (brak pomiaru) przy założeniu, że dynamika stężenia tlenu była szybsza niż dynamika respiracji. Estymatę respiracji w chwili $(k-l)$ opisano zależnością (6):

$$R_{r,j}(k-l) = - \frac{K_o + S_{o,j}^p(k-l)}{S_{o,j}^p} (k-l) \left(\frac{S_{o,j}^p(k) - S_{o,j}^p(k-l)}{T} - \right. \\ \left. - k_{La} (Q_{air,j}(k-l)) \cdot (S_{o,j}^p(k) - S_{o,j}^p(k-l)) \right) \quad (6)$$

Ze względu na wolną zmienność respiracji w stosunku do szybkości zmian stężenia tlenu w reaktorze, wartość tę przyjęto również jako estymatę respiracji w chwili k . Ponieważ w zależności (6) wykorzystano bezpośrednie odczyty z pomiarów *on-line*, przy wyznaczaniu estymaty respiracji miał miejsce rodzaj „różniczkowania” szumu pomiarowego występującego w pomiarze stężenia tlenu.

Zmienną sterującą był strumień powietrza $Q_{air,j}$ a zmienną sterującą stężenie tlenu w komorze nityfikacji $S_{o,j}^p$. Ponadto na obiekt działały

takie zakłócenia, jak natężenie dopływu ścieków, chemiczne zapotrzebowanie na tlen, azot ogólny i fosfor ogólny, co ujęto w równaniu (7):

$$Q_{air,j}^{min} \leq \sum_{j \in \{1,2\}} Q_{air,j}((k+i-l|k)) \leq Q_{air,j}^{max}, i=l, \dots, H_p \quad (7)$$

w którym $Q_{air,j}^{min}$ oznacza minimalny strumień dopływu powietrza do komory tlenowej, $Q_{air,j}^{max}$ maksymalny strumień dopływu powietrza przy ograniczeniach nałożonych na minimalną i maksymalną wartość sterowania w pojedynczym kroku predykcji (8) i (9):

$$Q_{air,j}^{min} = 0 \quad (8)$$

$$Q_{air,j}^{max} = 6000 \text{ m}^3/\text{h} \quad (9)$$

Ograniczenie na maksymalną zmianę wielkości sterowania w pojedynczym kroku predykcji wyrażono układem nierówności (10) i (11):

$$|Q_{air,j}(k+i|k) - Q_{air,j}(k+i-l|k)| \leq \Delta Q_{air,j}^{max}; j \in \{1,2\}; i=l, \dots, H_p \quad (10)$$

$$|Q_{air,j}(k-l|k-l) - Q_{air,j}(k|k)| \leq \Delta Q_{air,j}^{max}; j \in \{1,2\}; i=l, \dots, H_p \quad (9)$$

w których $\Delta Q_{air,j} = 6000 \text{ m}^3/\text{h}$.

Dokonano optymalizacji parametrów procesu technologicznego wyznaczając funkcję celu i ograniczenia nałożone na zmienne decyzyjne zadania optymalizacyjnego. Celem sterowania była minimalizacja funkcji celu wyrażającej zużycie energii elektrycznej przez stację napowietrzającą (zespół dmuchaw, dyfuzorów i przepustnic), oraz zmniejszenie dawki środka strącającego związku fosforu, przy spełnieniu ograniczeń procesowych i technologicznych.

Oczyszczalnię ścieków modelowano w środowisku Matlab/Simulink wykorzystując skalibrowany model ASM2d. Następnie zaimplementowano nieliniowy układ regulacji, z wykorzystaniem biblioteki OptimizationToolbox. Dopływające do oczyszczalni ścieki (wektor zmiennych zakłócających) scharakteryzowano przez cztery wielkości: zmienne natężenie dopływu ścieków i chemiczne zapotrzebowanie na tlen oraz stałe wartości azotu i fosforu ogólnego (odpowiednio 90 mg/dm³ i 10 mg/dm³). Analizowano wpływ długości horyzontu predykcji H_p i kroku predykcji T na jakość sterowania, mierzona błędem RMSE (*root mean square error*). Podstawowym czynnikiem decydującym o wyborze H_p była dynamika analizowanego obiektu. Dobór kroku predykcji T był determinowany wymaganą jakością sterowania przy maksymalnej redukcji złożoności obliczeniowej. Ma to istotne znaczenie szczególnie w układach nieliniowych. Błąd RMSE^[17-22] nadążania za trajektorią stężenia tlenu podano w tabeli 2. Błąd średniokwadratowy RMSE, wyznaczono z zależności (12):

$$RMSE = \sqrt{\frac{\sum_{j=1}^n (S_{o,j} - S_{o,j}^{ref})^2}{n}} \quad (12)$$

w której $n = 2$ (dwie komory tlenowe).

Ponieważ równania modelu stężenia tlenu, stanowiące ograniczenia równościowe w zadaniu optymalizacji predykcyjnej rozwiązywano podczas działania procedury optymalizacji przez całkowanie równań różniczkowych tego modelu przez symulator, więc większość czasu procesora zajmowało rozwiązywanie modelu stężenia tlenu dla danego układu. Czas ten był proporcjonalny do okresu, w któ-

Table 2. RMSE prediction error with given H_p , T parameters in oxygen chambers 1 and 2 of the biological reactor

Tabela 2. Błąd predykcji RMSE przy zadanych parametrach H_p , T w komorach tlenowych 1 i 2 reaktora biologicznego

Parametry MPC		Procentowy błąd średniokwadratowy RMSE	
Horyzont predykcji, H_p	czas, T , min	komora tlenowa 1	komora tlenowa 2
5	5	0,038	0,034
10	10	0,058	0,051

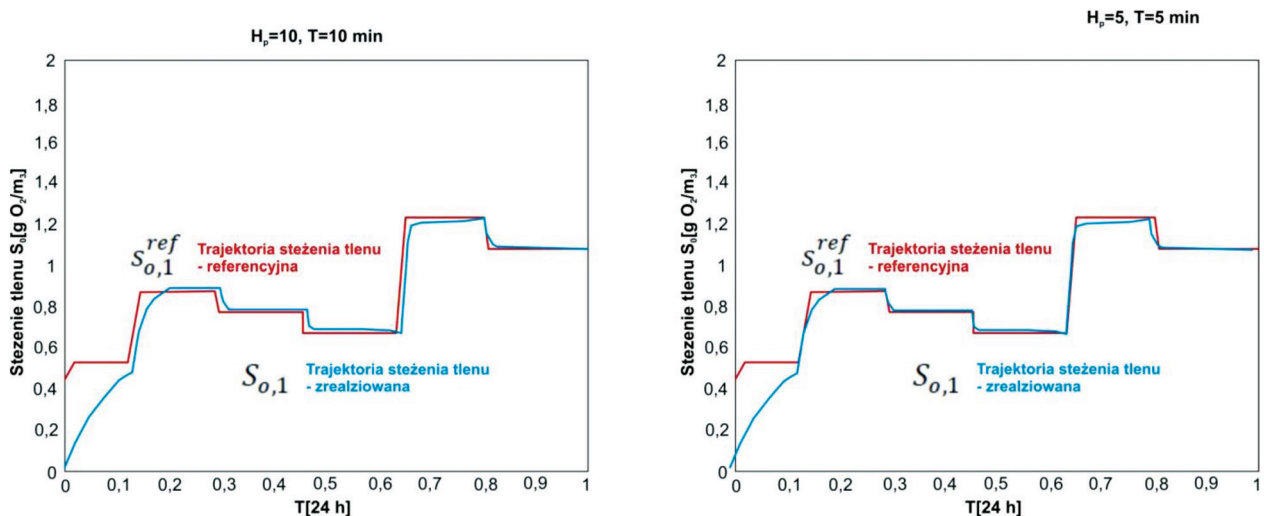


Fig. 2. Trajectories of oxygen concentration (reference and realized) in the oxygen chamber 1

Rys. 2. Trajektorie stężenia tlenu (referencyjne i zrealizowane) w komorze tlenowej 1

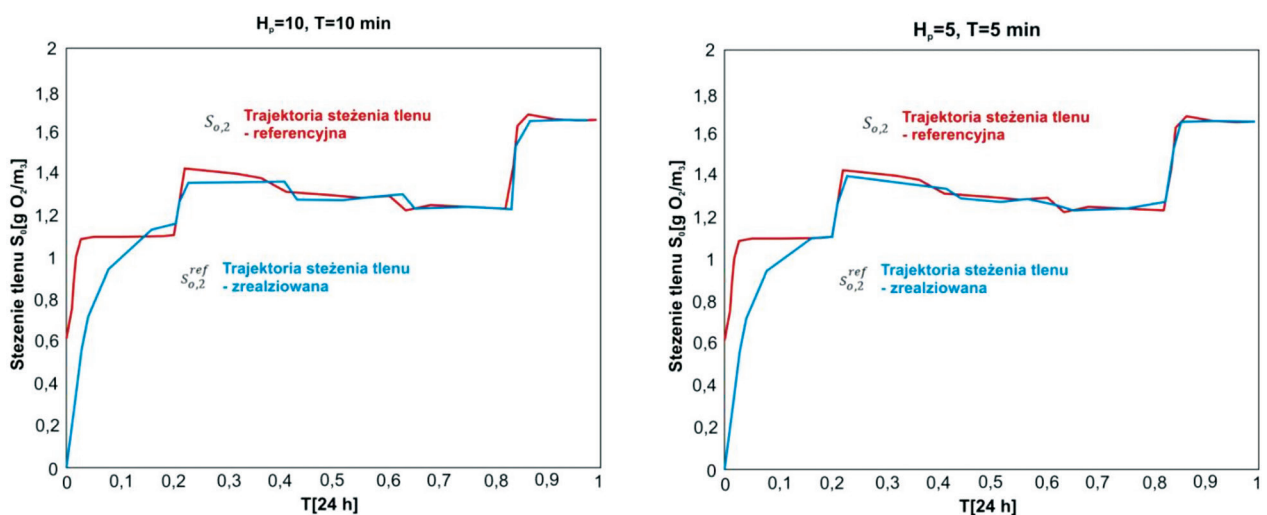


Fig. 3. Trajectories of oxygen concentration (reference and realized) in the oxygen chamber 2

Rys. 3. Trajektorie stężenia tlenu (referencyjne i zrealizowane) w komorze tlenowej 2

rym model rozwiązywano. Zmniejszanie H_p skracало czas obliczeń i w niewielkim stopniu wpływało na jakość sterowania. Wyniki sterowania pokazano dla dwóch zestawów parametrów: $H_p = 10$, $T = 10$ min (rys. 2) oraz $H_p = 5$, $T = 5$ min (rys. 3). Dla obu przypadków można było zaobserwować nadążanie za trajekcją stężenia tlenu. Dla drugiego przypadku jakość sterowania była lepsza i wynikała bezpośrednio z częstszych interwencji regulatora. Średni czas obliczeń jednego zadania optymalizacji był na tyle krótki, że możliwa była implementacja z odpowiednią długością kroku predykcji, wymaganą przez dynamikę obiektu i szybkość zmian zakłóceń. W niektórych sytuacjach (np. przy zwiększonych dopływach ścieków o dużym stężeniu zanieczyszczeń) trajektorie stężenia tlenu mogły się znacznie różnić i układ z niezależnie pracującymi regulatorami typu MPC mógł mieć problem z właściwym podziałem powietrza. Dotyczyło to również decyzji o podziale ograniczenia na maksymalny dopływ powietrza. Układ sterowania z wielowymiarowym regulatorem MPC uwzględniał potrzeby dwóch komór tlenowych i dzięki temu znajdował optymalny rozdział strumienia powietrza.

Dla systemu sterowania optymalizującego (z zastosowaniem modelu inferencyjnego) dozowanie koagulantu PIX, wartości pomiarowe z analizatora oraz wartości kontrolne przesyłano do hierarchicznego systemu sterowania (VSCADA), który odpowiadał za aktywację urządzeń wykonawczych (pompy dozujące koagulant). Ponieważ pomiaru stężenia ortofosforanów dokonywano za punktem dozowania środka

strącającego, moduł sterujący pracował w trybie pętli zamkniętej z zadaną wartością docelową stężenia ortofosforanów w punkcie pomiarowym na poziomie 0,5 mg/L.

Wyniki badań

Dzięki zastosowaniu modeli sztucznych sieci neuronowych (pamięć autoasocjacyjna) oraz algorytmów neuropodobnych posiadających cechę tzw. specjalizacji i adaptacji uzyskano odpowiedzi na zmianę stanu pracy urządzeń, parametrów procesowych i technologicznych poszczególnych obiektów oraz detekcji i identyfikacji błędnych sygnałów z torów pomiarowych (uszkodzenia torów sterowania). Specjalizacja następowała po procesie uczenia w przestrzeni stanów i zdarzeń poprzez walidację, rekonstrukcję struktur danych obiektu oraz rekonfiguracji alg sterowania²³⁻²⁵.

Stwierdzono, że optymalne stężenie tlenu rozpuszczonego wynosiło 1 mg/L przy wysokiej wydajności procesu. Zużycie energii całkowitej można było zmniejszyć nawet do 14%, przyjmując stężenie tlenu na poziomie 1 mg/L w odniesieniu do wartości 2 mg/L w komorze nityfikacyjnej.

Następnym krokiem optymalizacji kosztów oczyszczalni ścieków była analiza wpływu zmiany strumienia w procesie recyrkulacji wewnętrznej z końca komory nityfikacyjnej do komory denityfikacyjnej. Na podstawie wyników symulacji stwierdzono,

ze zmiany recykulacji znacząco wpływały na stężenie azotu azotanowego w odpływie. Obniżenie natężenia przepływu pogarszało wydajność procesu. Przy recykulacji 50% stężenie azotu azotanowego było na poziomie dopuszczalnej wartości azotu ogólnego (<10 mg/L).

Pierwotnie środek strącający dozowano do osadu recykulowanego oraz przed filtrami. Dawkę koagulantu do osadu recykulowanego dobierano na podstawie analizy laboratoryjnej próbek średniodobowych. W zależności od tego, czy stężenie ortofosforanów w próbkach dobowych wzrastało czy malało, adekwatnie zwiększano lub zmniejszano dawkę koagulantu. Dozowanie środka strącającego do komory końcowego napowietrzania wg zadanej trajektorii sterowania okazało się bardzo efektywne. Stąd zmniejszono, a ostatecznie zaprzestano dozowania koagulantu przed końcową filtracją. Zmniejszenie zużycia środka strącającego wyniosło 15%.

Otrzymano: 16-09-2019

LITERATURA

- [1] A.M. Anielak, *Gaz Woda Technika Sanitarna* 2018, **6**, 232.
- [2] M. Bajor, J. Wajs, D. Mikielwicz, *Rynek Energii* 2016, **4**, 22.
- [3] K. Barbusiński, *Sterowanie Napędy* 2016, nr 1, 40.
- [4] K. Barbusiński, M. Zubrowska-Sudoł, [w:] *Mat. 2 Konf. Efektywność energetyczna w przedsiębiorstwach wod-kan*, Chorzów/Tychy, 20-22 listopada 2018 r., 86.
- [5] L. Bartkiewicz, B. Szeląg, J. Studziński, *Ochr. Środ.* 2016, **38**, nr 2, 29.
- [6] S. Biedugnis, M. Smolarkiewicz, *Roczn. Ochr. Środ.* 2010, **12**, 263.
- [7] S. Biedugnis, S. Zieliński, *Prace Nauk. Politechniki Warszawskiej, Inż. Środ.* 2009, **5**, 33.
- [8] M.A. Brdys, T. Chang, K. Konarczak, *Mat. IFAC 10th Symp. Large Scale Systems. Theory and Applications*, Osaka, 26-28 July 2004.
- [9] Q. Chen, J. Ni, T. Ma, T. Liu, M. Zheng, *Bioresour. Technol.* 2015, **183**, 25.
- [10] J. Corriou, M. Pons, [w:] *Mat. European Symposium on Computer-Aided Process Engineering-14, Thirty-seventh European Symposium of the Working Party on Computer-Aided Process Engineering*, Elsevier, (red. A. Barbosa-Povoa I H. Matos), *Computer Aided Chem. Eng.* 2004, **18**, 625.
- [11] S. Dellana, D. West, *Environ. Modelling Software* 2009, **24**, 96.
- [12] A. Dereszewska, S. Cytawa, *Ekonomia Zarządzanie* 2012, **4**, nr 1, 130.
- [13] J. Dudley, G. Buck, R. Ashley, A. Jack, *Water Sci. Technol.* 2002, **45**, nr 6, 177.
- [14] K. Gaska, A. Generowicz, I. Zimoch, J. Ciula, Z. Iwanicka, *Architecture Civil Eng. Environ.* 2017, **10**, nr 4, 141.
- [15] K. Gaska, A. Generowicz, I. Zimoch, J. Ciula, D. Siedlarz, *Architecture Civil Eng. Environ.* 2018, **11**, nr 4, 152.
- [16] K. Gaska, A. Generowicz, J. Ciula, *Tech. Trans.* 2018, **3**, 153.
- [17] M. Smol, J. Kulczycka, Z. Kowlaski, *J. Environ. Manage.* 2016, **184**, nr 3, 617.
- [18] K. Gaska, K. Pikon, *Mat. Twenty-sixth Annual Intern. Conf. on Incineration and Thermal Treatment Technologies, IT'07 Conference, 14-18 maja 2007 r., Phoenix, USA (ISBN: 9780923204822)*.
- [19] D. Kowalski, B. Kowalska, T. Bławucki, P. Suchorab, K. Gaska, *Water* 2019, **11**, 480; doi:10.3390/w11030480.
- [20] A. Generowicz, K. Gaska, G. Hajduga, *E3S Web of Conferences, 10th Conf. on Interdisciplinary Problems in Environmental Protection and Engineering*, 2018, doi: 10.1051/e3sconf/20184400043.
- [21] J. Ciula, K. Gaska, A. Generowicz, G. Hajduga, *E3S Web of Conferences, The First Conf. of the International Water Association IWA for Young Scientist in Poland "Water, Wastewater and Energy in Smart Cities"*, Cracow, Poland, 2018, doi: 10.1051/e3sconf/20183003002.
- [22] K. Gaska, A. Generowicz, *Architecture Civil Eng. Environ.* 2017, **10**, nr 1, 117.
- [23] M. Kwietniewski, K. Miszta-Kruk, K. Niewitecka, M. Sudoł, K. Gaska, *Intern. J. Environ. Res. Public Health* 2019, **16**, nr 10, 860.
- [24] E.J. Bielińska, S. Baran, L. Pawłowski, K. Józwiakowski, B. Futa M. Bik-Mafodzińska, Z. Mucha, A. Generowicz, *Probl. Ekorozwoju* 2014, **9**, nr 1, 127.
- [25] Z. Kowalski, A. Generowicz, A. Makara, J. Kulczycka, *Environ. Protection Eng.* 2015, **41**, nr 4, 167.

EPS Media Ewelina Płońska-Stepulak
zaprasza do wzięcia udziału w

VII Konferencji Przemysłu Chemii Budowlanej

która odbędzie się w dn. 3 grudnia 2019 r. w Warszawie

Celem Konferencji jest:

- ✓ przekazanie informacji o aktualnościach w branży chemii budowlanej
- ✓ stworzenie platformy wymiany informacji i pomysłów
- ✓ integracja branży
- ✓ umożliwienie uczestnikom Konferencji dostępu do firm (Partnerów Konferencji) posiadających atrakcyjną ofertę dla branży.

W konferencji wezmą udział:

- ❖ właściciele, prezesi, dyrektorzy zarządzający, menadżerowie marketingu i sprzedaży w firmach w firmach produkcyjnych, dystrybucyjnych i usługowych
- ❖ menadżerowie decydujący o zakupach w firmach z branży chemii budowlanej
- ❖ pracownicy działów R&D firm przemysłu chemii budowlanej
- ❖ przedstawiciele nauki

Kontakt: Ewelina Płońska-Stepulak
e.plonska@chemiaibiznes.com.pl
tel. kom. 662 648 110; tel. 22 253 81 01

www.chemiaibiznes.com.pl