

Primerjava strategij vodenja odstranjevanja dušikovih komponent na študijskem modelu čistilne naprave odpadnih voda

Aljaž Stare, Nadja Hvala, Darko Vrečko, Stanko Strmčnik

Odsek za sisteme in vodenje, Institut Jožef Stefan, Jamova 39, 1000 Ljubljana, Slovenija
E-pošta: nadja.hvala@ijs.si

Povzetek. V prispevku smo izvedli primerjavo različnih strategij vodenja pri odstranjevanju dušikovih komponent na čistilni napravi za čiščenje odpadnih voda. Cilj je poiskati najprimernejšo strategijo vodenja s stališča minimalnih obratovalnih stroškov in ustrezne kakovosti čiščenja. V študiji so bile preizkušene relativno preproste oblike vodenja, ki se uporabljajo v praksi, kot tudi bolj kompleksne oblike vodenja. Kot kompleksno obliko vodenja smo uporabili prediktivni regulator, ki je bil idealen v smislu uporabljenega modela procesa, poznanih motenj in kakovosti uporabljenih senzorjev. Na podlagi simulacijskih analiz je bilo ugotovljeno, da lahko že s proporcionalno-integrirnim (PI) vodenjem nitratov in PI vodenjem amonijevega dušika z upoštevanjem motnje dosežemo skoraj enake obratovalne stroške, kot jih dosežemo pri prediktivnem vodenju, in sicer pri različnih razmerah obratovanja naprave. Bolj kompleksni algoritmi vodenja sicer izboljšajo kakovost čiščenja, vendar pa je za to potrebna dodatna energija, kar pomeni, da skupnih obratovalnih stroškov bistveno ne znižamo.

Ključne besede: čiščenje odpadnih voda, odstranjevanje dušika, vodenje, simulacija

Comparison of control strategies for nitrogen removal on a wastewater treatment benchmark model

Extended abstract. In this paper several control strategies for nitrogen removal are evaluated in a benchmark simulation model of an activated sludge process. The goal is to determine which control strategy assures better performance with respect to plant operating costs. Constant manipulated variables and various proportional-integral (PI) and feedforward (FF) control strategies are tested and compared with predictive control, which uses an ideal process model. The control strategies differ in the information used about the process (number of sensors and sensor location) and in the complexity of the control algorithms. To determine the set-points that yield optimal operating costs, an operational map is constructed for each control strategy. Simulation results show that with PI and FF controllers almost the same optimal operating costs can be achieved as with more advanced model predictive control algorithms under various plant operating conditions.

Keywords: wastewater treatment, nitrogen removal, control, simulation

1 Uvod

Zaradi izpusta nutrientov v naravne vode je onesnaževanje voda eden večjih svetovnih problemov.

Zato so bile v preteklosti razvite številne biološke čistilne naprave (ČN) za odstranjevanje organskih, dušikovih in fosforjevih komponent. Novejše naprave imajo številne bazene s povratnimi recikli in postajajo čedalje bolj kompleksne. Zato je v takšnih napravah potreba po višji stopnji vodenja in avtomatizacije čedalje večja.

Strožji zakonski predpisi, ki določajo mejne vrednosti dovoljene onesnaženosti očiščene vode, in ekološke takse za obremenjevanje voda so raziskovalce spodbudili k uvedbi sodobnih metod vodenja tudi pri čiščenju odpadnih voda. V praksi namreč želimo doseči čim nižje izhodne vrednosti koncentracij ter tako zadostiti zakonskim predpisom pri minimalnih obratovalnih stroških.

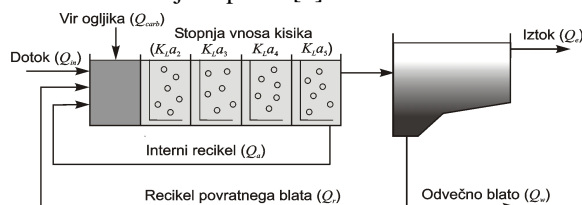
V preteklosti je bilo predlaganih že veliko različnih strategij vodenja pri odstranjevanju dušikovih komponent [1, 2], tako glede izbranih reguliranih in reguliranih veličin, kot tudi glede na kompleksnost izbranega algoritma vodenja. Žal pa so bile primerjave izvedene na različnih tipih čistilnih naprav in pri različnih dotokih, poleg tega pa so bila vodenja ovrednotena tudi z različnimi cenilkami. Zato je težko reči, katera oblika vodenja je s stališča obratovalnih stroškov najprimernejša in ali je implementacija kompleksnih (multivariabilnih in/ali nelinearnih) oblik vodenja sploh potrebna.

V tem prispevku bomo prikazali primerjavo različnih strategij vodenja odstranjevanja dušika na študijskem primeru čistilne naprave. V študiji so bile preizkušene relativno preproste oblike vodenja, ki se uporabljajo v praksi, kot tudi bolj kompleksne oblike vodenja. Pri tem smo posamezne regulatorje med seboj ovrednotili tudi glede občutljivosti na spremembe v procesu (npr. zaradi temperature) ter na spremembe v obremenitvi vhodne odplake, saj čistilna naprava skozi vse leto deluje v različnih obratovalnih razmerah.

Članek je razdeljen na šest poglavij. V drugem poglavju je opisan študijski primer čistilne naprave. Nato sledi kratek opis uporabljenih strategij vodenja. V četrtem poglavju so podani rezultati simulacij, v petem pa sklepne ugotovitve.

2 Študijski model čistilne naprave

Vse simulacijske analize smo izvedli s pomočjo študijskega primera čistilne naprave št. 1 (BSM1). Izdelala ga je mednarodna skupina strokovnjakov za objektivno preizkušanje različnih strategij vodenja. Znotraj študijskega primera so definirani konfiguracija naprave, njen model, dotok za suho, nevihtno in deževno vreme, simulacijski postopek in cenilke za ocenitev delovanja naprave [3].



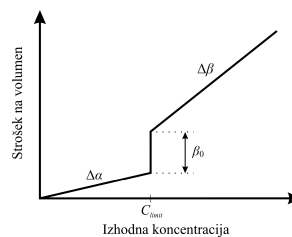
Slika 1: Shema študijske čistilne naprave
Figure 1. Scheme of wastewater treatment benchmark plant.

Shema študijskega primera čistilne naprave je prikazana na sliki 1. Predstavlja čistilno napravo za čiščenje odpadne vode z aktivno biomaso, ki omogoča razgradnjo organskih in dušikovih komponent. Čistilna naprava vsebuje anoksičen bazen, štiri aerobne bazene in usedalnik. Za opis bioloških reakcij sta uporabljena model ASM1 (Activated Sludge Model no. 1) in Takácssev model za procese usedanja [3].

Dušikove komponente se v napravi razgradijo v dveh stopnjah, in sicer: (1) nitrifikacija, kjer se amonijev dušik (S_{NH}) v aerobnih bazenih s pomočjo avtotrofnih organizmov pretvori v nitratni dušik (S_{NO}), (2) denitrifikacija, kjer se nitratni dušik v anoksičnih bazenih pretvori v dušikov plin s pomočjo heterotrofnih organizmov. Poleg nitratov heterotrofni organizmi za svojo rast potrebujejo tudi organske snovi, ki so prisotne v odpadni vodi. V primerih, ko je organskih snovi na dotoku premalo, v anoksičen bazen dodajamo ogljik, s čimer pospešimo denitrifikacijo.

Za oceno delovanja naprave in posameznih oblik vodenja so v študijskem primeru definirane različne cenilke [3]. V okviru študije smo se osredotočili

predvsem na obratovalne stroške (OC). Tako smo pri OC upoštevali stroške prezračevanja, stroške obdelave blata, stroške dodajanja ogljika in stroške ekološke takse za obremenjevanje voda (t. i. izhodni strošek). Izhodni strošek se ponavadi plačuje v sorazmerju s količino neodstranjenih snovi, ki jih čistilne naprave odvajajo v naravne vode. V našem primeru smo pri izhodnem strošku upoštevali koncentracijo izhodnega amonijevega dušika ($S_{NH,e}$) in koncentracijo skupnega dušika (TN_e). Funkcija izhodnega stroška, ki smo jo uporabili v naši študiji, je prikazana na sliki 2 [4].



Slika 2: Funkcija izhodnega stroška
Figure 2. Cost function for effluent fines.

Pri tem sta $\Delta\alpha$ in $\Delta\beta$ konstanti [€/kg], ki določata višino plačila takse za vsak neodstranjeni kilogram komponente pod in nad predpisano mejno vrednostjo (C_{limit}), β_0 pa pomeni dodaten strošek zaradi kršenja mejnih vrednosti. Vrednosti teh parametrov so bile povzete po sistemu plačevanja takse na Danskem in delnem območju Belgije [4], in sicer $\Delta\alpha_{NH} = 4$ €/kg, $\Delta\beta_{NH} = 12$ €/kg, $\beta_{0,NH} = 2,7 \cdot 10^{-3}$ €/m³, $\Delta\alpha_{TN} = 2,7$ €/kg, $\Delta\beta_{TN} = 8,1$ €/kg, $\beta_{0,TN} = 1,4 \cdot 10^{-3}$ €/m³. Pri tem smo mejne vrednosti za koncentracijo amonijevega dušika ($S_{NH,limit}$) in koncentracijo skupnega dušika (TN_{limit}) nastavili na 4 mg/l in 12 mg/l.

3 Preizkušene strategije vodenja

Pri vodenju odstranjevanja dušikovih komponent smo uporabili najvplivnejše regulirne veličine, in sicer pretok zunanega vira ogljika (Q_{carb}), vnos kisika v aerobne bazene (K_La) in referenčno vrednost koncentracije kisika v aerobnih bazenih (S_{Oset}). V študijskem primeru so vrednosti K_La in Q_{carb} omejene, in sicer $K_La = [0, 360]$ d⁻¹ in $Q_{carb} = [0, 5]$ m³/d. Poleg tega pa smo v našem primeru omejili tudi koncentracijo kisika v bazenih na 3 mg/l, saj se pri višjih koncentracijah kisika proces nitrifikacije bistveno ne izboljša. Zaradi omejitev regulirnih veličin smo pri PI regulatorjih uporabili zaščito pred integralskim pobegom, kot je podana v študijskem primeru. Parametre PI regulatorjev smo nastavili na podlagi odprtozančnega odziva na stopnico z nastavitvenimi pravili [2], ki se uporabljajo pri regulaciji z vgrajenim modelom.

3.1 PI vodenje koncentracije kisika

Ena izmed možnosti vodenja, ki se v praksi najpogosteje uporablja, je težnja k ohranitvi

koncentracije kisika v aerobnih bazenih na čim bolj stalni vrednosti. Pri tem se stopnja vnosa kisika (K_{LA}) uporablja kot regulirna spremenljivka. Prednost tega pristopa je v tem, da se količina vnosa kisika sproti prilagaja trenutnim potrebam po kisiku zaradi spremenjene aktivnosti mikroorganizmov. To pomeni, da pri majhnih obremenitvah regulator zmanjša vnos kisika v bazene, pri visokih obremenitvah pa poveča ter s tem ohranja koncentracijo kisika v aerobnih bazenih na želeni referenčni vrednosti (S_{Oset}). Pri tej strategiji vodenja potrebujemo štiri senzorje kisika, ki so nameščeni v posameznih aerobnih bazenih. Ti senzorji so v praksi znani po svoji robustnosti, zanesljivosti in hitrem odzivu [2]. Zato je senzor kisika v BSM1 predpostavljen kot idealen (brez zakasnitve in šuma meritve).

3.2 PI vodenje amonijevega in nitratnega dušika

Ta strategija vodenja vsebuje dve dodatni regulacijski zanki. V prvi poteka regulacija nitratov v zadnjem aerobnem bazenu (S_{NO5}), kjer je pretok ogljika v anoksični bazen Q_{carb} regulirna veličina. V drugi regulacijski zanki pa vplivamo na koncentracijo amonijevega dušika v zadnjem aerobnem bazenu (S_{NH5}) s pomočjo kaskadne regulacije. Zunanji regulator amonijevega dušika določa referenčno vrednost koncentracije kisika S_{Oset} , regulatorji kisika v notranjih zankah (za vsak aerobni bazen eden) pa določajo potreben vnos kisika v aerobne bazene. Pri tej strategiji vodenja potrebujemo dodatna senzorja za merjenje S_{NO} in S_{NH} . Senzorja S_{NO} in S_{NH} v praksi nista tako zanesljiva in odzivna kot na primer senzor kisika, zato v študijskem primeru vsebujeta 10-minutno zakasnitev in imata dodan normalno porazdeljen beli šum. Standardna deviacija dodanega šuma za senzor S_{NO} je 0.1 mg/l, za senzor S_{NH} pa 0.2 mg/l.

3.3 PI vodenje amonijevega dušika z upoštevanjem motnje in PI vodenje nitratnega dušika

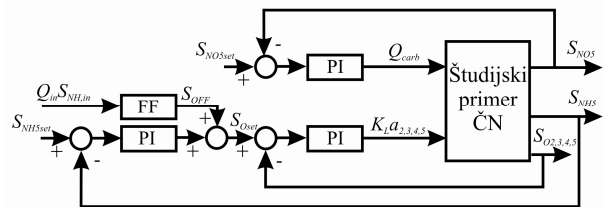
Prednost vodenja z upoštevanjem motnje je ta, da vplivamo na proces na podlagi meritve motnje, še preden ta povzroči spremembo na izhodu procesa, s čimer dosežemo hitrejše izločanje motnje. Struktura vodenja je podobna predhodni, dodano je le krmiljenje (FF - feedforward), ki skupaj z izhodnim signalom PI regulatorja amonijevega dušika tvori nov regulirni signal (slika 3). Tako se referenčna vrednost kisika (S_{Oset}) izračuna kot vsota izhoda PI regulatorja kisika (S_{OPI}) in krmilnika (S_{OFF}):

$$S_{Oset} = S_{OPI} + S_{OFF} \quad (1)$$

V našem primeru je bil odziv krmiljenja (S_{OFF}) proporcionalen vhodni obremenitvi (t. j. produktu vhodnega pretoka in vhodne koncentracije amonijevega dušika - $Q_{in}S_{NH,in}$) in različen od nič le pri visokih vhodnih obremenitvah, torej:

$$S_{OFF} = \begin{cases} 0, & \text{če } Q_{in}S_{NH,in} \leq n_{load} \\ k(Q_{in}S_{NH,in} - n_{load}), & \text{če } Q_{in}S_{NH,in} > n_{load} \end{cases} \quad (2)$$

kjer n_{load} pomeni prag, kjer se člen FF vključi oz. izključi. Pri velikih vhodnih obremenitvah se zadrževalni čas odplake skrajša, hkrati pa se koncentracija dušikovih snovi v bazenih poveča. Zato je treba v takih primerih za uspešno izločitev vpliva vhodne motnje koncentracijo kisika v aerobnih bazenih zvišati dovolj hitro. Pri manjših obremenitvah pa hitro reagiranje ni tako bistveno, zato lahko uporabimo le PI regulator (brez člena FF). Vrednost n_{load} smo nastavili empirično, in sicer na relativno visoko vrednost 1000 kg/dan, saj je vhodna povprečna obremenitev v študijskem primeru ČN približno 550 kg/dan. Proporcionalni faktor k smo nastavili na vrednost $2 \cdot 10^{-2}$ (mgO₂·dan)/(kgN·l).



Slika 3: Shema PI vodenja z upoštevanjem motnje
Figure 3. PI and feedforward control scheme.

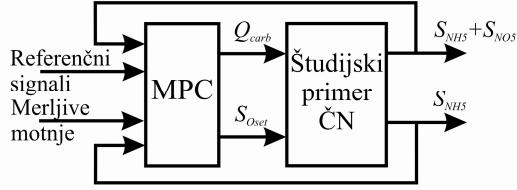
3.4 Prediktivno vodenje

Prejšnje oblike vodenja so vsebovale preproste univariabilne PI regulatorje. Da bi ugotovili, kakšno prednost prinašajo multivariabilne in nelinearne oblike vodenja, smo preizkusili tudi prediktivno vodenje (MPC). Prednost prediktivnega vodenja je v tem, da omogoča preprosto vodenje multivariabilnih procesov in upoštevanje omejitev regulirnih in reguliranih signalov na sistematičen način [5].

Prediktivno vodenje vsebuje tudi matematični model procesa. V našem primeru smo kot model prediktivnega regulatorja uporabili celoten model procesa. Za vse procesne spremenljivke smo predpostavili, da so merljive in točno znane (brez zakasnitve in šuma meritve). Prav tako smo predpostavili, da so znane vse prihodnje vrednosti motenj na izbranem prediktivnem intervalu. Takšen »idealni« prediktivni regulator je tako bil referenca drugim oblikam vodenja in je zgornja meja, ki jo lahko dosežemo s prediktivnim regulatorjem.

Pri prediktivnem vodenju smo obravnavani proces predstavili kot sistem z dvema vhodoma in dvema izhodoma (slika 4). V vektor reguliranih veličin y smo vključili koncentracijo amonijevega dušika (S_{NH5}) ter vsoto amonijevega in nitratnega dušika v petem bazenu ($S_{NH5} + S_{NO5}$), medtem ko smo v vektor regulirnih veličin u vključili pretok zunanega vira ogljika Q_{carb} in želeno koncentracijo kisika v aerobnih bazenih S_{Oset} :

$$u = \begin{bmatrix} S_{Oset} \\ Q_{carb} \end{bmatrix}, \quad y = \begin{bmatrix} S_{NH5} \\ S_{NO5} + S_{NH5} \end{bmatrix}. \quad (3)$$



Slika 4: Shema prediktivnega vodenja
Figure 4. Model predictive control scheme.

Za izračun regulirnih veličin smo uporabili cenilko:

$$J = \sum_{i=1}^{H_p} \left\| \hat{y}_{k+i|k} - r_{k+i|k} \right\|_{Q(i)}^2 + \sum_{i=0}^{H_u-1} \left\| \Delta \hat{u}_{k+i|k} \right\|_{R_{\Delta u}}^2 \quad (4)$$

$$+ \sum_{i=0}^{H_u-1} \left\| \hat{u}_{k+i|k} - u_0 \right\|_{R_u}^2 + \rho \sum_{i=1}^{H_p} \varepsilon_{k+i|k},$$

kjer prvi člen na desni strani enačbe kaznuje odstopanja napovedi reguliranega signala $\hat{y}_{k+i|k}$ od zelene referenčne vrednosti $r_{k+i|k}$, drugi člen kaznuje prevelike spremembe regulirnega signala $\Delta \hat{u}_{k+i|k}$, tretji člen kaznuje odstopanja regulirnega signala $\hat{u}_{k+i|k}$ od njegovega ustaljenega stanja (u_0), zadnji člen pa kaznuje kršenje (mehke) omejitve reguliranega signala. Pri tem H_p pomeni prediktivni interval, H_u interval vpliva, $R_{\Delta u}$ je matrika uteži sprememb regulirnih signalov, R_u je matrika uteži regulirnih signalov, Q je matrika uteži pogreškov, ρ pa je utež mehke omejitve.

Pri minimizaciji cenilke (4) smo upoštevali (trde) omejitve regulirnega signala, in sicer $S_{Oset} = [0, 3]$ mg/l in $Q_{carb} = [0, 5]$ m³/d. Dolžina izbranega prediktivnega intervala (H_p) in intervala vpliva (H_u), kot tudi izbira uteži Q , $R_{\Delta u}$ in R_u vplivajo na obnašanje in delovanje povratnozančnega sistema s prediktivnim regulatorjem. Uteži lahko sicer nastavimo na podlagi ekonomskih ciljev, vendar pa jih v praksi ponavadi obravnavamo kot nastavitvene parametre. Izberemo jih s poskušanjem, tako da dobimo zadovoljivo delovanje povratnozančnega vodenja [5]. V našem primeru smo parametre nastavili na podlagi izkustva, dobljenega iz simulacij, in na podlagi nastavitvenih pravil, predstavljenih v [5]. Izbrane vrednosti so:

$$Q = \begin{bmatrix} 10 & 0 \\ 0 & 0 \end{bmatrix}, R_{\Delta u} = \begin{bmatrix} 1 & 0 \\ 0 & 1 \end{bmatrix}, R_u = \begin{bmatrix} 0 & 0 \\ 0 & 1 \end{bmatrix}, \quad (5)$$

$$u_0 = [0 \quad 0]^T, \rho = 10, H_p = 6, H_u = 1.$$

Z dano izbiro matrike Q smo obtežili le odstopanja koncentracije S_{NH5} od zelene vrednosti. Obe regulirani veličini pa sta zajeti v cenilki prek mehkih omejitev, kjer so kršitve različne od nič, ko je omejitev kršena (S_{NH5} večji od 4 mg/l, $S_{NH5} + S_{NO5}$ večji od 10 mg/l). Z izbiro matrike R_u smo želeli preprečiti čezmerno doziranje ogljika pri majhnih obremenitvah, z dano izbiro $R_{\Delta u}$ pa smo kaznovali spremembe obeh regulirnih signalov.

4 Rezultati simulacij

4.1 Primerjava strategij vodenja pri optimalnih referenčnih vrednostih

Na splošno je učinkovitost delovanja naprave močno odvisna od izbranih referenčnih vrednosti regulatorjev. Z namenom poiskati optimalne referenčne vrednosti regulatorjev glede na obratovalne stroške ČN smo v okviru študije izvedli vrsto simulacijskih analiz pri različnih referenčnih vrednostih. Optimalne referenčne vrednosti, pri katerih dobimo minimalne obratovalne stroške, so prikazane v tabeli 1.

Tabela 1: Optimalne referenčne vrednosti
Table 1. Optimal set-point values.

	Optimalne referenčne vrednosti
PI vodenje kisika	$S_{Oset}=0.53$ mg/l, $Q_{carb}=1.6$ m ³ /dan
PI vodenje nitratov in amonijevega dušika	$S_{NH5set}=2.0$ mg/l, $S_{NO5set}=9.0$ mg/l
PI vodenje nitratov in PI-FF vodenje amonija	$S_{NH5set}=2.0$ mg/l, $S_{NO5set}=8.8$ mg/l
Prediktivno vodenje	$S_{NH5set}=2.0$ mg/l

Rezultate simulacij za dva dni obratovanja procesa prikazujeta sliki 5 in 6. Vidimo, da je odstranjevanje S_{NH} najslabše pri PI regulaciji kisika, saj maksimalne vrednosti dosežejo skoraj 8 mg/l (slika 5 – levo). Veliko boljše rezultate dosežemo pri drugih treh strategijah vodenja, kjer se koncentracija kisika prilagaja vhodni obremenitvi (slika 6 – levo). Tako se koncentracija kisika v aerobnih bazenih pri velikih obremenitvah dvigne, s čimer pospešimo proces nitrifikacije in s tem izboljšamo odstranjevanje amonijevega dušika. Pri majhnih obremenitvah pa se koncentracija kisika zniža, kar vodi k manjši porabi energije. Poleg tega pa nizka koncentracija kisika omogoča denitrifikacijo tudi v aerobnih bazenih (t.i. simultana denitrifikacija), kar vodi k boljšemu izločanju nitratov in s tem posledično boljšemu odstranjevanju TN (slika 5 – desno). Z uporabo PI vodenja S_{NH} smo maksimalne vrednosti S_{NH} znižali na 6 mg/l, z uporabo PI-FF vodenja pa na 4 mg/l, saj se z uporabo vodenja z upoštevanjem motnje koncentracija kisika ustrezno dinamično spreminja za več kot 1 uro hitreje (slika 6 – levo). Pri prediktivnem vodenju se koncentracija kisika zviša še nekoliko hitreje, kar dodatno izboljša odstranjevanje amonijevega dušika.

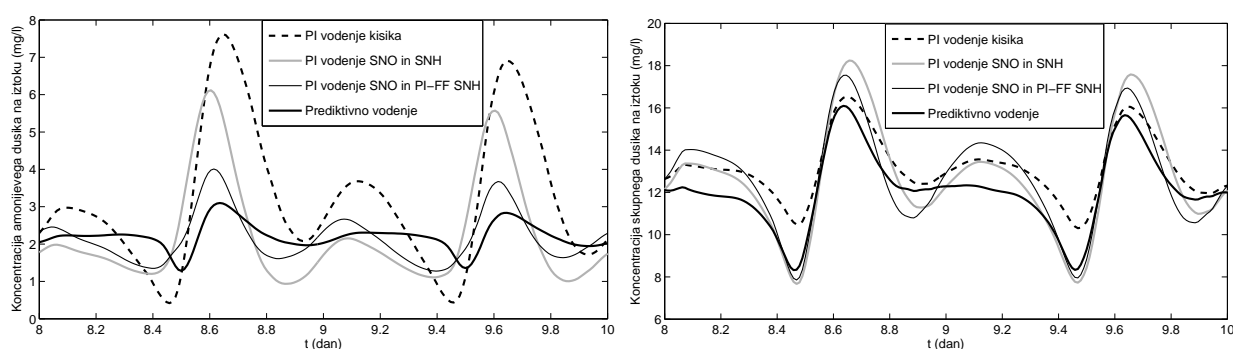
Na sliki 6 (desno) je prikazana tudi primerjava porabe vira ogljika za različne strategije vodenja. Opazimo, da se pri konstantnem doziranju (pri PI regulaciji kisika) vir ogljika pri majhnih obremenitvah dodaja po nepotrebem, pri velikih obremenitvah pa se ga dodaja premalo. Bolj ekonomično doziranje ogljika dosežemo z uporabo vodenja S_{NO} , kjer se ogljik dodaja le tedaj, ko je koncentracija S_{NO} v petem bazenu visoka. Vidimo, da začne prediktivni regulator v primerjavi s PI vodenjem nitratov dodajati vir ogljika veliko prej, zato dosežemo boljše odstranjevanje skupnega dušika pri velikih obremenitvah (slika 5 – desno).

Tabela 2 prikazuje primerjavo *OC* za posamezne oblike vodenja. Pri vsaki strategiji vodenja je poleg vrednosti stroškov podana tudi procentualna sprememba *OC* glede na najpreprostejšo strategijo vodenja (PI vodenje kisika in konstantno doziranje ogljika). Vidimo, da so *OC* najvišji pri najpreprostejši strategiji vodenja, z vsako novo in bolj kompleksno strategijo vodenja pa obratovalne stroške dodatno zmanjšamo. Pomemben dejavnik, ki vpliva na zmanjšanje obratovalnih stroškov, so izhodni stroški, ki se glede na kompleksnost strategij vodenja nenehno zmanjšujejo. Stroški prezračevanja so najnižji pri PI vodenju kisika, nekoliko pa narastejo z uvedbo vodenja S_{NH} zaradi boljšega odstranjevanja S_{NH} . Z uvedbo PI vodenja nitratov dosežemo občutno zmanjšanje stroškov dodajanja ogljika. Pri uporabi prediktivnega vodenja ti stroški nekoliko narastejo, kar pa je posledica boljšega odstranjevanja skupnega dušika.

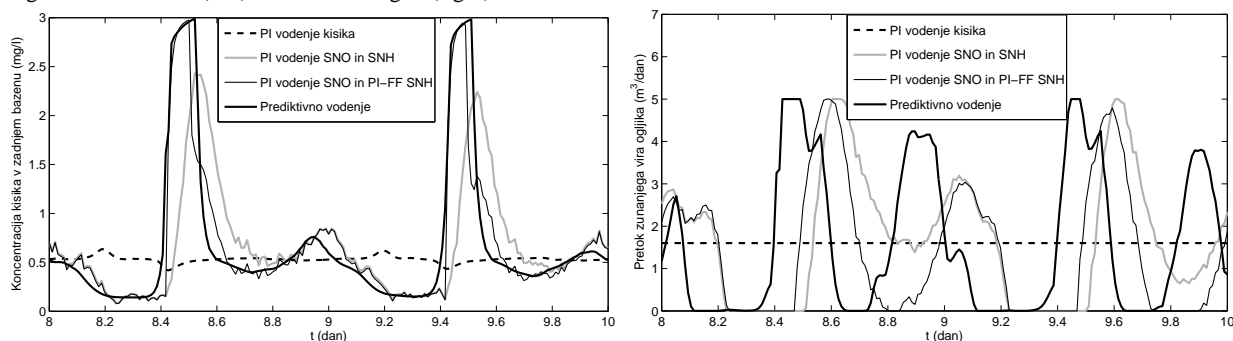
4.2 Primerjava strategij vodenja pri različnih obratovalnih razmerah

V okviru študije smo preverili tudi občutljivost posameznih strategij vodenja na spremembe v procesu (zaradi temperature) in na spremembe v obremenitvi vhodne odplake, t. j. povečana in zmanjšana koncentracija amonijevega dušika $S_{NH,in}$, hitro biorazgradljivega substrata $S_{S,in}$ in vhodnega pretoka Q_{in} . Kot spremenljivo vhodno obremenitev smo uporabili tudi dotok za deževno in nevihtno vreme. Simulacije smo izvedli pri referenčnih vrednostih regulatorjev, ki so bile izbrane kot optimalne za suho vreme in so podane v tabeli 1.

Tabela 3 prikazuje primerjavo *OC* posameznih strategij vodenja pri različnih obratovalnih razmerah, v zadnji vrstici pa je izračunana tudi povprečna vrednost *OC* za vse preizkušene razmere.



Slika 5: Koncentracija amonijevega (levo) in skupnega (desno) dušika na iztoku
Figure 5. Ammonia (left) and total nitrogen (right) concentration in the effluent.



Slika 6: Koncentracija kisika v zadnjem bazenu (levo) in pretok ogljika (desno)
Figure 6. Oxygen concentration in the last reactor (left) and external carbon flow-rate (right).

Tabela 2: Vrednost posameznih cenilk pri različnih strategijah vodenja.
Table 2. Evaluation criteria for different control strategies.

stroški (€/dan)	PI vodenje kisika	PI vodenje S_{NO} in S_{NH}	PI vodenje S_{NO} in PI-FF vodenje S_{NH}	Prediktivno vodenje
prezračevanje	512	537 (4.9 %)	541 (5.7 %)	538 (5.1 %)
odvečno blato	1227	1215 (-1.0 %)	1201 (-2.1 %)	1220 (-0.6 %)
dodajanje ogljika	192	148 (-22.9 %)	123 (-35.9 %)	152 (-20.8 %)
izhodni stroški	940	897 (-4.6 %)	847 (-9.9 %)	777 (-17.3 %)
obratovalni stroški	2871	2797 (-2.6 %)	2712 (-5.5 %)	2687 (-6.4 %)

Tabela 3: Obratovalni stroški pri različnih obratovalnih razmerah
Table 3. Operating costs at various plant conditions.

Obratovalni stroški (€/dan)	PI vodenje kisika	PI vodenje S_{NO} in S_{NH}	PI vodenje S_{NO} in PI-FF vodenje S_{NH}	Prediktivno vodenje
višja $S_{S,in}$ (+15 %)	2827	2744 (-2.9 %)	2659 (-5.9 %)	2643 (-6.5 %)
nižja $S_{S,in}$ (-15 %)	2958	2857 (-3.4 %)	2772 (-6.3 %)	2739 (-7.4 %)
višja $S_{NH,in}$ (+15 %)	3509	3328 (-5.2 %)	3189 (-9.1 %)	3142 (-10.5 %)
nižja $S_{NH,in}$ (-15 %)	2535	2357 (-7.0 %)	2324 (-8.3 %)	2325 (-8.3 %)
višji Q_{in} (+15 %)	3893	3757 (-3.5 %)	3589 (-7.8 %)	3527 (-9.4 %)
nižji Q_{in} (-15 %)	2191	2023 (-7.7 %)	1998 (-8.8 %)	1986 (-9.4 %)
nevihta	3150	3061 (-2.8 %)	2975 (-5.6 %)	2955 (-6.2 %)
dež	3211	3045 (-5.2 %)	2956 (-7.9 %)	2911 (-9.3 %)
nižja T (12 °C)	3694	3365 (-8.9 %)	3251 (-12.0 %)	3143 (-14.9 %)
višja T (18 °C)	2607	2416 (-7.3 %)	2382 (-8.6 %)	2357 (-9.6 %)
Povprečni OC (€/dan)	3058	2895 (-5.3 %)	2810 (-8.1 %)	2773 (-9.3 %)

Kot lahko opazimo v tabeli 3, se OC znižujejo z vsako novo in bolj kompleksno obliko vodenja, kar pomeni, da so tudi v suboptimalnih razmerah obratovanja kompleksnejše strategije vodenja uspešnejše od preprostih. Razlike med zadnjimi tremi oblikami vodenja so bolj opazne pri visokih obremenitvah kot pri nizkih. Iz rezultatov lahko sklepamo, da so bolj kompleksne oblike vodenja manj občutljive na spremenjene razmere obratovanja in pripomorejo k nižjim OC v širšem območju obratovalnih razmer in tudi tedaj, ko referenčne vrednosti regulatorjev niso izbrane optimalno.

5 Sklep

V članku je predstavljena primerjava strategij vodenja odstranjevanja dušika na študijskem primeru čistilne naprave. Na podlagi simulacijskih analiz je bilo ugotovljeno, da lahko z uvedbo dodatnih senzorjev (meritve amonijevega in nitratnega dušika), aktuatorjev in regulacijskih zank dosežemo bistveno znižanje obratovalnih stroškov in hkrati izboljšamo kakovost odstranjevanja dušikovih komponent. Poleg tega smo videli, da so takšne oblike vodenja – v primerjavi s preprostimi postopki vodenja, uporabljenimi v praksi, ki teh meritev ne uporabljajo – tudi manj občutljive na spremenjene razmere obratovanja, zaradi česar delujejo bolje na širokem območju obratovanja naprave.

V prispevku smo načrtali in preizkusili tudi zahtevnejše prediktivno vodenje, ki vključuje model procesa in omogoča multivariabilno obravnavo. Pokazalo se je, da takšno vodenje znatno izboljša kakovost čiščenja, vendar pa skupni obratovalni stroški niso bistveno nižji, saj je za izboljšanje kakovosti potrebna dodatna energija. Takšen način vodenja pa bi postal nujen, če bi vidik čiščenja (npr. zaradi strožje zakonodaje) prevladal nad drugimi stroški čiščenja.

6 Literatura

- [1] A. Stare, D. Vrečko, D. Vrančič, N. Hvala in B.B. Humar (2007). Regulacija nitratov na pilotni napravi Centralne čistilne naprave Domžale-

Kamnik. Zbornik pete konference Avtomatizacija v industriji in gospodarstvu, Maribor, 139-144.

- [2] G. Olsson and B. Newell (1999), Wastewater Treatment Systems, Modelling, Diagnosis and Control, IWA Publishing, London.
- [3] J.B. Coop, The COST Simulation Benchmark – Description and Simulator Manual (2002). ISBN 92-894-1658-0, Office for Official Publications of the European Communities, Luxemburg.
- [4] P.A. Vanrolleghem, U. Jeppsson, J. Carstensen, B. Carlsson in G. Olsson (1996). Integration of wastewater treatment plant design and operation – a systematic approach using cost functions. *Water Science and Technology*, 34, 3-4, 159-171.
- [5] J.M. Maciejowski (2002), Predictive control with Constraints, Prentice Hall, Harlow.

Aljaž Stare je diplomiral leta 2002 in doktoriral leta 2007 na Fakulteti za elektrotehniko Univerze v Ljubljani. Po končanem doktorskem usposabljanju na Institutu Jožef Stefan, ki je obsegalo vodenje, modeliranje in optimizacijo bioloških procesov čiščenja odpadnih voda, se je zaposlil v podjetju Metronik, d.o.o., Ljubljana.

Nadja Hvala je diplomirala leta 1985, magistrirala leta 1988 in doktorirala leta 1992, vse na Fakulteti za elektrotehniko Univerze v Ljubljani. Kot znanstvena sodelavka je zaposlena na Institutu Jožef Stefan v Ljubljani. Ukvarja se z modeliranjem, simulacijo, optimizacijo in načrtovanjem vodenja kemijskih in biokemijskih procesov.

Darko Vrečko je diplomiral leta 1998 in doktoriral leta 2003, oboje na Fakulteti za elektrotehniko Univerze v Ljubljani. Zaposlen je na Institutu Jožef Stefan v Ljubljani. Ukvarja se z vodenjem, modeliranjem in optimizacijo bioloških čistilnih naprav, v zadnjem času pa tudi z načrtovanjem razvrščanja šarž proizvodnih procesov in načrtovanjem algoritmov za določanje referenčnih temperatur prostorov zgradb.

Stanko Strmčnik je diplomiral leta 1972, magistriral leta 1975 in doktoriral leta 1979, vse na Fakulteti za elektrotehniko Univerze v Ljubljani. Od leta 1973 je zaposlen na Institutu Jožef Stefan v Ljubljani; od leta 1986 je vodja Odseka za sisteme in vodenje. Področja njegovega dela so matematično modeliranje, identifikacija, metode vodenja zveznih in šaržnih procesov, računalniško vodenje industrijskih procesov in netehniški vidiki uvajanja sistemov za vodenje.