

Analitičko projektovanje PI/PID regulatora kaskadnih industrijskih procesa sa transportnim kašnjenjem pod ograničenjem na robusnost

Ivan G. Prelić
Univerzitet u Beogradu
Elektrotehnički fakultet
Beograd, Srbija
prelicivan293@gmail.com

Tomislav B. Šekara
Univerzitet u Beogradu
Elektrotehnički fakultet
Beograd, Srbija
tomi@etf.rs

Marko Č. Bošković
Univerzitet u Istočnom Sarajevu
Elektrotehnički fakultet
Istočno Sarajevo, BiH
marko.boskovic@etf.ues.rs.ba

Sažetak— U radu je razvijena analitička metoda projektovanja PI/PID regulatora dvostepenih kaskadnih industrijskih procesa sa transportnim kašnjenjem pod ograničenjima na robusnost. Predložena metoda je najpre projektovan regulator $C_b(s)$ u unutrašnjoj povratnoj sprezi, a zatim regulator $C_a(s)$ u spoljašnjoj povratnoj sprezi. Dobijeni regulator je PI ili PID tipa zavisno od korištenog broja članova pri Maklorenovoj aproksimaciji funkcije prenosa složenog regulatora. Zadavanjem ograničenja na robusnost u proceduri projektovanja određuju se vrednosti podesivih parametara kojima se uspostavlja kompromis između pokazatelja robusnosti i ponašanja sistema u zatvorenoj povratnoj sprezi. Kao rezultat ostvareno je efikasno potiskivanje poremećaja u sistemu koje je vrednovano vrednostima integrala apsolutne greške, dok se odziv na referencu može naknadno oblikovati izborom težinskog faktora b , $0 \leq b \leq 1$ kojim se deluje na upravljački signal kroz izmešteno proporcionalno dejstvo regulatora. Efikasnost predložene metode je analizirana sa simulacijama na širokoj klasi industrijskih procesa uključujući stabilne, integralne i nestabilne procese sa transportnim kašnjenjem.

Ključne riječi- robusnost; funkcija maksimalne osetljivosti; analitičko projektovanje regulatora; kaskadna regulacija

I. UVOD

Kaskadne strukture upravljanja se koriste u različitim granama industrije sa ciljem poboljšanja efikasnosti potiskivanja poremećaja, smanjenja osetljivosti sistema u odnosu na varijacije parametara procesa odnosno u opštem slučaju da se unaprede dinamički pokazatelji ponašanja sistema u zatvorenoj sprezi [1]. Od posebnog značaja je njihova primena procesnoj industriji gde se prvenstveno pokazuju prednosti kaskadne regulacije pri eliminaciji poremećaja povezanih sa upravljačkim signalom i kada objekat upravljanja (sekundarni proces) pokazuje nelinearno ponašanje [2]. Kod standardne dvostepene redne kaskadne regulacije, postoje dve povratne sprege sa dva regulatora unutar svake od njih. Regulator unutrašnje petlje se uobičajeno naziva sekundarnim (podređenim), dok je u spoljašnjoj petlji lociran primarni (glavni) kontroler [3]. Osnovni koncept u ovakvoj konfiguraciji je da se poremećaji u unutrašnjoj petlji

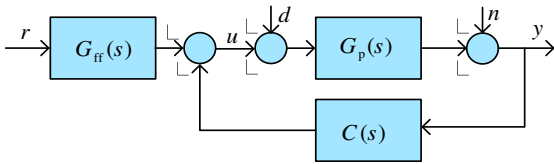
potisnu sekundarnim regulatorom pre prenošenja u spoljašnju petlju. Poboljšanje performansi primenom kaskadne regulacije u odnosu na konvencionalnu upravljačku petlju se ostvaruje ako su oba regulatora adekvatno podešena. Najveći dio razvijenih tehnika se odnosi na konvencionalne regulatore proporcionalno-integralno-diferencijalnog (PID) tipa. Istraživanja su pokazala da je oko 94% povratnih sprega u industriji PI/PID strukture [4], dok je njihova zastupljenost u naftnoj, hemijskoj i industriji celuloze i papira preko 97% [5,6]. Nedavno provedena studija u [7] rangirala je PID regulaciju na prvo mjesto sa aspekta visokog uticaja na industriju uz zaključak da efikasnost i jednostavnost implementacije daju prednost PID algoritma u odnosu na napredne algoritme upravljanja (prediktivno upravljanje modelom, inteligentno upravljanje nelinearno upravljanje, adaptivno upravljanje itd.). U tom smislu su razvijene različite tehnike projektovanja parametara primarnog i sekundarnog regulatora koje se u opštem slučaju mogu podeliti na analitičke i numeričke (optimizacione) metode. Iako su numerički algoritmi efikasni u podešavanju parametara regulatora [8-13], oni su proračunski zahtevniji u odnosu na analitička pravila i često se ne mogu lako podesiti na terenu od strane pogonskih inženjera [14-16]. Stoga su u literaturi dostupne raznovrsne analitičke metode podešavanja zasnovane na: konfiguraciji strukture upravljanja sa unutrašnjim modelom (Internal Model Control – IMC pravila i njihove modifikacije) [17-20], specifikiranju željenog oblika komplementarne funkcije osetljivosti sistema u zatvorenoj sprezi [21-23], primeni spektra polova [24], upotrebi tehnike D-razlaganja [25] i mnogim drugim principima. Analogno, razvijene su metodologije podešavanja parametara PI/PID regulatora u svrhu kaskadne regulacije industrijskih procesa. Efikasni analitički postupci projektovanja kaskadnih industrijskih procesa na osnovu IMC principa su predmet istraživanja u više studija [26-33], pravila podešavanja sa razmatranjem ograničenja na robusnost su opisana u [34]. Najveći dio navedenih analitičkih metoda se odnosi na specifičnu, užu klasu procesa, dok je nedavno u [35,36] predložen postupak direktne sinteze regulatora u frekvencijskom domenu za širu klasu procesa koja uključuje

stabilne, integralne i nestabilne industrijske procese sa vremenskim kašnjenjem. Treba istaći da postoje namenske upravljačke strukture, projektovane isključivo za sisteme sa dominantnim vremenskim kašnjenjem [37] koje nisu razmatrane u ovom radu.

Predmet ovog rada je projektovanje PI/PID regulatora kaskadnih industrijskih procesa sa transportnim kašnjenjem pod ograničenjima na robusnost. Za zadatu robusnost i poznavanje modela procesa opisanim funkcijama prenosa, određuju se parametri PI/PID regulatora unutrašnje i spoljašnje povratne sprege redne kaskadne regulacije tako da se ostvari kompromis između pokazatelja robusnosti i ponašanja sistema [38]. Projektovanje PI/PID regulatora posebno za unutrašnju i spoljašnju povratnu spregu se zasniva na složenom regulatoru $C(s)$ definisanim u ovom radu za opšti oblik funkcije prenosa procesa $G_p(s)$ date u racionalnom obliku sa kašnjenjem za zadatu željenu funkciju komplementarne osetljivosti $T_z(s)$. Dobijeni rezultati su testirani kroz niz numeričkih simulacija sa odgovarajućom analizom pokazatelja robusnosti i ponašanja sistema kaskadne regulacije procesa za široku klasu industrijskih procesa: stabilni procesi, procesi sa integralnim dejstvom i nestabilni procesi sa uključenim transportnim kašnjenjem.

II. ANALITIČKO PROJEKTOVANJE PI/PID REGULATORA POD OGRANIČENJEM NA ROBUSNOST

Uprošćena upravljačka struktura sa regulatorom $C(s)$ je prikazana na Sl. 1. gde je r referentni ulaz, d poremećaj na ulazu objekta upravljanja, n merni šum, y izlaz sistema, $G_{ff}(s)$ je filter na referentni signal, a $G_p(s)$ predstavlja funkciju prenosa procesa.



Slika 1. Uprošćena upravljačka struktura

Osim toga, komplementarna funkcija osetljivosti sistema automatskog upravljanja (SAU) procesa $G_p(s)$ sa Sl. 1. data je relacijom $T(s) = L(s) / (1 + L(s))$, pri čemu je funkcija povratnog prenosa oblika $L(s) = C(s)G_p(s)$. U cilju projektovanja PI/PID regulatora neka je željena komplementarna funkcija osetljivosti $T_z(s)$ data sa [39]:

$$T_z(s) = \frac{N(s)e^{-\tau s}}{P(s)}, \quad N(s) = 1 + \sum_{j=1}^n \eta_j s^j, \quad P(s) = 1 + \sum_{k=1}^p \lambda_k s^k \quad (1)$$

pri čemu su: $p \geq 2n$, $p, n \in \mathbb{N}$ i podešljivi parametri $\lambda_k > 0$, $k = \overline{1, p}$, $\eta_j \in \mathbb{R}$, $j = \overline{1, n}$, koji se određuju na osnovu željenog ponašanja sistema u zatvorenoj sprezi. Iz relacija (1) definiše se regulator $C(s)$ za proces funkcije prenosa $G_p(s)$ sa transportnim kašnjenjem τ , u cilju maksimalnog potiskivanja poremećaja d kao i mernog šuma n [40]. Dobijena funkcija prenosa regulatora je data izrazom:

$$C(s) = \frac{1}{G_p(s)} \frac{T_z(s)}{1 - T_z(s)} = \frac{1}{G_p(s)} \frac{N(s)e^{-\tau s}}{F(s)}, \quad (2)$$

gde je $F(s) = P(s) - e^{-\tau s}N(s)$. U opštem slučaju parametri η_1, η_n se određuju tako da se ostvari skraćivanje polova procesa $G_p(s)$ za nominalan radni režim sa nulama funkcije $F(s)$ [22,23], dok se polinom $P(s)$ u široj literaturi uzima oblika $P(s) = (\lambda s + 1)^p$.

Na osnovu relacije (2), parametri PI regulatora datog u formi

$$C_{PI}(s) = k + k_i / s, \quad (3)$$

dobijaju se razvojem funkcije $f(s) = sC(s)$ u Maklorenov red po s koristeći prva dva člana razvoja $f(s) \approx f(0) + f'(0)s$, kome odgovaraju $k_i = f(0)$, i $k = f'(0)$, dok parametri PID regulatora datog u formi

$$C_{PID}(s) = \frac{k + k_i / s + k_d s}{(T_f s + 1)}, \quad (4)$$

dobijaju se razvojem funkcije $f(s) = s(T_f s + 1)C(s)$ u Maklorenov red po s koristeći prva tri člana razvoja $f(s) \approx f(0) + f'(0)s + 0.5f''(0)s^2$, kome odgovaraju $k_i = f(0)$, $k = f'(0)$ i $k_d = f''(0)/2$. Konstanta filtra može da se definiše sa $T_f = \lambda / N$, gde se vrednost parametra N bira na osnovu vrednosti $M_n = \max_{\omega} |S_n(i\omega)|$, gde je $S_n(s) = C_{PID}(s) / (1 + C_{PID}(s)G_p(s))$ funkcija osetljivosti u odnosu na merni šum [12], ili na neki drugi način tako da promena upravljačkog signala prouzrokovana mernim šumom bude prihvatljiva [41]. Posebno treba voditi računa da su prethodno opisane aproksimacije složenog regulatora adekvatne za procese kod kojih nije dominantno transportno kašnjenje u odnosu na osnovnu dinamiku procesa upravljanja, jer u suprotnom treba da se koriste složeni regulatori i odgovarajuće strukture za kompenzaciju transportnog kašnjenja u karakterističnoj jednačini sistema upravljanja u cilju povećanja pokazatelja robusnosti i ponašanja sistema u SAU [37]. Napomenimo da su parametri PI/PID regulatora iskazani u funkciji slobodnog parametra λ na osnovu koga se može postići željeni pokazatelji robusnosti odnosno ponašanja sistema u zatvorenoj povratnoj sprezi pod prethodnim definisanim uslovima za procese kod kojih nije dominantno transportno kašnjenje.

Na primer, da bi se ostvario kompromis između efikasnosti potiskivanja poremećaja i robusnosti iskazane vrednošću $M_s = \max_{\omega} |S(i\omega)|$, gde je $S(s) = 1 / (1 + C_x(s)G_p(s))$ funkcija osetljivosti za $x=PI$ ili $x=PID$, vremenska konstanta λ treba da ispuni uslov:

$$\max_{\omega, \lambda} |1 / (1 + C_x(i\omega)G_p(i\omega))| = M_s \quad (5)$$

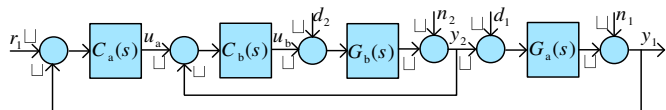
tako da za stabilne procese upravljača M_s treba da bude u granicama $1, 2 \leq M_s \leq 2$ [42], a vrednost

$M_p = \max_{\omega} |T(i\omega)|$, da bude što manja u cilju veće robusnosti SAU, gde je $T(s) = C_x(s)G_p(s)/(1+C_x(s)G_p(s))$ funkcija komplementarne osetljivosti za $x=PI$ ili $x=PID$ [8,9,21-25]. Efikasnost potiskivanja poremećaja je vrednovana na osnovu integrala apsolutne greške (Integral of Absolute Error – IAE)

definisanog kao: $IAE_d = \int_0^{\infty} |e_d(t)| dt$, gde

$e_d(t) = L^{-1}\{G_p(s)/(s(1+L(s)))\}$ odziv sistema na jedinični step poremećaj [39].

Da bi isprojektovali PI/PID regulatore za dvostepenu kaskadnu regulaciju na osnovu prethodne teorije posmatrajmo kaskadnu regulacionu strukturu prikazanu na Sl. 2.



Slika 2. Kaskadna regulaciona struktura

Standardni postupak u projektovanju primarnog regulatora $C_a(s)$, odnosno sekundarnog regulatora $C_b(s)$ u kaskadnoj regulacionoj strukturi sa Sl. 2. se izvodi tako da se prvo (ako je moguće) isprojektuje regulator $C_b(s)$ za proces $G_b(s)$ [1]. Zatim se vrši projektovanje regulatora $C_a(s)$ u spoljašnjoj povratnoj sprezi za ekvivalentni proces opisan funkcijom prenosa $G_{ae}(s) = G_a(s)G_b(s)C_b(s)/(1+C_b(s)G_b(s))$ nekom od analitičkih ili numeričkih metoda projektovanja.

Koristeći prethodno opisanu proceduru za analitičko projektovanje PI/PID regulatora prvo se pretpostavi za unutrašnju povratnu spregu $T_{zb}(s)$ i isprojektuje $C_{xb}(s)$, $x=PI$ ili $x=PID$ za odgovarajuće M_{sb} odnosno M_{pb} ili neki drugi uslovi koji mogu biti postavljeni za unutrašnju povratnu spregu, zatim se pretpostavi za spoljašnju povratnu spregu $T_{za}(s)$ i isprojektuje $C_{xa}(s)$, $x=PI$ ili $x=PID$ za odgovarajuće M_{sa} odnosno M_{pa} . Napomenimo da se upravljanje u_a odnosno u_b nezavisno može realizovati sa izmeštenim proporcionalnim dejstvom za PI regulator odnosno sa izmeštenim proporcionalnim i diferencijalnim dejstvima za PID regulator

TABELA I. PARAMETRI REGULATORA C_{xa}/C_{xb} , $x=PI$ ILI $x=PID$ ZA PROCES $G_{Aj}(s)/G_{Bj}$, $J=1,2,3,\dots,10$, I ZA ZADATE MOGUĆE VREDNOSTI M_{sa} I M_{sb} KAO I NEKOLIKO C_{x1}/C_{x2} , $x=PI$ ILI $x=PID$ IZ NEDAVNO OBJAVLJENIH NAUČNIH RADOVA

Parovi procesa	k_a	k_{ia}	k_{da}	T_{fa}	b	M_{sa}	M_{pa}	k_b	k_{ib}	k_{db}	T_{fb}	M_{sb}	M_{pb}	IAE_{d1}	IAE_{d2}
$G_1(s)$	0,5524	0,1061	0,4884	0,1025	0,3	2,0	1,10	3,3928	0,8250	3,7773	0,0521	2,0	1,34	9,47	2,31
	0,3788	0,0763	-	-	0,8	1,8	1,00	3,3928	0,8250	3,7773	0,0521	2,0	1,34	13,1	2,69
$G_2(s)$ Ref. [36]	0,9598	0,4681	0,4712	0,0300	0,35	1,68	1,00	1,1397	8,5496	0,0346	0,0027	2,0	1,09	2,14	0,14
	0,2449	0,1870	0,0170	0	1,00	1,34	1,00	0,5920	5,1380	0,0090	0	1,48	1,00	5,35	0,31
$G_3(s)$	0,5594	0,0742	0,6919	1,7550	0,41	2,0	1,43	4,1129	1,8308	2,4420	0,0278	2,0	1,38	13,49	2,06
$G_4(s)$	1,4678	0,3127	-	-	0	2,0	1,21	1,5962	0,7599	0,2921	0,0350	2,0	1,46	3,26	1,15
$G_5(s)$	2,4432	0,0968	3,5501	0,1560	0,185	3,5	3,08	0,5698	0,4275	0,1731	0,0273	2,0	1,09	10,33	3,80
	2,3298	0,0809	4,0372	0,1765	0,20	3,5	3,07	0,4111	0,3183	-	-	2,0	1,17	12,37	5,46
$G_6(s)$	1,3709	0,1479	-	-	0	2,0	1,19	15,614	3,2769	5,8002	0,0765	2,0	1,52	6,93	0,27
	1,6680	0,1962	-	-	0	2,0	1,24	22,079	6,7223	9,007	0,0420	3,0	2,12	5,25	0,12
$G_7(s)$	0,5517	0,0383	1,2332	4,3637	0,30	2,0	1,49	7,8069	1,6384	2,9001	0,0765	2,0	1,52	26,16	2,36
$G_8(s)$ Ref. [35]	2,6181	0,0551	7,9475	4,1722	0,22	3,0	2,64	0,3428	0,0665	0,2912	0,0543	5,0	4,10	18,15	21,1
	2,4300	0,0730	-	-	0	3,0	2,50	0,2800	0,0700	-	-	37,6	38,1	15,42	18,78
$G_9(s)$ Ref. [36]	4,0136	0,1936	3,8441	0,1735	0,18	2,54	2,27	36,325	73,997	64,020	0,0168	2,0	1,35	5,16	0,01
	3,0000	0,1050	0,1300	0	0,1	2,54	2,38	10,960	5,5000	0,5300	0	1,17	1,22	9,57	0,18
$G_{10}(s)$ Ref. [36]	0,2086	0,0305	0,6076	0,0585	0,28	3,05	2,78	2,9959	4,0580	0,3078	0,0141	2,0	1,24	32,8	2,60
	0,2000	0,0410	0,7500	0	0	3,05	2,40	3,1100	3,7300	0,3620	0	2,0	1,10	34,7	2,77

tako da u direktnoj grani na referentni signal deluje samo integralno dejstvo k_i/s regulatora na koje se još doda delimično proporcionalno dejstvo bk , $0 \leq b \leq 1$ [41]. Takođe napomenimo da se ova procedura projektovanja regulatora može direktno primeniti bez umanjenja opštosti i kod višestepene kaskadne regulacije industrijskih procesa.

III. UPOREDNA ANALIZA I SIMULACIJE

Parametri regulatora C_{xa}/C_{xb} ($x=PI$ ili $x=PID$) dati su u Tabeli I za deset parova predstavnika dinamičkih karakteristika industrijskih procesa:

$$G_{a1} = \frac{2e^{-2s}}{5s+1}, G_{b1} = \frac{e^{-s}}{(2s+1)(3s+1)}, G_{a2} = \frac{e^{-s}}{(s+1)^2},$$

$$G_{b2} = \frac{e^{-0,1s}}{0,1s+1}, G_{a3} = \frac{e^{-0,25s}}{s}, G_{b3} = \frac{e^{-0,5s}}{(s+1)(2s+1)},$$

$$G_{a4} = \frac{2e^{-s}}{10s+1}, G_{b4} = \frac{e^{-0,5s}}{s}, G_{a5} = \frac{e^{-3s}}{10s-1}, G_{b5} = \frac{2e^{-s}}{s+1},$$

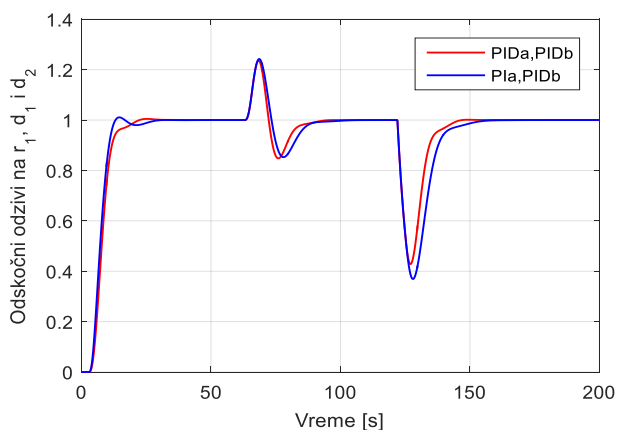
$$G_{a6} = \frac{2e^{-2s}}{20s+1}, G_{b6} = \frac{e^{-s}}{20s-1}, G_{a7} = \frac{e^{-0,7s}}{2s}, G_{b7} = \frac{2e^{-s}}{20s-1},$$

$$G_{a8} = \frac{e^{-4s}}{20s-1}, G_{b8} = \frac{2e^{-2s}}{s}, G_{a9} = \frac{e^{-4s}}{20s-1}, G_{b9} = \frac{2e^{-0,1s}}{10s-1},$$

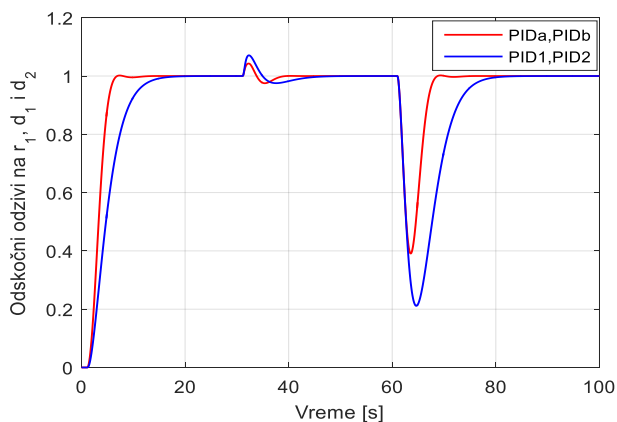
$$G_{a10} = \frac{e^{-0,7s}}{s^2}, G_{b10} = \frac{e^{-0,3s}}{s+1}$$

Da bi se smanjio preskok odziva $y_1(t)$ na odskočni referentni signal $r_1(t)$ u svim simulacijama regulator $C_a(s)$ je realizovan tako da u direktnoj grani na referentni signal djeluje samo integralno dejstvo k_{ia}/s na koje se još dodaje delimično proporcionalno dejstvo bk_{ia} , $0 \leq b \leq 1$, dok su ostala dejstva $C_a(s)$ regulatora izmeštena u povratnu granu. Regulator $C_b(s)$ u svim simulacijama se nalazio u direktnoj grani. Napomenimo vezano za praktične realizacije potrebno je još sprečiti navijanje (*anti windup*) integralnog dejstva za koje postoje poznate strukture u praksi bilo da se radi sa PI ili PID regulatorom [42]. Parametri projektovanog primarnog i sekundarnog regulatora su dati u Tabeli I uključujući i ostvarene pokazatelje robusnosti i ponašanja sistema u zatvorenoj sprezi.

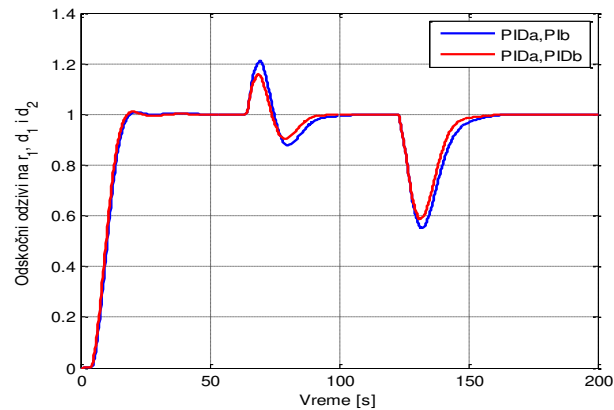
Na Sl. 3-Sl. 9 su prikazani rezultati simulacione analize predložene metodologije projektovanja regulatora za kaskadne procese uključujući poredjenje sa nedavno objavljene dve tehnike opisane u [35] i [36]. Na Sl. 3 su poredjeni odzivi na referentni signal i poremećaj sistema za proces $G_1(s)$ u slučajevima kada su projektovani sekundarni regulatori PID tipa, a primarni regulatori PID ili PI strukture. U tom slučaju, IAE_{d2} ima neznatno manje vrednosti (neznatno efikasnije potiskivanje poremećaja d_2), dok je potiskivanje poremećaja d_1 efikasnije sa PIDa u odnosu na PIa regulator, što je i očekivano. Pod istim ograničenjem osetljivosti u odnosu na greške modelovanja $M_{pa}=1$, projektovani su regulatori PIDa i PIDb, a zatim je ilustrovano na Sl. 4 da sistem efikasnije potiskuje spoljašnje smetnje u odnosu na regulatore iz [35]. Uvođenje PIDb umesto PIb regulatora u unutrašnju petlju je opravdano ostvarenim manjim vrednostima pokazatelja IAE_{d1} i IAE_{d2} , što je ilustrovano za proces $G_5(s)$ na Sl. 5. Pri tome, sekundarni regulatori (PIDb i PIb) su projektovani pod ograničenjem $M_{sb}=2$, a zatim za zadato $M_{sa}=3,5$ su projektovani primarni PIDa regulatori.



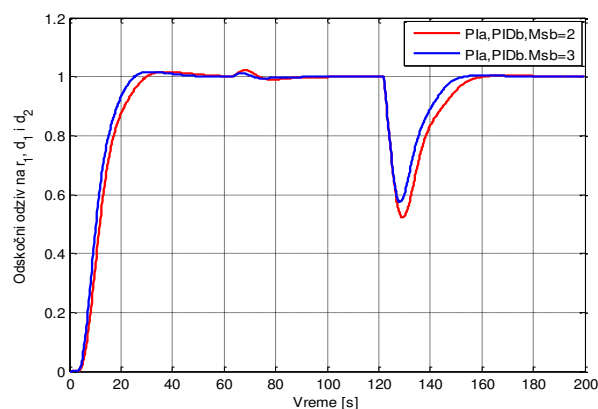
Slika 3. Odskočni odzivi sistema na referencu $R_1(s)=1/s$, poremećaje $D_1(s)=-0,5\exp(-120s)/s$ i $D_2(s)=\exp(-60s)/s$ za par procesa $G_1(s)$ sa predloženim regulatorima PIDa,PIDb i PIa,PIDb.



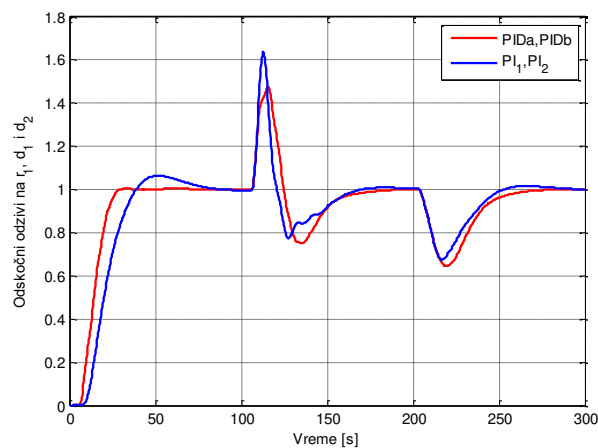
Slika 4. Odskočni odzivi sistema na referencu $R_1(s)=1/s$, poremećaje $D_1(s)=-\exp(-60s)/s$ i $D_2(s)=\exp(-30s)/s$ za par procesa $G_2(s)$ sa predloženim regulatorima PIDa,PIDb i sa regulatorima PID1,PID2 iz reference [36] za iste vrednosti $M_{pa}=M_{p1}$.



Slika 5. Odskočni odzivi sistema na referencu $R_1(s)=1/s$, poremećaje $D_1(s)=-0,5\exp(-120s)/s$ i $D_2(s)=0,5\exp(-60s)/s$ za par procesa $G_5(s)$ sa predloženim regulatorima PIDa,PIDb i PIDa,PIb.



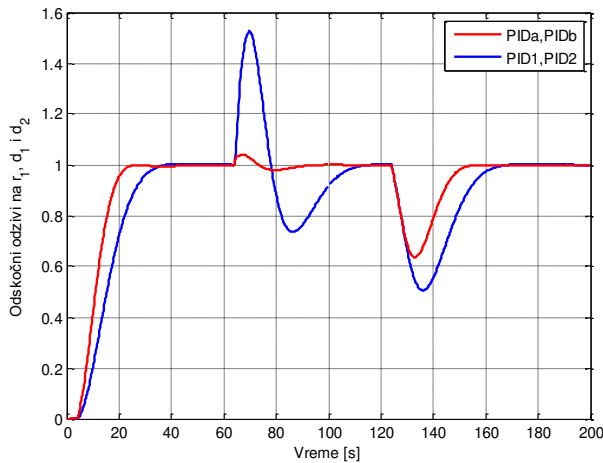
Slika 6. Odskočni odzivi sistema na referencu $R_1(s)=1/s$, poremećaje $D_1(s)=-\exp(-120s)/s$ i $D_2(s)=\exp(-60s)/s$ za par procesa $G_6(s)$ sa predloženim regulatorima PIa,PIDb za $M_{sb}=2$ i PIa,PIDb za $M_{sb}=3$.



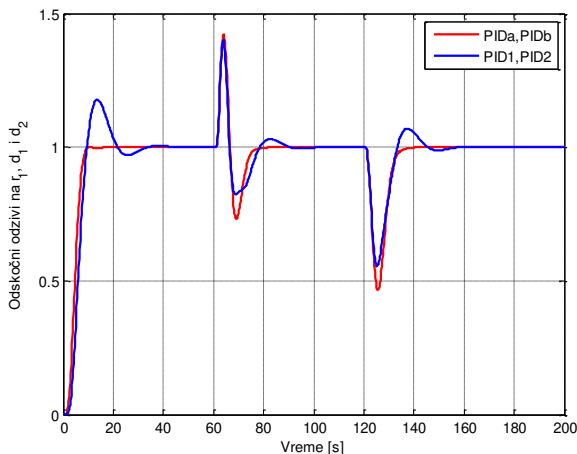
Slika 7. Odskočni odzivi sistema na referencu $R_1(s)=1/s$, poremećaje $D_1(s)=-0,5\exp(-200s)/s$ i $D_2(s)=0,5\exp(-100s)/s$ za par procesa $G_8(s)$ sa predloženim regulatorima PIDa,PIDb i sa regulatorima PI1,PI2 iz reference [35] za iste vrednosti $M_{sa}=M_{sa1}$.

Na Sl. 6. su dati odzivi sistema na referentni signal i poremećaj za fiksnu vrednost $M_{sa}=2$, i dve vrednosti ograničenja nivoa robusnosti unutrašnje petlje ($M_{sb}=2$ i $M_{sb}=3$)

za proces $G_5(s)$. Očekivano se dobija da se za manje vrednosti M_{sb} ostvaruje slabije potiskivanje poremećaja, ali je tada sistem manje osetljiv u odnosu na greške modelovanja razmatranog procesa. Za proces $G_8(s)$ su dobijene veće vrednosti IAE_{d1} i IAE_{d2} za isto ograničenje M_{sa} , ali značajno manja vrednost M_{sb} i M_{pb} u odnosu na sistem upravljanja iz [35], što je prikazano na Sl. 7. Poređenje pokazatelja ponašanja sistema u zatvorenoj sprezi sa predloženim PID regulatorom u unutrašnjoj i spoljašnjoj petlji sa [36] za procese $G_9(s)$ i $G_{10}(s)$ prikazano je na Sl. 8 i Sl. 9. Pod istim ograničenjem na robusnost $M_{sa}=2,54$ ostvareno je efikasnije potiskivanje poremećaja za proces $G_9(s)$ sa predloženim PIDa, PIDb regulatorima ($IAE_{d1}=5,16$, $IAE_{d2}=0,01$) u odnosu na PID1, PID2 regulatore iz [36] ($IAE_{d1}=9,57$, $IAE_{d2}=0,18$). Isti zaključak se izvodi i za proces $G_{10}(s)$ gde su regulatori projektovani pod ograničenjem $M_{sa}=3,05$. Za sve razmatrane procese, brzina reagovanja sistema se jednostavno podešava (povećava) pogodnim izborom parametra b .



Slika 8. Odskočni odzivi sistema na referencu $R_1(s)=1/s$, poremećaje $D_1(s)=-\exp(-120s)/s$ i $D_2(s)=50\exp(-60s)/s$ za par procesa $G_9(s)$ sa predloženim regulatorima PIDa, PIDb i sa regulatorima PID1, PID2 iz reference [36] za iste vrednosti $M_{sa}=M_{sb}$.



Slika 9. Odskočni odzivi sistema na referencu $R_1(s)=1/s$, poremećaje $D_1(s)=0,1\exp(-120s)/s$ i $D_2(s)=\exp(-60s)/s$ za par procesa $G_{10}(s)$ sa predloženim regulatorima PIDa, PIDb i sa regulatorima PID1, PID2 iz reference [36] za iste vrednosti $M_{sa}=M_{sb}$.

IV. ZAKLJUČAK

U radu je predstavljena jedna metodologija podešavanja parametara PI i PID regulatora za kaskadne industrijske procese sa vremenskim kašnjenjem. Regulatori unutrašnje odnosno spoljašnje sprege su projektovani pod ograničenjima na robusnost zadavanjem maksimuma funkcije osetljivosti. Rezultati simulacije pokazuju da je predložena tehnika robusna i da daje zadovoljavajuće poboljšanje pokazatelja ponašanja sistema u poređenju sa nedavno objavljenim metodologijama podešavanja parametara konvencionalnih regulatora za kaskadne industrijske procese sa vremenskim kašnjenjem. Alternativno, izborom podešivih parametara se takođe može usklađivati željeni kompromis između indeksa robusnosti i performanse. Time se pokazuje da se predloženi metod odlikuje fleksibilnošću te da pruža efikasan način za podešavanje standardnih kaskadnih upravljačkih sistema, a da se ista metodologija može primeniti bez umanjnja opštosti i kod višestepene kaskadne regulacije industrijskih procesa.

ZAHVALNICA

Autori se zahvaljuju Ministarstvu prosvete, nauke i tehnološkog razvoja Republike Srbije za finansijsku podršku u okviru tehnološkog projekta TR33020 (Tomislav B. Šekara).

LITERATURA

- [1] D.E. Seborg, T.F. Edgar, D.A. Mellichamp, F.J. Doyle III, Process dynamics and control, John Wiley & Sons, 2016.
- [2] F.G. Shinskey, Process Control Systems, 4th ed., McGraw-Hill, New York, 1996.
- [3] S. Skogestad, I. Postlethwaite, Multivariable feedback control: analysis and design, vol. 2, New York: Wiley, 2007.
- [4] S. Yamamoto and I. Hashimoto, "Present status and future needs: the view from Japanese industry", In Arkun and Ray, Eds., Chemical Process Control-CPCIV. Proc. 4th Inter. Conf. on Chemical Process Control, TX, 1991.
- [5] L. Desbourough, R. Miller, "Increasing customer value of industrial control performance monitoring—Honeywell's experience", in: Sixth International Conference on Chemical Process Control, AIChE Symposium Series Number 326, Vol. 98, 2002.
- [6] K.J. Åström, T. Hägglund, "Revisiting the Ziegler-Nichols step response method for PID control", Journal of Process Control, vol. 14, pp. 635-650, September 2004.
- [7] T. Samad, A survey on industry impact and challenges thereof, IEEE Control Systems Magazine, vol. 37, no. 1, pp. 17-18, 2017.
- [8] T.B. Šekara and M.R. Mataušek, "Revisiting the Ziegler-Nichols process dynamics characterization", Journal of Process Control, vol. 20, no. 3, pp. 360-363, 2010.
- [9] M.R. Mataušek, T.B. Šekara, "PID controller frequency-domain tuning for stable, integrating and unstable processes, including dead-time", Journal of Process Control, vol. 21, no. 1, pp. 17-27, 2011.
- [10] H. Panagopoulos, K.J. Åström, T. Hägglund, "Design of PID controllers based on constrained optimization", IEE Proceedings-Control Theory and Applications, vol. 149, no. 1, pp. 32-40, January 2002.
- [11] B. Kristiansson and B. Lennartson, "Evaluation and simple tuning of PID controllers with high-frequency robustness", Journal of Process Control, vol. 16, pp. 91-102, February 2006.
- [12] T.B. Šekara and M.R. Mataušek, "Optimization of PID controller based on maximization of the proportional gain under constraints on robustness and sensitivity to measurement noise", IEEE Transactions on Automatic Control, vol. 54, no.1, pp.184-189, 2009.
- [13] P.D. Mandić, M.Č. Bošković, T.B. Šekara, M.P. Lazarević, "A new optimisation method of PIDC controller under constraints on robustness and sensitivity to measurement noise using amplitude optimum principle", International Journal of Control, pp. 1-15, 2021.

- [14] A. O'Dwyer, Handbook of PI and PID controller tuning rules, Imperial College Press, 2009.
- [15] M.Č. Bošković, T.B. Šekara, M.R. Rapaić, "Novel tuning rules for PIDC and PID load frequency controllers considering robustness and sensitivity to measurement noise", International Journal of Electrical Power & Energy Systems, vol. 114, p. 105416, 2020.
- [16] M.Č. Bošković, T.B. Šekara, M.R. Rapaić, "An Analytical Design Method of PI/PID Load Frequency Controllers for Single-Area Power System with Communication Network Time Delay", In 20th International Symposium INFOTEH-JAHORINA (INFOTEH), IEEE, pp. 1-6., March 2021.
- [17] T. Liu, W. Zhang, D. Gu, "Analytical design of two-degree-of-freedom control scheme for open-loop unstable process with time delay", Journal of Process Control, vol. 15, no. 5, pp. 559-572, 2005.
- [18] M. Shamsuzzoha, M. Lee, "Enhanced disturbance rejection for open-loop unstable process with time delay" ISA Transactions, vol. 48, pp. 237-244, 2009.
- [19] S. Skogestad, "Simple analytic rules for model reduction and PID controller tuning", Journal of Process Control, vol. 13, pp. 291-309, 2003.
- [20] M. Huba, P. Bistak, D. Vrančić, 2DOF IMC and Smith-Predictor-Based Control for Stabilised Unstable First Order Time Delayed Plants, Mathematics, vol. 9, no. 9, p. 1064, 2021.
- [21] M.Č. Bošković, T.B. Šekara, M.R. Rapaić, V. Govedarica, "Novel tuning rules for stable dead-time processes with dominant left half-plane zero", In 2016 International Symposium on Industrial Electronics (INDEL), IEEE, pp. 1-5, November 2016.
- [22] M.Č. Bošković, M.R. Rapaić, T.B. Šekara, M. Ponjavić, M. Barjaktarović, B. Lutovac, "Novel Tuning Rules of PD Controller for Industrial Processes", In 8th Mediterranean Conference on Embedded Computing (MECO), IEEE, pp. 1-5, June 2019.
- [23] M.Č. Bošković, T.B. Šekara, M.R. Rapaić, V. Govedarica, "Tuning rules of PI/PID controllers with robustness constraint for industrial processes without dead-time", In 23th International Scientific-Professional Information Technology Conference 2017, Žabljak, Montenegro, pp. 90-93, 2017.
- [24] P.D. Mandić, T.B. Šekara, M.P. Lazarević, M. Bošković, "Dominant pole placement with fractional order PID controllers: D-decomposition approach", ISA transactions, vol. 67, pp. 76-86, 2017.
- [25] T.B. Šekara, M.R. Rapaić, A revision of root locus method with applications, Journal of Process Control, vol. 34, pp. 26-34, 2015.
- [26] Y. Lee, S. Park, M. Lee, PID controller tuning to obtain desired closed loop responses for cascade control systems, Industrial & engineering chemistry research, vol. 37, no. 5, pp. 1859-1865, 1998.
- [27] Y. Lee, M. Skliar, M. Lee, "Analytical method of PID controller design for parallel cascade control", Journal of Process Control, vol. 16, no. 8, pp. 809-818, 2006.
- [28] M. Veronesi, A. Visioli, "Simultaneous closed-loop automatic tuning method for cascade controllers", IET Control Theory & Applications, vol. 5, no. 2, pp. 263-270, 2011.
- [29] J.C. Jeng, M.W. Lee, "Simultaneous automatic tuning of cascade control systems from closed-loop step response data", Journal of Process Control, vol. 22, no. 6, pp. 1020-1033, 2012.
- [30] A.T. Azar, F.E. Serrano, "Robust IMC-PID tuning for cascade control systems with gain and phase margin specifications", Neural Computing and Applications, vol. 25, no. 5, pp. 983-995, 2014.
- [31] D.G. Padhan, S. Majhi, "Enhanced cascade control for a class of integrating processes with time delay", ISA transactions, vol. 52, no. 1, pp. 45-55, 2013.
- [32] A. Bhaskaran, A.S. Rao, "Predictive control of unstable time delay series cascade processes with measurement noise", ISA transactions, vol. 99, pp. 403-416, 2020.
- [33] B. Lukić, K. Jovanović, T.B. Šekara, "Cascade control of antagonistic VSA—An engineering control approach to a bioinspired robot actuator", Frontiers in neurorobotics, vol. 13, article 69, pp. 1-15, 2019.
- [34] V.M. Alfaro, R. Vilanova, O. Arrieta, "Robust tuning of two-degree-of-freedom (2-DoF) PI/PID based cascade control systems", Journal of process control, vol. 19, no. 10, pp. 1658-1670, 2009.
- [35] M.A. Siddiqui, M.N. Anwar, S.H. Laskar, "Enhanced control of unstable cascade systems using direct synthesis approach", Chemical Engineering Science, vol. 232, p. 116322, 2021.
- [36] M.A. Siddiqui, M.N. Anwar, S.H. Laskar, M.R. Mahboob, "A unified approach to design controller in cascade control structure for unstable, integrating and stable processes", ISA transactions, vol. 114, pp. 331-346, 2021.
- [37] J.E. Normey-Rico, E.F. Camacho, "Dead-time compensators: A survey", Control engineering practice, vol. 16, no. 4, pp. 407-428, 2008.
- [38] O. Garpinger, T. Hägglund, K.J. Åström, "Performance and robustness trade-offs in PID control", Journal of Process Control, vol. 24, no. 5, pp. 568-577, 2014.
- [39] T.B. Šekara, M.B. Trifunović, V. Govedarica, Frequency domain design of a complex controller under constraints on robustness and sensitivity to measurement noise, Electronics, vol. 15, no. 1, pp. 40-44, 2011.
- [40] F.G. Shinsky, "How good are our controllers in absolute performance and robustness?", Measurement and Control, vol. 23, pp. 114-121, May 1990.
- [41] V.R. Segovia, T. Hägglund, K.J. Åström, Measurement noise filtering for common PID tuning rules, Control Engineering Practice, vol. 32, pp. 43-63, 2014.
- [42] K.J. Åström, T. Hägglund, Advanced PID control, Research Triangle Park, NC: ISA-The Instrumentation, Systems, and Automation Society, 2006.

ABSTRACT

In this paper, an analytical method to design PI and PID controllers with robustness constraints for double loop series cascade industrial processes with transport delay is developed. Within the proposed methodology, the controller $C_b(s)$ in the internal loop is firstly designed and then the controller $C_a(s)$ in the external loop. The resulting controller is of PI or PID type depending on the number of members used in Maclaurin's approximation of the transfer function of a complex controller. By specifying the robustness constraints, the free parameters in the design procedure are determined which further establish a compromise between the robustness indicators and the behavior of the closed loop system. As a result, efficient suppression of disturbances in the system is achieved, which is evaluated by the values of the Integral of Absolute Error – IAE, while the response to the reference signal can be subsequently improved by choosing the set-point weighting factor b , $0 \leq b \leq 1$ which acts on the control signal through the displaced proportional gain of PI/PID controller. The efficiency of the proposed method was analyzed with simulations on a wide class of industrial processes including stable, integral and unstable processes with transport delay.

ANALYTICAL DESIGN OF PI/PID CONTROLLERS WITH ROBUSTNESS CONSTRAINT FOR CASCADE INDUSTRIAL PROCESSES WITH DEAD-TIME

Ivan G. Prelić, Tomislav B. Šekara, Marko Č. Bošković