

# Multivarijabilno upravljanje kriogenim procesom primenom PID regulatora projektovanog u odnosu na zahtevanu robusnost

Ljubiša Bučanović,  
Messer Tehnogas AD  
Bor, Srbija  
[ljubisa.bucanovic@messer.rs](mailto:ljubisa.bucanovic@messer.rs)

Mihailo P. Lazarević,  
Petar Mandić,  
Mašinski fakultet  
Univerzitet u Beogradu  
Beograd, Srbija  
[mlazarevic@mas.bg.ac.rs](mailto:mlazarevic@mas.bg.ac.rs)  
[petarmandic84@gmail.com](mailto:petarmandic84@gmail.com)

Tomislav B. Šekara  
Elektrotehnički fakultet  
Univerzitet u Beogradu  
Beograd, Srbija  
[tomi@etf.rs](mailto:tomi@etf.rs)

Mladen Dragović  
Uno-lux processing,  
Beograd, Srbija  
[dragovic.mladen@gmail.com](mailto:dragovic.mladen@gmail.com)

Vidan Govedarica  
Elektrotehnički fakultet  
Univerzitet u Istočnom  
Sarajevu, Bosna i  
Hercegovina  
[vidangov@yahoo.com](mailto:vidangov@yahoo.com)

*Sažetak*— U ovom radu predložen je i primenjen algoritam PID upravljanja koji je analitički projektovan u odnosu na zahtevanu robusnost, tj. u kriogenom procesu separacije vazduha. Za primenu u sintezi zakona upravljanja, u cilju regulacije ulazne temperature i protoka vazduha kroz ekspanzionu turbinu, neophodno je odrediti odgovarajuće diferencijalne jednačine kriogenog procesa mešanja dva toka gasa na različitim temperaturama pre ulaska u ekspanzionu turbinu. Nakon linearizacije i raspredanja dobijenog modela, projektovan je PID kontroler prema parametrima zahtevane robusnosti. Prednosti predloženog upravljanja su ilustrovane na simulacionom primeru gde se uočava značajno potiskivanje nemejljivog i merljivog poremećaja.

**Ključne riječi-** *multivarijabilno upravljanje; PID regulator; kriogeni proces; robusnost*

## I. UVODNA RAZMATRANJA

Postrojenja za kriogenu separaciju vazduha su dostupna više od jednog veka. Proces prve komercijalne dvostruke destilacione kolone je dizajnirao Linde 1910, [1]. Kriogeni proces separacije vazduha koristi se za proizvodnju velike količine prečišćenog gasovitog ili tečnog kiseonika, azota ili argona za potrebe industrije, kao i u medicinske svrhe [2]. Kriogeni proces separacije vazduha radi na ekstremno niskim temperaturama (-170 do -190 °C) kako bi se odvojile komponente vazduha prema različitim temperaturama ključanja. Naime, kriogeni postupak za dobijanje azota i kiseonika zasnovan je na prevođenju vazduha u tečno stanje, a zatim na njegovoj rektifikaciji pri čemu se azot i kiseonik odvajaju na osnovu različitih tački ključanja, [3]. Da bi se neki gas doveo u tečno agregatno stanje treba mu sniziti temperaturu ispod kritične vrednosti. To se odvija u jedinicama za separaciju vazduha koje predstavljaju kriogene destilacione sisteme. Proizvodnja utečnjene vazduha niskog pritiska je po prvi put bila uvedena od strane ruskog akademika Kapice gde se ekspanzija odvijala u gasnoj turbini, [4]. Jedan primer kriogenog postrojenja jeste Fabrika tehničkih gasova u Boru (slika 1) koja proizvodi tečni i gasoviti kiseonik i tečni i gasoviti azot. Pri tome, cilj je da postrojenje za dobijanje tehničkih gasova proizvede u skladu

sa potrebama potrošača, zahtevanu količinu propisane čistoće i temperature, gasovitog kiseonika i azota, kao i tečnog kiseonika i azota uz minimalnu (optimalnu) potrošnju električne energije, i uz istovremeno poštovanje propisa o sigurnosti same proizvodnje koji se odnose na zaštitu životne sredine.



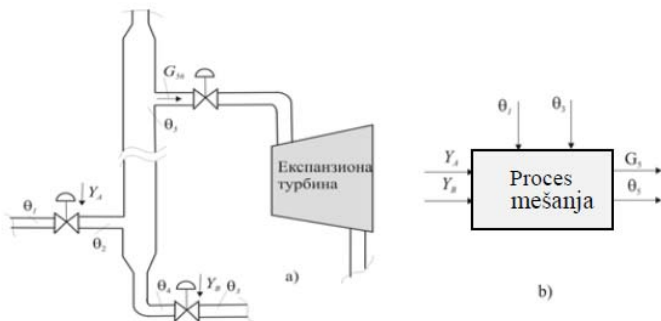
Slika 1. Kriogeno postrojenje za dobijanje tehničkih gasova u Boru

Sa druge strane, procesi separacije vazduha predstavljaju poseban izazov zbog njihove energetske intenzivne prirode i zahtevnih proizvodnih programa. Sposobnost da se ostvare maksimalna poboljšanja u samom kriogenom procesu odvajanja će zavistiti u najvećoj meri od napretka u istraživanju naprednih tehnika upravljanja procesima. Ovde je od interesa upravljanje u procesima kriogene separacije vazduha, odnosno razvoja novog upravljačkog sistema na bazi novih koncepata i algoritama upravljanja [5], [6] koji će sada omogućiti da se dobiju znatno bolje performanse datog sistema. U tom cilju, biće primenjen novi algoritam upravljanja koji je zasnovan na primeni multivarijabilnog analitičkog PID regulatora, [7], koji će biti projektovan u odnosu na traženu robusnost istog. Utvrđeno je da odgovarajuće promenljive procesa odlikuje veliki intezintet interakcije (jedan od razloga je i sam proces razmene toplote) i one su odgovorne za teškoće koje se javljaju u primeni postojećih PID upravljačkih algoritama na primer koje su uobičajene u objektima separacije vazduha. Prema tome, od novih naprednih algoritama, [8] multivarijabilnog upravljanja

očekuje se da imaju odgovarajući kvalitet i efikasnost u prevazilaženju predočenih teškoća koje se javljaju imajući u vidu primenu istih u procesima kriogene separacije vazduha.

## II. MATEMATIČKI MODEL KRIGENOG PROCESA MEŠANJA DVA GASOVITA TOKA

Najekonomičniji metod razdvajanja komponenata vazduha je njegova niskotemperaturska rektifikacija (destilacija, razdvajanje), koji je zasnovan na različitoj isparljivosti komponenata tečnog vazduha (azot ima veću isparljivost u odnosu na kiseonik). Ovaj proces iziskuje predhodno utečnjavanje dela atmosfetskog vazduha. Ne manji značaj ima i upravljanje radom kriogene ekspanzije (gasne) turbine tokom normalnog rada postrojenja (faza u radu i upravljanju kada se u dužem vremenskom periodu dobijaju gasoviti kiseonik  $O_2$  i azot  $N$  i tečni  $O_2$  i  $N$ ) gde je uočeno da ispravan rad ekspanzije (gasne) turbine, a samim tim i celog postrojenja, u velikoj meri zavisi od temperature, pritiska i masenog protoka gasovitog vazduha na njenom ulazu. Za primenu u sintezi upravljanja ulazne temperature i protoka vazduha u ekspanzionoj turbini, potrebno je odrediti odgovarajuće diferencijalne jednačine kriogenog procesa mešanja dva gasa na različitim temperaturama na ulazu u ekspanzionu turbinu, [3], [9] gde su:



Slika 2. a) Simboličko-funkcionalna šema i b) Blok dijagram procesa

$g_5(t)[m^3/h]$  - odstupanje vrednosti protoka od nominalne vrednosti protoka gasovitog vazduha na ulazu u ekspanzionu turbinu,

$\theta_5(t)[K]$  - odstupanje vrednosti temperature od nominalne vrednosti temperature gasovitog vazduha na ulazu u ekspanzionu turbinu,

$y_A(t)[mm]$  - odstupanje vrednosti pozicije od nominalne vrednosti pozicije upravljačkog ventila  $TV946A$ ,

$y_B(t)[mm]$  - odstupanje vrednosti pozicije od nominalne vrednosti pozicije upravljačkog ventila  $TV946B$ ,

$i_A(t)[mA]$  - odstupanje vrednosti upravljačkog signala od nominalne vrednosti upravljačkog signala koji predstavlja izlaz iz korekcionog organa, a ulaz pozicionera na upravljačkom ventilu  $TV946A$ ,

$i_B(t)[mA]$  - odstupanje vrednosti upravljačkog signala od nominalne vrednosti upravljačkog signala koji predstavlja

izlaz iz korekcionog organa, a ulaz pozicionera na upravljačkom ventilu  $TV946B$ .

$z_1(t) = \theta_1(t)[K]$  - odstupanje vrednosti temperature od nominalne vrednosti temperature gasovitog vazduha sa sredine razmenjivača toplote,

$z_2(t) = \theta_3(t)[K]$  - odstupanje vrednosti temperature od nominalne vrednosti temperature gasovitog vazduha sa hladnog kraja razmenjivača toplote.

Na osnovu samog procesa mešanja dve struje gasovitog vazduha usvajaju se odgovarajuće veličine stanja (slika 2.), upravljanja, kao i poremećaja i definišu njihova odstupanja:

$$\begin{aligned} x_1(t) &= \Delta G_{56} = G_{56}(t) - G_{56N}, & x_2(t) &= \Delta \theta_5 = \theta_5(t) - \theta_{5N} \\ y_A(t) &= Y_A(t) - Y_{AN}, & y_B(t) &= Y_B(t) - Y_{BN} \\ z_1(t) &= \theta_1(t) - \theta_{1N}, & z_3(t) &= \theta_3(t) - \theta_{3N}, \\ i_A(t) &= I_A(t) - I_{AN}, & i_B(t) &= I_B(t) - I_{BN}, \end{aligned} \quad (1)$$

Primenom standardnog postupka linearizacije odgovarajućih diferencijalnih jednačina, moguće je dobiti linearne diferencijalne jednačine koje opisuju kriogeni proces mešanja dva gasovita vazdušna toka različitim temperaturama pre ulaska u ekspanzionu turbinu u prostoru stanja i izlaza, [3]. Ako se uzme u obzir osim same dinamike kriogenog procesa i dinamika upravljačkog dela objekta kog čine pozicioner, pneumatski pojačavač (*volume booster*) i pneumatski motor posle elementarnih transformacija dobija se u  $s$  - domenu odgovarajuća matrica funkcija prenosa oblika

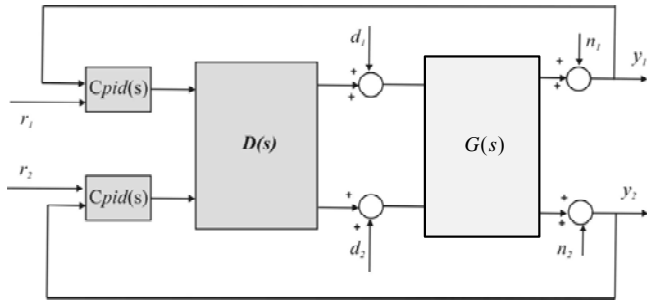
$$\begin{bmatrix} g_5(s) \\ \theta_5(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{2963,04}{(s+0,2)(s+27,78)} & \frac{747,5}{(s+0,2)(s+8,62)} & 0 & 0 \\ \frac{11,27}{(s+0,2)(s+27,78)} & \frac{-2,26}{(s+0,2)(s+8,62)} & \frac{0,088}{s+0,2} & \frac{0,112}{s+0,2} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} i_A(s) \\ i_B(s) \\ z_1(s) \\ z_2(s) \end{bmatrix} \quad (2)$$

## III. ROBUSNO MULTIVARIJABILNO UPRAVLJANJE KRIGENIM 2X2 PROCESOM

Nedavno, autori u radu [10] su predstavili jedan koncept inteligentnog robusnog multivarijabilnog upravljanja. U radu [11] predstavljeni su preliminarni rezultati u primeni jednog naprednog multivarijabilnog upravljanja frakcionog reda primenom metode D-razlaganja. Ovde je od interesa sprovesti sintezu jednog multivarijabilnog robusnog upravljanja zasnovanog na analitičkom projektovanju PID regulatora i to kriogenog procesa mešanja dve struje gasovitog vazduha različitih temperatura pre ulaza u ekspanzionu turbinu. U našem slučaju matrica funkcija prenosa  $G(s)$  na osnovu (2) je:

$$G(s) = \begin{bmatrix} \frac{2963,04}{(s+0,2)(s+27,78)} & \frac{747,5}{(s+0,2)(s+8,62)} \\ \frac{11,27}{(s+0,2)(s+27,78)} & \frac{-2,26}{(s+0,2)(s+8,62)} \end{bmatrix} \quad (3)$$

odnosno imaćemo dve upravljajuće veličine koje interaguju i koje su primenjene na sisteme dimenzije 2x2 (3), tj. sisteme po dva ulaza i izlaza.



Slika 3. Višepromenljivi 2x2 regulacioni sistem matrice funkcije prenosa procesa  $G(s)$  sa regulatorima  $C_{PID}(s)$  i dekuplerom  $D(s)$

U cilju raspredanja tj, primene dekuplera za 2x2 procese uvodi se pretpostavka da je odgovarajući sistem linearno stabilan nesingularan sistem sa dva ulaza i dva izlaza, [12]. Posebno, idealni dekupler  $D(s)$  (slika 3), treba da zadovolji sledeće relacije:

$$W(s) = G(s) \cdot D(s), \quad (4)$$

odnosno za slučaj 2x2 sistema:

$$W(s) = \begin{bmatrix} w_{11}(s) & 0 \\ 0 & w_{22}(s) \end{bmatrix} \quad (5)$$

Idealni dekupler, koji se ovde predlaže i razmatra dat je sa:

$$D_{2 \times 2}(s) = \text{adj}(G_{2 \times 2}(s)) \cdot K_{2 \times 2}(s), \quad (6)$$

$$K(s) = \text{diag}(k_{ii}(s)), \quad i = 1, 2, \dots, n. \quad (7)$$

Pri tome u radu [12], autori su predložili izbor  $K(s)$  tako da  $W(s)$  mora biti dijagonalna matrica, kao i da ne treba da bude visoko propusnog karaktera uz istovremenu redukciju zajedničkih elemenata. S druge strane u radu [13] autori koriste  $K(s)$  da izbegnu poteškoće u inverziji faktorizovanog  $G(s)$  uz istovremeno podešavanje dinamičkih karakteristika  $W(s)$ . Uočava se da idealno (puno) raspredanje ima neke očigledne prednosti sa operativne tačke gledišta ali sa druge strane plaćena je cena dekoplovanju (raspredanju) i to što smo bliži potpunom raspredanju datog sistema to je veći pik osetljivosti datog sistema, [14]. Ovde je sa  $K(s)$  definisana odgovarajuća dijagonalna matrica funkcija prenosa u cilju eliminacije zajedničke dinamike (nule, polovi i transportno kašnjenje) u odgovarajućim kolonama matrice  $\text{adj}(G(s))$ . Imajući u vidu (3),  $G(s)$  se može prikazati u sledećem obliku

$$G(s) = \begin{bmatrix} g_{11}(s) & g_{12}(s) \\ g_{21}(s) & g_{22}(s) \end{bmatrix} \quad (8)$$

Na osnovu (6) možemo odrediti članove  $D(s)$  na sledeći način:

$$\begin{aligned} d_{11}(s) &= k_{11}(s) \cdot g_{22}(s), & d_{12}(s) &= -k_{22}(s) \cdot g_{12}(s) \\ d_{21}(s) &= -k_{11}(s) \cdot g_{21}(s), & d_{22}(s) &= k_{22}(s) \cdot g_{11}(s) \end{aligned} \quad (9)$$

Na taj način moženo odrediti  $W(s) = G(s)D(s)$  tj. dva raspregnuta 1x1 sistema funkcija prenosa  $w_{11}(s)$ ,  $w_{22}(s)$  gde je

$$W(s) = \begin{bmatrix} w_{11}(s) & 0 \\ 0 & w_{22}(s) \end{bmatrix} = \det(G(s)) \cdot K(s) \quad (10)$$

To će biti dalje osnova za primenu metoda projektovanja PID regulatora ali za jednovarijabilne sisteme. Imajući u vidu ciljeve idealnog dekuplera matrica  $K(s)$  je data sa:

$$K(s) = \begin{bmatrix} k_{11}(s) & 0 \\ 0 & k_{22}(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} -5(s+0,2) & 0 \\ 0 & -5(s+0,2) \end{bmatrix} \quad (11)$$

Elementi matrice dekuplera se dobijaju na osnovu (3) do (11)

$$D(s) = \text{adj}(G(s)) \cdot K(s) = \begin{bmatrix} \frac{1,313}{0,116s+1} & \frac{2,0287}{0,036s+1} \\ \frac{433,587}{0,116s+1} & \frac{-533,304}{0,036s+1} \end{bmatrix} \quad (12)$$

Ekvivalentna matrica funkcija prenosa za tako raspregnuti sistem  $W(s)$  je oblika

$$W(s) = \text{diag}[w_{ii}], \quad i = 1, 2, \quad (13)$$

$$\text{gde je } w_{11}(s) = w_{22}(s) = \frac{1579,85}{(0,116s+1)(0,036s+1)(5s+1)}$$

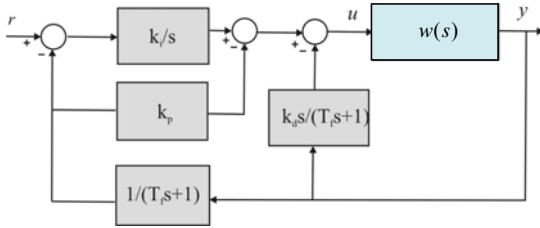
Moguća je sledeća aproksimacija:

$$w(s) = w_{11}(s) = w_{22}(s) \approx \frac{1579,85}{(0,116s+1)(5s+1)} \quad (14)$$

Za dati ekvivalentni proces  $w_{11}(s)$ , odnosno  $w_{22}(s)$  projektuje se za oba kanala isti PID regulator funkcije prenosa

$$C_{PID}(s) = \frac{k_d s^2 + k_s s + k_i}{s} \frac{1}{(T_I s + 1)}, \quad (15)$$

gde se niskopropusni filter  $F(s) = 1/(T_I s + 1)$  uvodi zbog kauzalnosti idealnog PID regulatora i smanjenja uticaja mernog šuma na upravljanje.



Slika 4. Blok dijagram predložene upravljačke strukture ekvivalentnog objekta upravljanja  $w(s)$  po jednom kanalu sa PID regulatorom

Upravljanje je realizovano za oba kanala sa izmeštanjem proporcionalnog i diferencijalnog dejstva iz direktne grane kao što je prikazano strukturnim blok dijagramom na Slici 4 po jednom kanalu:

$$U(s) = -\frac{k_p + k_d s}{T_f s + 1} Y(s) + \frac{k_i}{s} \left( R(s) - \frac{Y(s)}{T_f s + 1} \right) \quad (16)$$

Analitičko projektovanje PID regulatora u funkciji jednog slobodnog parametra  $\lambda$  koristi postupak na osnovu zadate (željene) ekvivalentne komplementarne funkcije osetljivosti  $T_e(s) = C(s)w(s)/(1 + C(s)w(s))$  i adekvatnog potiskivanja poremećaja za funkciju ekvivalentnog procesa [7], [8], [15]. Na taj način može se doći do sledećih izraza za  $C(s) = C_{PID}(s)$ , tj. parametara PID regulatora  $k_i, k_p, k_d, T_f$  u funkciji jednog podešljivog parametra  $\lambda$

$$T_f = \frac{0,580\lambda}{(-5,116\lambda + 2,320)}, \quad k_i = \frac{0,0002129316074}{\lambda^3(-5,116\lambda + 2,320)},$$

$$k = \frac{0,0006329714846(5,116\lambda^3 - 2,320\lambda + 1,345600)}{\lambda^2(-5,116\lambda + 2,320)}, \quad (17)$$

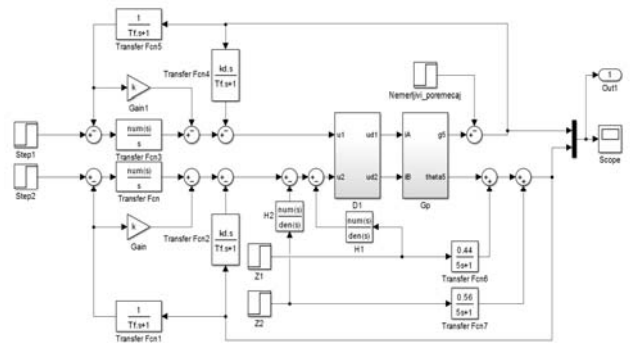
$$k_d = 0,00063297 \frac{(25,5935\lambda^2 - 11,8691\lambda + 2,0184)}{\lambda(-5,116\lambda + 2,320)}.$$

Na primer za  $\lambda = 0,1$  dobijaju se sledeći parametri PID regulatora.

$$C_{PID}(s) = \frac{0,0038s^2 + 0,0464s + 0,1177}{s(0,0321s + 1)}. \quad (18)$$

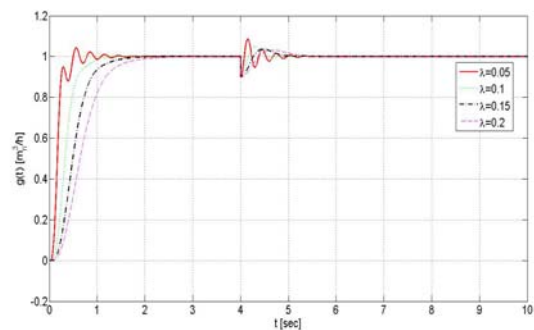
Vremenska konstanta spregnutog sistema upravljanja na zadatu referencu je proporcionalna parametru  $\lambda$  za oba kanala i može se smatrati da  $4\lambda$  odgovara vremenskoj konstanti. Takođe izvršena je simulacija gde je od interesa pratiti odzive sistema po pitanju protoka i promenu temperature za sledeće vrednosti podešljivog parametra  $\lambda = 0,05; 0,1; 0,15; 0,2$ .

Rezultati simulacije su prikazani na slikama 6 do 8. Uočava se da se adekvatni rezultati dobijaju za vrednost podešljivog parametra  $\lambda = 0,1$ . Posebno je uveden i simuliran odziv sistema na nemerljiv poremećaj koji deluje posle  $t=4s$  i ovde je primenjeno na veličinu  $g(t)$  - odstupanje vrednosti protoka



Slika 5. Simulacioni blok dijagram

od nominalne vrednosti protoka gasovitog vazduha na ulazu u ekspanzionu turbinu, što se može uočiti sa slike 6. da robustno projektovani PID regulator uspešno reguliše odnosno potiskuje poremećaj.



Slika 6. Odskočni odzivi sistema ( $g(t)$  - odstupanje vrednosti protoka od nominalne vrednosti protoka gasovitog vazduha na ulazu u ekspanzionu turbinu) i na nemerljiv poremećaj koji deluje posle  $t = 4s$

Takođe, iz modela procesa dobija se zavisnost između temperature  $\theta(t)$  i merljivog poremećaja u obliku:

$$\theta(s) = \frac{0,088}{s + 0,2} z_1(s) + \frac{0,122}{s + 0,2} z_2(s). \quad (19)$$

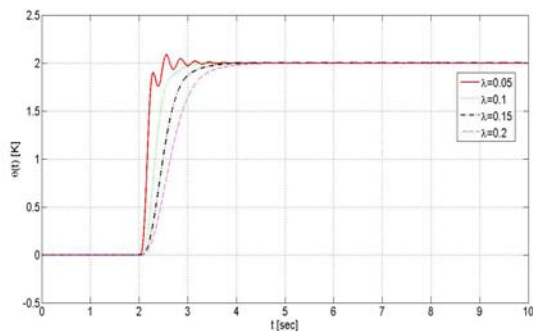
U cilju potiskivanja merljivog poremećaja  $z_1(s), z_2(s)$  uvode se dodatni kompenzatori  $H_1(s)$  i  $H_2(s)$  na sledeći način:

$$H_1(s) = (0,44/1579,85) \frac{(0,116s + 1)(0,036s + 1)}{(\tau s + 1)^2}, \quad (20)$$

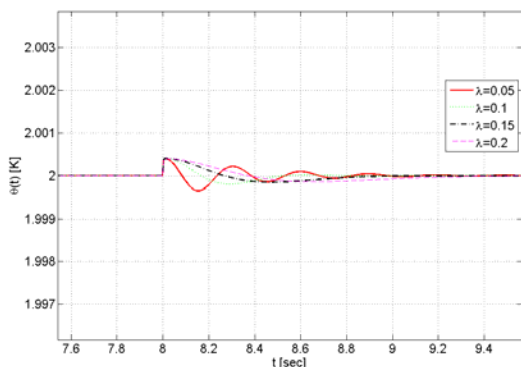
$$H_2(s) = (0,56/1579,85) \frac{(0,116s + 1)(0,036s + 1)}{(\tau s + 1)^2} \quad (21)$$

U konkretnom slučaju izabrano je  $\tau = 0,001$  pri čemu je izbor manjih vrednosti za  $\tau$  dovodi do većeg potiskivanja merljivog poremećaja za dato dozvoljeno upravljanje. Ovde merljivi poremećaj deluje u  $t = 8s$  i sa slike 7 i slike 8 može se uočiti da je došlo do značajnog potiskivanja datog merljivog poremećaja.





Slika 7. Odskočni odzivi sistema ( $\theta_s(t)$  - odstupanje vrednosti temperature od nominalne vrednosti temperature gasovitog vazduha na ulazu u ekspanzionu turbinu) i na merljiv poremećaj koji deluje posle  $t = 8s$



Slika 8. Odskočni odziv na merljivi poremećaj koji deluje posle  $t = 8s$

## ZAKLJUČAK

U ovom radu je u kriogenom procesu separacije vazduha sa po dva ulaza i dva izlaza primenjeno multivarijabilno upravljanje zasnovano na analitički projektovanim PID kontroleru u odnosu na zahtevanu robusnost. Model samog procesa je dobijen odgovarajućom linearizacijom diferencijalnih jednačina kojima se opisuje dinamičko ponašanje sistema čije su izlazne veličine ulazna temperatura i protok vazduha kroz ekspanzionu turbinu. Posle sprovedene faze deкупlovanja modela procesa realizovana je faza analitičkog projektovanja PID regulatora celog reda u funkciji jednog slobodnog parametra  $\lambda$ . Efikasnost i opravdanost predloženog multivarijabilnog upravljanja su ilustrovane na simulacionom primeru gde se uočava da značajno potiskivanje kako nemerljivog, tako i merljivog poremećaja.

## ZAHVALNICA

Autori Mihailo Lazarević, Petar Mandić i Tomislav Šekara zahvaljuju se za podršku Ministarstvu prosvete, nauke i tehnološkog razvoja Republike Srbije, projekti TR35006 (M.P.L), TR33047 (P.D.M) i TR33020 (T.B.Š).

## LITERATURA

[1] FG Kerry, "Industrial gas handbook: gas separation and purification", RC Press;2010.

- [2] R.F.Barron, "Cryogenic Systems", Oxford Press, New York, 1985.
- [3] Lj. Bučanović, "Prilog matematičkom modeliranju i dinamičkoj analizi jednog mehatroničkog sistema upravljanja", Phd teza, Mašinski fakultet, Beograd, 2016.
- [4] Lj. Rašković, "Osnovi kriogene tehnike", Akad. misao, Beograd, 2005.
- [5] K. K. J. Aström, T. Hagglund, "Advanced PID control", ISA, Research Triangle Park, 2006.
- [6] R. Vilanova, A. Visioli, "PID Control in the Third Millennium", Springer, 2012.
- [7] S. Skogestad, Simple analytic rules for model reduction and PID controller tuning, Journal of Process Control, Vol. 13, pp. 291–309, 2003.
- [8] T. B. Šekara, M. B. Trifunović, V. Govedarica, Projektovanje složenog regulatora u frekvencijskom domenu pod ograničenjima na robusnost i osetljivost na mjerni šum, Zbornik radova Infoteh-Jahorina 2011, Vol. 10, Ref. A-2, str. 6-11, Mart 2011, Jahorina, Bosna i Hercegovina
- [9] B. Gajić, "Mogućnost primene računarskog upravljanja određenim procesima u Fabrici Tehičkih gasova u Boru", Dipl. rad, Mašinski fakultet, Beograd, 2009.
- [10] Cvetković B., Lazarević M., Djurović N., Mandić P.: Open-closed loop fractional-order iterative learning control for singular fractional-order system, -International Conference on Fractional Differentiation and its Application, 18-20 July 2016, Novi Sad, Serbia, pp.404-414, ISBN: 978-86-7892-830-7.
- [11] Lj. Bučanović, M. P. Lazarević, P. D. Mandić, T. B. Šekara, Multivariable fractional order PID control of the cryogenic process of mixing of two gaseous air flows: D decomposition method, ICFDA 2016), Vol. 2, Posters pp. 903, July 2016, Faculty of Technical Sciences Novi Sad, Serbia.
- [12] Nordfeldt, P., T. Hagglund, Decoupler and PID controller design of TITO systems, Journal of Process Control, Vol. 16, pp. 923–936, 2006.
- [13] H.P Huang, F.Y. Lin, Decoupling multivariable control with two degrees of freedom, Industrial and Engineering Chemistry Research, Vol. 45, pp. 3161–3173, 2006.
- [14] C.G Goodwin, S.F. Graebe, M.E. Salgado, Control System Design., Prentice-Hall, Upper Saddle River, NJ, 2001.
- [15] M.R Mataušek, T.B. Šekara, PID controller frequency-domain tuning for stable, integrating and unstable processes, including dead-time, Journal Process Control, Vol. 21, pp.17–27, 2011.

## ABSTRACT

In this paper, the PID control algorithm analytically designed in relation to the required robustness is proposed and implemented in a cryogenic process of air separation. For the application of the synthesis of control laws, the input temperature and the air flow to the expansion turbine, it is necessary to determine the corresponding differential equations of the cryogenic process of mixing two gas flows at different temperatures before entering the expansion turbine. The model is linearized and decoupled, where the analytical PID controller is applied to achieve the predetermined robustness. It is demonstrated on the simulation example that it significantly suppresses the non-measurable as well as measurable disturbance.

## MULTIVARIABLE CONTROL OF THE CRYOGENIC PROCESS USING A PID REGULATOR DESIGNED IN RELATION TO THE REQUIRED ROBUSTNESS

Ljubiša Bučanović, Mihailo Lazarević, Petar Mandić, Tomislav B. Šekara, Mladen Dragović, Vidan Govedarica