

Ivana Lukec, Darko Lukec, Katica Sertić Bionda, Zoran Adžamić

ISSN 0350-350X

GOMABN 46, 3, 223-245

Izvorni znanstveni rad / Original scientific paper

UDK 665.656.2.001.53 : 665.6.011 : 66.012.7

MOGUĆNOSTI UNAPREĐENJA PROCESA IZOMERIZACIJE KONTINUIRANIM OPTIMIRANJEM

Sažetak

Proces izomerizacije jedan je od ključnih procesa prerade nafte u proizvodnji motornih benzina zadane kvalitete, pa je cilj svake rafinerije njegova maksimalna iskoristivost. U tu se svrhu provode unapređenja procesa uvođenjem novih jedinica kao što su pretfrakcionacija sirovine izdvanjem izopentana u koloni deizopentanizera, te separacija produkata izomerizacije primjenom molekulskih sita ili kolone za frakcionaciju. Daljnja unapređenja procesa temelje se na kontinuiranom optimiranju u stvarnom vremenu, koje omogućava svladavanje i minimizaciju utjecaja uskih grla procesa, te maksimizaciju iskoristivosti kapaciteta.

Postavljeni su matematički modeli s ciljem iznalaženja optimalnih radnih uvjeta, a istražene su mogućnosti primjene kontinuiranog optimiranja u stvarnom vremenu, s naglaskom na primjenu u rafinerijskoj proizvodnji.

Uvod

Proces izomerizacije u rafinerijskoj i petrokemijskoj industriji primjenjuje se za konverzije niskooktanske frakcije lakog benzina u visokooktansku frakciju, u svrhu proizvodnje i-C4 sirovine za alkilaciju, te za proizvodnju metil-terc-butil etera¹.

Sve veći broj prerađivača nafte suočava se s činjenicom da proces izomerizacije postaje svojevrsno usko grlo u proizvodnji visokokvalitetnog benzina zbog strogih zahtjeva za kvalitetom ograničenom maksimalnim dopuštenim udjelom aromata u motornom benzinu.

Cilj unapređenja kemijskih procesa svladavanje je uskih proizvodnih grla, a u procesu izomerizacije unapređenje se postiže:

- 1) uvođenjem novih jedinica koje omogućavaju bolju iskoristivost kapaciteta procesa: kolona deizopentanizera, kolona deizoheksanizera i molekulska sita,
- 2) primjenom vrlo djelotvornih katalizatora i odgovarajuće procesne opreme,
- 3) unapređenjem vođenja procesa primjenom viševeličinskog optimalnog vođenja (engl. model predictive control)².

Proces izomerizacije

Sirovina procesa izomerizacije je smjesa lakog benzina vrelišta C5-85 °C s postrojenja atmosferske destilacije i lakog reformata.

S obzirom na karakteristike reakcija izomerizacije, proces zahtjeva određenu obradu sirovine, stoga se cjelokupni proces može podijeliti na nekoliko sekcija:

- 1) Sekcija prefrakcionacije u koloni deizopentanizera

U svrhu veće iskoristivosti kapaciteta postrojenja, u koloni deizopentanizera provodi se prefrakcionacija sirovine izdvajanjem visokooktanskog izopentana u vrhu kolone. Proizvod dna deizopentanizera, frakcija bogata s n-C5 i n-C6 ugljikovodicima, odvodi se u daljnju preradu procesa izomerizacije.

- 2) Sekcija hidroobrade

Sirovina se dodatno obrađuje procesom hidroobrade sirovine. Tim procesom uklanjaju se spojevi sumpora, dušika i kisika koji na katalizatore hidrogenacije i izomerizacije djeluju kao katalitički otrovi.

Katalitičke reakcije hidroobrade odvijaju se uz kobalt-molibdenove sulfide na aluminij-oksidu kao nosiocu u atmosferi bogatoj vodikom.

- 3) Sekcija hidrogenacije

Sirovina se obrađuje i kroz sekciju hidrogenacije zbog zasićenja prisutnih nezasićenih ugljikovodika i benzena koji bi neuklanjanjem u reaktoru izomerizacije reagirali s vodikom uz nastajanje velike topline zbog egzotermnosti reakcija. Reakcije se odvijaju na katalizatoru Pt/Al₂O₃. S obzirom na osjetljivost katalizatora izomerizacije na vlagu, udio vode u sirovini prije uvođenja u sekciju hidrogenacije mora biti ispod 0.5 mg kg⁻¹.

- 4) Izomerizacija

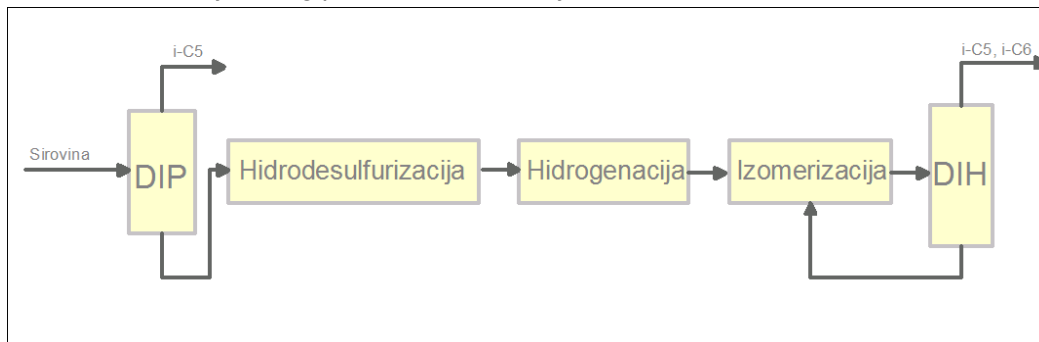
Procesom izomerizacije poboljšavaju se primjenska svojstva C5 i C6 ugljikovodika pregradnjom molekula. Procesom dolazi do konverzije n-spojeva, pentana i heksana, u izospojeve i time do povećanja oktanskog broja. Izomerizacija je katalitički proces, a kao katalizator se primjenjuje platina na krutom nosaču Al₂O₃. Reakcije se odvijaju uz prisutnost klora kao promotora katalitičkih reakcija i u atmosferi bogatoj vodikom.

- 5) Sekcija frakcionacije u koloni deizoheksanizera

Sekcija frakcionacije u koloni deizopentanizera omogućava povišenje oktanskog broja izomerizata za dodatnih 4-6 jedinica. U koloni deizoheksanizera razdvajaju se

niskooktanske od visokooktanskih frakcija čime se postiže viša vrijednost oktanskog broja proizvoda. Niskooktanske frakcije se vraćaju na preradu u sekciju izomerizacije. Jednostavna shema cjelovitog procesa izomerizacije prikazana je slikom 1.

Slika 1: Shema cjelovitog procesa izomerizacije



Pristup unapređenju

Ovim radom postavljena je i prikazana mogućnost unapređenja vođenja procesa primjenom viševeličinskog optimalnog vođenja i softverskog analizatora.

Viševeličinsko optimalno vođenje razvijeno je na temelju teorijskih osnova vođenja procesa i razvoja primjene računala^{3,4}. U praksi ono predstavlja niz alata koji omogućavaju kontinuirano djelovanje na regulacijske krugove procesa, a sve u svrhu kontinuiranog provođenja kriterija optimalnosti u stvarnom vremenu⁵. Primjenom viševeličinskog optimalnog vođenja, u rafinerijskoj proizvodnji se provodi optimalno vođenje, vođenje sa svrhom: maksimizacije iskorištenja kapaciteta postrojenja, održavanja konstantne kvalitete pojedinih proizvoda, minimizacija potroška energije, itd.

Softverski analizatori temeljeni su na matematičkom modelu koji omogućava kontinuiranu (engl. on-line) procjenu fizikalno-kemijskih svojstava i kemijskog sastava. Svoju primjenu nalaze u samostalnom radu, ali i kao nadopuna klasičnim hardverskim procesnim analizatorima⁶.

Zbog karakteristika procesa izomerizacije i važnosti optimalnog rada sekcije kolone deizopentanizera, ta kolona je uzeta kao teorijski primjer primjene sustava viševeličinskog optimalnog vođenja u stvarnom vremenu. Unapređenjem sekcije DIP-a djeluje se na unapređenje cjelokupnog procesa izomerizacije.

Unapređenje vođenja sekcije kolone deizopentanizera primjenom viševeličinske jedinice za vođenje provodi se s ciljem:

- održavanja i poboljšanja kvalitete iscrpaka,
- minimizacije potroška energenata,

- maksimizacije iskorištenja kapaciteta,
- maksimizacije iscrpaka vrijednijih proizvoda,
- poboljšanja stabilnosti i sigurnosti procesa,
- minimizacije utjecaja poremećaja na rad procesa.

Opis sekcije deizopentanizera

Sirovina, smjesa lakog reformata i lakog benzina C5-85°C nakon predgrijavanja vodenom parom u izmjenjivačima topline E-101A/B uvodi se na 40, 50, 60 i 70-tu pliticu kolone C-101 gdje dolazi do razdvajanja sastavnica. Proizvod vrha kolone, frakcija bogata izopentanom, odvodi se kroz zračne i vodene hladnjake EA-102 i E-103A/B u sabirnu posudu kondenzata V-101. Dio kapljevina iz sabirne posude odvodi se pomoću crpke P-103A/B u kolonu kao refluks, dok se proizvod, izopentan masene koncentracije 90-92%, izdvaja kao proizvod vrha i odvodi u daljnu preradu. Dno kolone se grije kroz isparivač E-104 niskotlačnom vodenom parom, a proizvod dna, smjesa n-pentana i C6 ugljikovodika, hladi se kroz izmjenjivač topline E-106 i odvodi u prvu katalitičku sekciju postrojenja: sekciju hidrodesulfurizacije.

Ukupan kapacitet sekcije deizopentanizera, a time i cjelokupnog procesa određuje se regulacijom protoka FC101, a temperatura sirovine DIP-a regulacijom temperature TC101 kroz izmjenjivač topline E-101.

Temperatura vrha kolone održava se kaskadnom regulacijom temperature TC102, djelovanjem primarnog regulacijskog kruga temperature TC102 na sekundarni regulacijski krug protoka refluksa FC103, postavljenog u kaskadi. Tlak u koloni održava se regulacijom tlaka PC102, djelovanjem ventila na protok vršnih para u sabirnu posudu refluksa V-101. Razina u posudi V-101 održava se regulacijom razine LC103 koja djeluje na otvorenost ventila protoka proizvoda vrha, FC104.

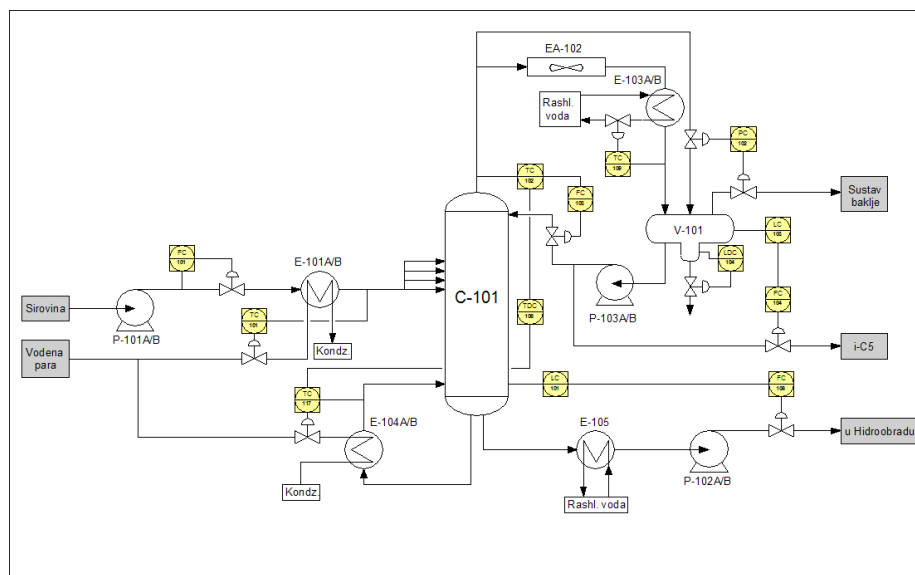
Temperatura dna kolone održava se regulacijom temperature TC117 djelovanjem na protok niskotlačne vodene pare kroz isparivač E-104. Razlika temperature vrha i dna kolone mjeri se i regulira pomoću TDC106, a temperatura na 120. plitici kolone mjeri se pomoću indikatora temperature TI104. Razina kolone deizopentanizera regulira se pomoću regulatora razine LC101, koji djeluje na protok proizvoda, u kaskadi postavljen regulator protoka FC106.

Analiza vođenja i primjena optimalnog vođenja procesa

S ciljem provođenja viševereličinskog optimalnog vođenja i postavljanja viševereličinske jedinice za vođenje procesa, provedena je analiza vođenja kolone deizopentanizera. Definirane su ulazne i izlazne veličine procesa na osnovi sustavnog pristupa, te postavljene zavisnosti između veličina, prikazane u tablici 1. Zbog međuzavisnosti većeg broja ulaznih i izlaznih veličina, sustav za optimalno vođenje kolone deizopentanizera zahtijeva unapređenje vođenja procesa primjenom viševereličinskog optimalnog vođenja^{7,8}.

Također, s obzirom da je jedan od kriterija vođenja kolone deizopentanizera maksimalno izdvajanje izopentana u proizvodu vrha kolone, za unapređenje vođenja nužno je opremanje kolone analizatorom proizvoda vrha, softverskim analizatorom, kako je prikazano slikom 3.

Slika 2: Shema procesa sekcije deizopentanizera



Tablica 1: Zavisnosti ulaznih i izlaznih veličina

		Izlazne veličine										
		TC101.OP	PC102.OP	FC103.OP	FC103.PV	FC104.OP	TC109.OP	TC117.OP	FC106.OP	TDC106.PV	TI104.PV	AI101.PV
Ulazne veličine	FC101.SP	Model	Model	Model	Model	Model	Model	Model	Model	Model	Model	Model
	TC101.SP	Model	Model	Model	Model	Model	Model	Model	-	-	Model	Model
	PC102.SP	-	Model	Model	Model	Model	Model	Model	Model	Model	Model	Model
	TC102.SP	-	Model	Model	Model	Model	Model	Model	Model	Model	Model	Model
	TC109.SP	-	-	Model	Model	Model	Model	-	-	-	-	Model
	TC117.SP	-	Model	Model	Model	Model	Model	Model	Model	Model	Model	Model

Na temelju provedene analize i definiranih ulaznih i izlaznih veličina, pristupilo se izradi sustava viševeličinskog optimalnog vođenja primjenom odgovarajućeg programskog sustava. S obzirom na nemogućnost provedbe eksperimentalnog istraživanja postrojenja, u svrhu izrade matematičkih dinamičkih modela istraživanje je provedeno na temelju inženjerskog znanja i prakse, te primjenom statičkog matematičkog modela promatranog procesa⁹.

Primijenjeni matematički dinamički modeli zavisnosti ulaznih i izlaznih veličina prikazani tablicom 1 sa zadanim kriterijem optimalnosti i ograničenjima procesa čine viševeličinsku jedinicu za vođenje. Postojanje zavisnosti između ulaznih i izlaznih veličina definirano je kao "model" u tablici 1, a zavisnost je definirana odgovarajućim parametrima dinamičkog matematičkog modela.

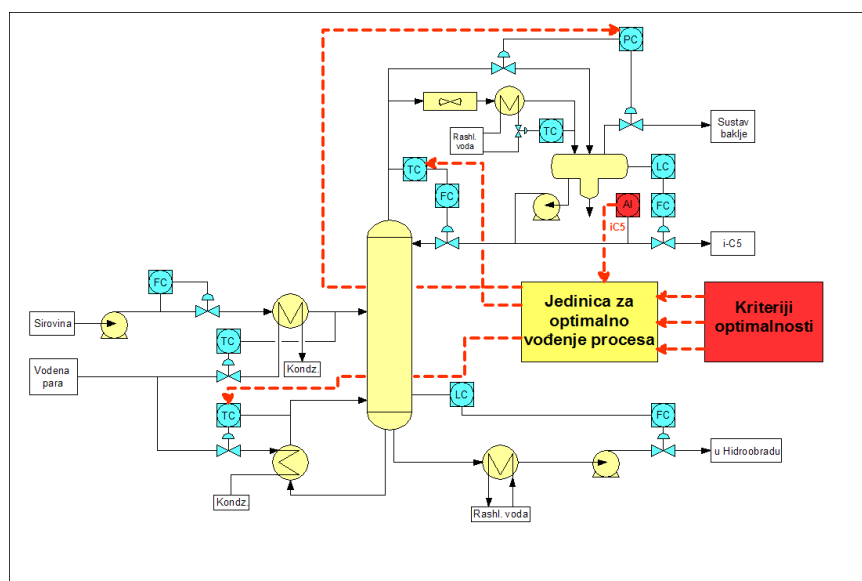
Kriteriji optimalnog vođenja kolone deizopentanizera su slijedeći:

- maksimalno izdvajanje izopentana u vrhu kolone,
- minimizacija potroška energije,
- minimizacija utjecaja poremećaja na rad kolone.

Kriteriji optimalnog vođenja kolone deizopentanizera definirani su kako bi utjecali na unapređenje cjelokupnog procesa i to sa ciljem:

- maksimalnog iskorištenja kapaciteta cjelokupnog procesa,
- produženja vijeka trajanja katalizatora,
- stabilnijeg rada cjelokupnog postrojenja.

Slika 3: Shematski prikaz unapređenja vođenja sekcije deizopentanizera (primjer 1)

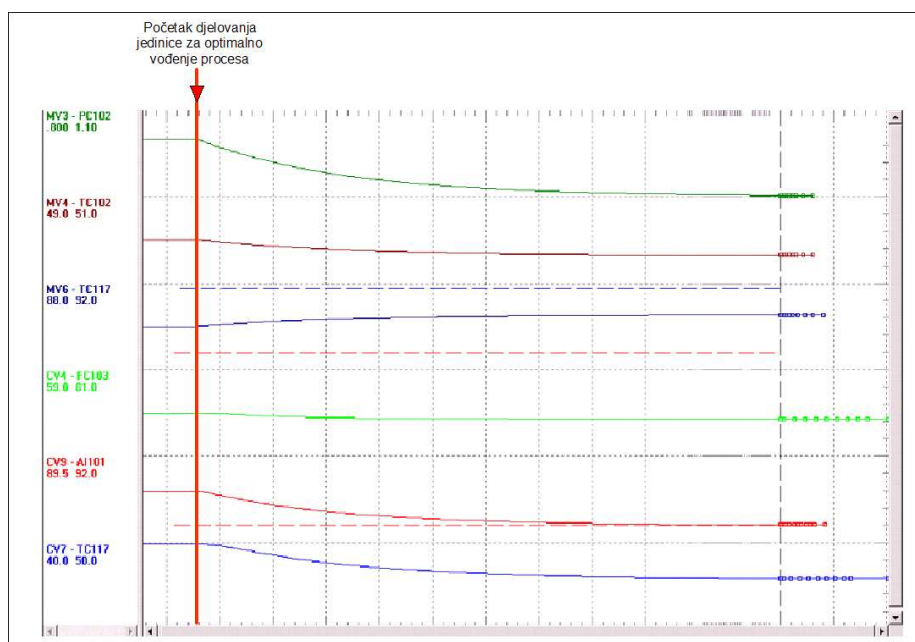


Primjer mogućnosti unapređenja kolone deizopentanizera primjenom optimalnog vođenja

Kriterij optimalnosti: minimizacija potroška energenata

Djelovanje jedinice za optimalno vođenje procesa slikovito je prikazano shemom na slici 3. Kao kriterij optimalnosti u opisanom primjeru definirana je minimizacija potroška energenata. Jedinicom za optimalno vođenje procesa kriterij optimalnosti se provodi kontinuirano, u stvarnom vremenu, djelujući svake minute na ključne regulacijske krugove, tj. ulazne veličine: tlak vrha kolone, PC102.SP, temperature vrha i dna kolone deizopentanizera, TC101.SP i TC117.SP, ostale ulazne veličine. Ključna veličina za procjenu rada kolone je maseni udio izopentana u proizvodu vrha. S obzirom da ne postoji kontinuirano praćenje kemijskog sastava proizvoda vrha kolone, u svrhu boljeg vođenja kolone DIP-a, predlaže se unapređenje izvođenjem softverskog analizatora temeljenog na neuronskoj mreži za određivanje izopentana u proizvodu vrha. Osim udjela izopentana u proizvodu vrha kolone, jedinica za optimalno vođenje procesa dobiva odzive ostalih izlaznih veličina, što je osnova za daljnje provođenje optimiranja unutar definiranih dopuštenih granica ulaznih i izlaznih veličina.

Slika 4: Prikaz djelovanja jedinice za optimalno vođenje



Slika 4 prikazuje simulaciju djelovanje jedinice za optimalno vođenje na ključne ulazne i izlazne veličine. Ključne ulazne i izlazne veličine su:

PC102.SP: tlak u vrhu kolone, bar(g),

TC102.SP: temperatura u vrhu kolone, °C,

TC117.SP: temperatura u dnu kolone, °C,

FC103.PV protok refluksa, m³/h,

AI101.PV udio izopentana u proizvodu vrha definiran softverskim analizatorom, mas%,

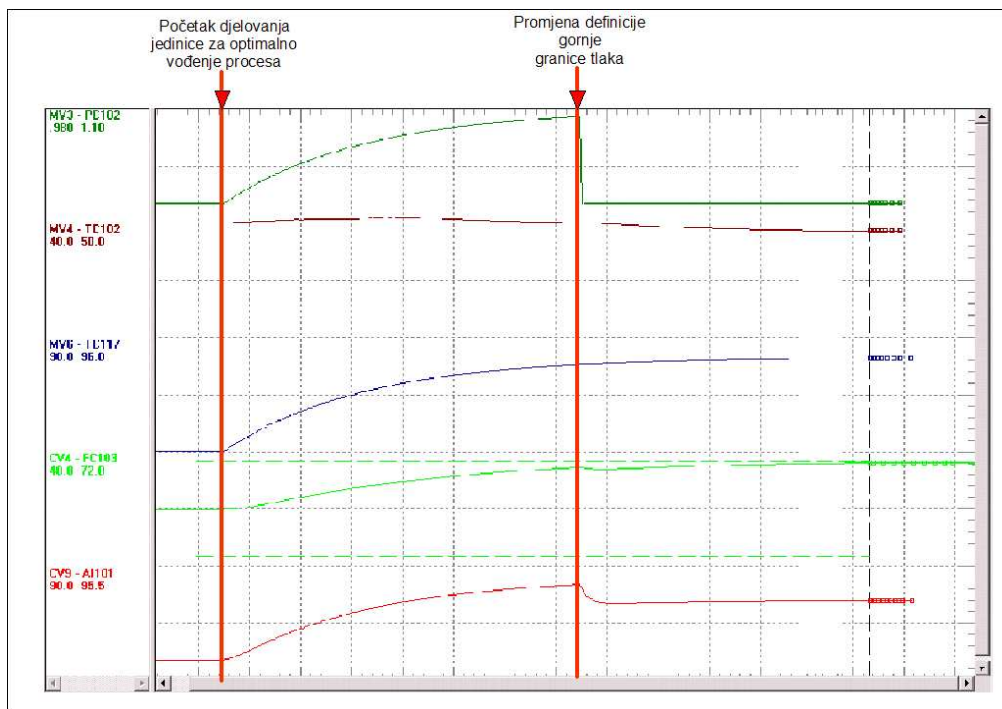
TC117.OP - otvorenost ventila regulacije temperature dna, %.

Iz prikazanog je vidljivo da se u prikazanom intervalu vremena minimizacija potroška energije provodi minimizacijom tlaka u koloni do definirane donje granice, kao i minimizacijom temperature vrha kolone TC102. Rezultat toga je blago povišenje temperature dna zbog smanjenog protoka refluksa kroz kolonu, FC103.PV, no postiže se smanjenje potroška medija za grijanje dna kolone zatvaranjem ventila, TC117.OP. Ključna veličina koja određuje donju granicu sniženja tlaka je udio izopentana u proizvodu vrha kolone, koji je definiran na 90 mas%. Postizanjem te minimalno dopuštene granice udjela izopentana ograničena je daljnja minimizacija potroška energenata.

Kao kriterij optimalnosti može se definirati i maksimizacija udjela izopentana u proizvodu vrha kolone. Tada rezultati djelovanja jedinice na optimalno vođenje procesa izgledaju kako je prikazano slikom 5. Jedinica za optimalno vođenje djeluje na povišenje tlaka i temperatura kroz kolonu kako bi se postigao što veći udio izopentana u proizvodu vrha. U drugom koraku djeluje se na ograničavanje djelovanja jedinice za optimalno vođenje snižavanjem gornje granice tlaka. Nakon ograničenja tlaka, jedinica za optimalno vođenje procesa pronalazi optimalno rješenje u trenutačnim procesnim uvjetima u skladu s trenutačnim ograničenjima procesa.

Cilj uvođenja jedinice optimalnog vođenja je kontinuirano provođenje svih zahtijevanih kriterija optimalnosti i određivanje optimalnog rješenja svake minute i to ovisno o trenutačnim procesnim uvjetima. Prednosti takvog vođenja procesa pred klasičnim načinom vođenja je u tome što se ključne veličine procesa, ulazne i izlazne veličine, promatraju kontinuirano svake minute, pa je i djelovanje na ulazne veličine omogućeno svake minute. Promjene se izvode u malim koracima bez dodatnog uvođenja poremećaja u proces. U tome je primjena optimalnog vođenja superiornija klasičnom načinu vođenja. Kontinuiranim vođenjem procesa također je omogućeno operaterima i procesnim inženjerima da više vremena posvete ekonomici procesa definicijom donjih i gornjih granica ulaznih i izlaznih veličina i definicijom kriterija optimalnosti. Osnova za odluku o kriterijima optimalnosti treba biti dnevno planiranje.

Slika 5: Prikaz djelovanja jedinice za optimalno vođenje



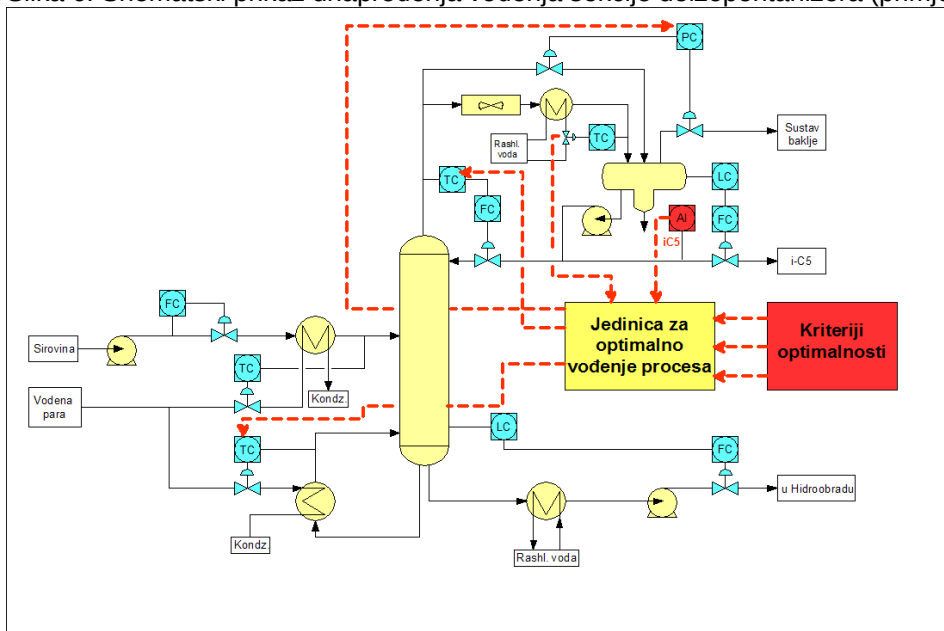
Primjer mogućnosti unapređenja kolone deizopentanizera primjenom optimalnog vođenja

Kriterij optimalnosti: minimizacija utjecaja poremećaja na rad kolone

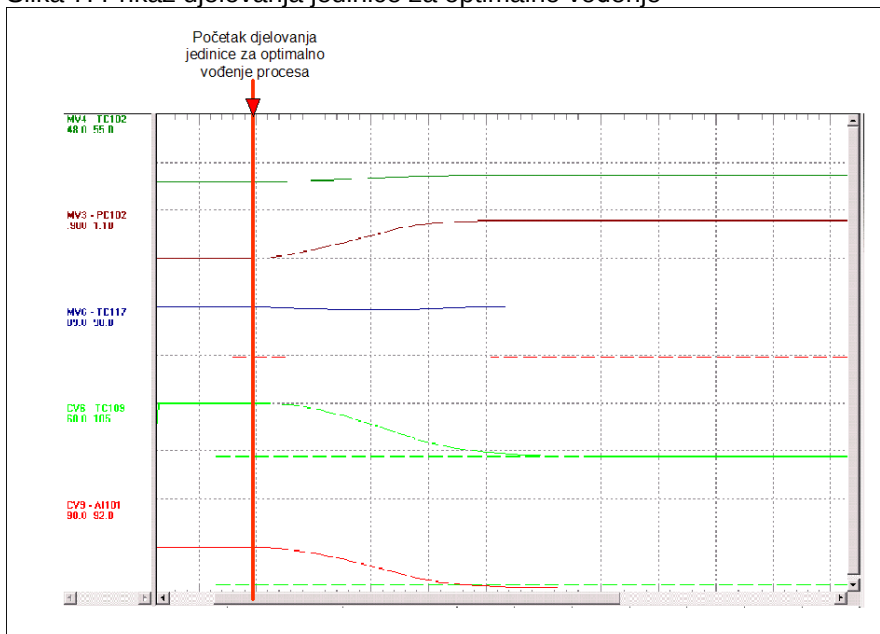
Jedan od češćih poremećaja u radu svake kolone može biti nemogućnost odgovarajućeg hlađenja vrha kolone u ljetnim mjesecima. Uvođenjem jedinice za optimalno vođenje procesa, taj se problem ne može u potpunosti ukloniti, ali ga je moguće umanjiti uvođenjem jedinice za optimalno vođenje procesa kontinuiranim djelovanjem na ulazne veličine kako je prikazano slikom 6.

Prema rezultatima koje prikazuje slika 7 vidljivo je da se jedinica za optimalno vođenje služi povišenjem tlaka, PC102.SP kako bi umanjila djelovanje poremećaja, što djeluje na zatvaranje ventila rashladne vode TC109.OP, ali i na smanjenje udjela izopentana u proizvodu vrha kolone.

Slika 6: Shematski prikaz unapređenja vođenja sekcije deizopentanizera (primjer 2)



Slika 7: Prikaz djelovanja jedinice za optimalno vođenje



Zaključak

Prikazana je mogućnost unapređenja procesa primjenom optimalnog vođenja u stvarnom vremenu na primjeru kolone deizopentanizera procesa izomerizacije. U navedenim primjerima primijenjeni su sljedeći kriteriji optimalnosti:

- minimizacija potroška energenata po jedinici sirovine,
- maksimizacija udjela izopentana u vrhu kolone,
- minimizacija utjecaja poremećaja.

Isti kriteriji optimalnosti mogu se primijeniti na cjelokupan proces izomerizacije, kao i proširiti sljedećim kriterijima optimalnosti karakterističnim za proces izomerizacije:

- maksimizacija oktanskog broja,
- maksimizacija iskorištenja kapaciteta cjelokupnog procesa izomerizacije,
- vođenje procesa s ciljem maksimizacije trajnosti katalizatora,
- stabilnost i sigurnost procesa.

Prikazani primjeri idu u prilog činjenici da je unapređenje vođenja procesa kontinuiranom optimizacijom (dynamic optimization & model predictive control) u današnje vrijeme jedna od najučestalijih i najprimjenjenijih metoda unapređenja i optimizacije procesa i u naftno-petrokemijskoj industriji i u srodnim procesnim industrijama.

Literatura

1. Meyers, A.M.: Handbook of petroleum refining processes, McGraw-Hill, Boston, 1996.
2. Luyben, W. L., Process Modeling, and Control for Chemical Engineers, 2nd ed. New York, McGraw Hill (1988).
3. Richalet, J.A., Rault, Testud and Papon, Model predictive heuristic control, Automatica, Vol. 14, p.413 (1978)
4. Qin, S.J. and Badgwell, An Overview of Industrial Model Predictive Control Technology, Proceedings CPC-V, Lake Tahoe, California (1996)
5. Grosdidier, P., Improve APC Project Success, Hydrocarbon Processing, October 2004.
6. Baratti, Vacca, Servida: Neural network modeling of distillation columns, Hydrocarbon Processing, June 1995
7. Cutler, C. and B. Remaker, Dynamic Matrix Control – A Computer Control Algorithm, AIChE Nat Meet., April 1979.
8. Garcia, C. and Morshedi, Quadratic Programming Solutions of Dynamic Matrix Control, Chem. Eng. Comm., 46, 73-87 (1986)
9. ChemCad Version 5.1: UserGuide, 2001.
10. Shinskey, F., Controlling Multivariable Processes, Instrument Society of America, Research Triangle Park, NC, 1982
11. MacGregor, J., D. Kourti, and J. Kresta, Multivariate Identification: A Study of Several Methods, Proc. ACC Meet., 295-300 (1988).
12. Shinskey, F., Process Control Systems, 3rd ed. New York, McGraw Hill (1988).

Autori

Ivana Lukec¹, Darko Lukec¹, Katica Sertić Bionda², Zoran Adžamić³

¹ Model d.o.o, Pazinska 36, Zagreb, E-mail: ivana.lukec@model.hr

² Fakultet kemijskog inženjerstva i tehnologije, Savska 16, Zagreb

³ INA d.d., Rafinerija nafte Rijeka, Urinj b.b., Kostrena