

PENGONTROLAN KOLOM DISTILASI BINER MENGUNAKAN METODE *INTERNAL MODEL CONTROL*

Bayu Bagas Wara^{*)}, Budi Setiyono, and Wahyudi

Departemen Teknik Elektro, Fakultas Teknik, Universitas Diponegoro,
Jln. Prof. Soedarto, Tembalang, Semarang, Indonesia

^{*)}Email: bagasundip@gmail.com

Abstrak

Sifat dinamis kolom distilasi yang nonstationer, multivariabel, nonlinier, ketidakpastian termodinamika, dan proses dengan waktu mati membuat kontrol kolom distilasi menjadi sebuah masalah yang menarik untuk diteliti. Penelitian ini bertujuan mengaplikasikan metode Internal Model Control (IMC) 1 *Degree Of Freedom* (DOF) yang biasa digunakan dalam dunia industri untuk mengendalikan *plant* kolom distilasi biner Wood & Berry MIMO 2x2 dengan dua metode empiris tuning filter IMC yang berbeda yaitu Rivera dan RC.Panda. Variabel yang dikontrol dalam kolom distilasi adalah konsentrasi produk atas (XD) dan produk bawah (XB) dengan memanipulasi variabel laju aliran *reflux* (L) dan laju *steam* pada *reboiler* (Qr). Pada penelitian ini struktur kontrol MIMO yang digunakan adalah struktur multivariabel terdesentralisasi dengan pemilihan konfigurasi kontroler menggunakan metode *Relative Gain Array* (RGA). Model proses pada perancangan IMC 1 DOF menggunakan asumsi model sempurna dan mengikuti aturan perancangan MIMO IMC. Pengujian dilakukan dengan memberikan perubahan *set point*. Hasil dari penelitian ini menunjukkan bahwa pada pengujian perubahan *set point* kontroler IMC 1 DOF mampu membuat respon sistem mengikuti *set point* yang diberikan.

Kata kunci : Kolom Distilasi, IMC, *Set Point*.

Abstract

The dynamic nature of the distillation column nonstationer, multivariable, nonlinear, uncertainty thermodynamics, and processes with dead time makes the control of the distillation column into an interesting problem to be investigated. This research aims to apply the method of Internal Model Control (IMC) 1 Degree Of Freedom (DOF) which is used in industry to control plant distillation column binary Wood & Berry MIMO 2x2 with five empirical method of tuning filter IMC different namely Rivera and RC.Panda. Controlled variable in a distillation column is the top product concentration (XD) and bottom product (XB) by manipulating the flow rate variable reflux (L) and the rate of steam on the reboiler (Qr). In this research used MIMO control structure is decentralized structure with the selection of multivariable controller configuration using the Relative Gain Array (RGA). The process model in designing IMC 1 DOF on the assumption of perfect model and follow the rules of IMC MIMO design. Testing is done by providing a set point change. The results of this research show that in testing the changes set point controller IMC 1 DOF able to make the system response to follow a given set point.

Keywords : *Distillation Column*, IMC, *Set Point*.

1. Pendahuluan

Kontrol kolom distilasi adalah hal yang paling banyak dipelajari dalam kontrol proses maupun kimia proses. Dinamika kolom distilasi yang bersifat nonstationer, sistem multivariabel, sistem nonlinier, ketidakpastian termodinamika, dan proses dengan waktu mati membuat kontrol kolom distilasi menjadi sebuah masalah yang menarik untuk diteliti[1-2]. Tujuan utama kolom distilasi adalah memperoleh kemurnian produk akhir untuk itu diperlukan metode kontrol yang bersifat *robust* dan baik dalam *tracking set point*[3].

Internal Model Control (IMC) adalah sistem pengendalian yang dikhususkan untuk proses kontrol di dunia industri yang berguna memberikan performansi yang baik dalam *tracking set point*. Apabila *plant* stabil maka stabilitas respon sistem dapat dijamin dengan menggunakan pengendali model stabil[4-5].

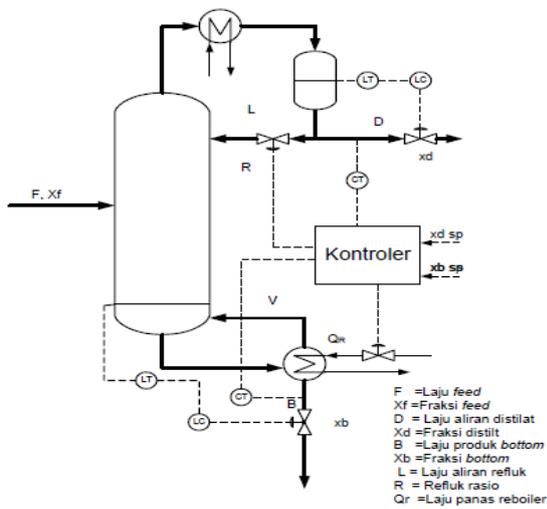
Dari latar belakang diatas, penelitian ini akan mengevaluasi penerapan metode IMC 1 *Degree Of Freedom* (DOF) pada *plant* pengendalian sistem *Multiple Input Multiple Output* (MIMO) 2x2 kolom distilasi biner pemisahan *methanol*-air

Wood & Berry terhadap perubahan *set point* dengan dua metode *tuning* parameter IMC Rivera dan RC. Panda[6].

2. Metode

2.1. Kolom Distilasi

Kolom distilasi biner pada umumnya terdiri atas sebuah kolom vertikal yang terpecah menjadi beberapa *tray* dengan ukuran yang sama. Kolom distilasi juga dilengkapi dengan sebuah *reboiler* yang berfungsi sebagai pemanas proses distilasi dan sebuah *condenser* yang berfungsi mengkondensasi uap hasil distilasi pada produk atas menjadi cairan kembali [7-9]. Skema kolom distilasi biner dengan instrumen terkait ditunjukkan oleh Gambar 1.



Gambar 1. Kolom distilasi biner

Prinsip kerja sederhana dari kolom distilasi adalah campuran yang akan dipisahkan masuk melalui *feed tray* kemudianturun ke bagian bawah kolom, cairan dengan titik didih rendah akan menguap ke atas akibat panas *reboiler* dan setelah sampai diatas kolom akan didinginkan oleh *condenser* menjadi cairan, kembali dan disebut produk atas (XD). Cairan yang tidak terpanaskan oleh *reboiler* dan keluar dari bagian bawah kolom adalah produk bawah (XB)[10]. Gambar 1 juga menunjukkan struktur kontrol L-V pada kolom distilasi biner. Variabel yang dikontrol adalah XD dan XB dengan memanipulasi laju aliran *reflux* (L) dan laju aliran *steam* pada *reboiler* (Qr) dan variabel gangguan yang mempengaruhi proses adalah laju aliran umpan (F) dan konsentrasi umpan (XF)[11].

Pada penelitian ini, model proses kolom distilasi menggunakan penelitian dari Wood & Berry[12], fungsi alih proses dalam bentuk FOPDT ditunjukkan oleh persamaan (1).

$$\begin{bmatrix} y_{p1}(s) \\ y_{p2}(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 12,8e^{-1s} & -18,9e^{-3s} \\ 16,7s+1 & 21s+1 \\ 6,6e^{-7s} & -19,4e^{-3s} \\ 10,9s+1 & 14,4s+1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} u_1(s) \\ u_2(s) \end{bmatrix} \quad (1)$$

2.2. Representasi Matematis Model FOPDT

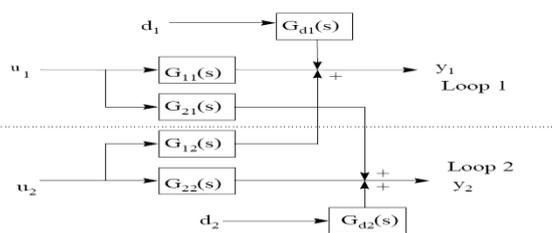
Model FOPDT merupakan model fungsi alih orde satu yang disertai dengan waktu mati. Model matematis proses FOPDT dapat direpresentasikan kedalam persamaan laplace seperti persamaan (2)[13].

$$G(s) = \frac{y(s)}{u(s)} = \frac{K}{\tau s + 1} e^{-\theta} \quad (2)$$

Parameter τ adalah konstanta waktu proses, K adalah *gain* statis proses, dan θ adalah waktu mati proses.

2.3. Sistem Kontrol MIMO

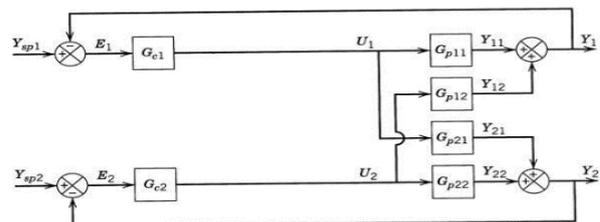
Sistem kontrol dapat diklasifikasikan dari jumlah variabel yang dikontrol dan variabel yang dimanipulasi. Jika sistem tersebut terdiri dari lebih dari satu variabel yang dikontrol dan lebih dari satu variabel yang dimanipulasi maka bisa disebut dengan sistem MIMO. Karakter utama dalam kontrol sistem MIMO adalah adanya proses interaksi. Sistem MIMO 2x2 adalah sistem multi variabel yang memiliki dua variabel yang dikontrol (Y) dan dua variabel yang dimanipulasi (U). Blok diagram interak sistem MIMO 2x2 ditunjukkan dan interaksi sistem dapat dilihat pada Gambar 2.



Gambar 2. Interaksi MIMO 2x2.

2.3.1. Sistem Kontrol MIMO Terdesentralisasi

Sistem kontrol MIMO terdesentralisasi adalah sistem kontrol MIMO yang hanya menggunakan pasangan diagonal dari proses MIMO itu sendiri. Struktur kontrol terdesentralisasi ditunjukkan oleh Gambar 3[14].



Gambar 3. Struktur kontrol terdesentralisasi sistem MIMO 2x2

Struktur matriks fungsi alih proses pada sistem MIMO 2x2 dituliskan dalam persamaan (3) dan matriks diagonal kontroler terdesentralisasi dituliskan pada persamaan (4)[15].

$$G(s) = \begin{bmatrix} G_{p11}(s) & G_{p12}(s) \\ G_{p21}(s) & G_{p22}(s) \end{bmatrix} \quad (3)$$

$$G_c = \begin{bmatrix} G_{c1} & 0 \\ 0 & G_{c2} \end{bmatrix} \quad (4)$$

Pemilihan konfigurasi kontrol untuk sistem MIMO sangatlah penting karena berkaitan dengan kestabilan proses. Konfigurasi kontrol yang baik dalam sistem MIMO adalah konfigurasi yang dapat meminimalkan proses interaksi dalam sistem MIMO dan menjamin bahwa variabel yang dimanipulasi memberikan kontrol yang efektif terhadap variabel yang dikontrol.

2.3.1. RGA

RGA adalah pendekatan yang paling sering digunakan untuk menentukan pasangan konfigurasi kontrol *multiloop* SISO pada sistem MIMO. RGA untuk sistem FOPDT dapat dihitung dengan menggunakan *gain steady state* proses. Dengan demikian *gain steady state* proses MIMO 2x2 dapat dituliskan pada persamaan (5)[16].

$$K = \begin{bmatrix} K_{11} & K_{12} \\ K_{21} & K_{22} \end{bmatrix} \quad (5)$$

Relative gain (λ) dari proses G_{11} dapat dihitung dengan persamaan (6).

$$\lambda_{11} = \frac{1}{1 - \frac{K_{12}K_{21}}{K_{11}K_{22}}} \quad (6)$$

Relative gain untuk proses yang lain dapat dihitung dengan cara yang sama atau dengan menggunakan aturan aljabar RGA yang menyatakan jumlah dari setiap baris dan kolom untuk matriks RGA sama dengan satu. Matriks RGA untuk proses MIMO 2x2 dapat dituliskan pada persamaan (7).

$$RGA = \begin{bmatrix} \lambda_{11} & \lambda_{21} \\ \lambda_{12} & \lambda_{22} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \lambda & 1 - \lambda \\ 1 - \lambda & \lambda \end{bmatrix} \quad (7)$$

Jika λ mendekati 1 maka variabel input atau kontroler memberikan efek yang besar kepada sistem, sebaliknya jika λ mendekati 0 maka kontroler memberikan efek yang sangat kecil terhadap sistem.

Dengan menggunakan persamaan (5) sampai (7) didapat perhitungan RGA untuk sistem yang ditunjukkan oleh persamaan (1) dapat dituliskan pada persamaan (8) sampai (10).

$$K = \begin{bmatrix} K_{11} & K_{12} \\ K_{21} & K_{22} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 12,8 & -18,9 \\ 6,6 & -19,4 \end{bmatrix} \quad (8)$$

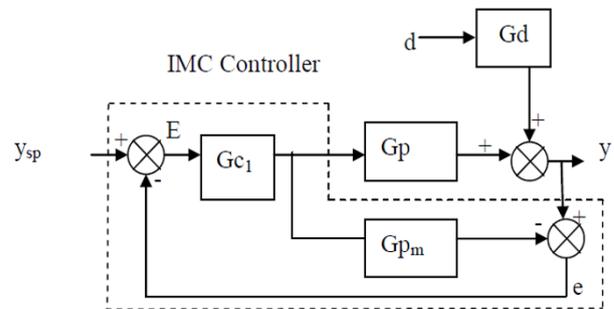
$$\lambda_{11} = 2,009 \quad (9)$$

$$RGA = \begin{bmatrix} 2,009 & -1,009 \\ -1,009 & 2,009 \end{bmatrix} \quad (10)$$

Hasil nilai *relative gain* (λ) yang diperoleh dipilih nilai *gain* yang positif. Karena nilai *relative gain* (λ) mendekati satu berarti bahwa variabel yang dimanipulasi memberikan pengaruh yang besar terhadap variabel yang dikontrol. Sehingga konfigurasi yang tepat untuk *plant* kolom distilasi biner pemisahan *methanol* – air Wood & Berry MIMO 2 x 2 adalah konfigurasi 1-1/2-2.

2.4. IMC

Internal Model Control (IMC) adalah salah satu sistem kontrol berbasis model yang digagas oleh Garcia dan Morari pada tahun 1982. Struktur IMC ditunjukkan oleh Gambar 4[17-18].



Gambar 4. Struktur IMC 1 DOF

Parameter G_p adalah fungsi alih proses, G_{pm} adalah fungsi alih model IMC, G_c adalah kontroler IMC, G_d adalah fungsi alih gangguan, y adalah keluaran sistem yang disertai gangguan, d adalah beban gangguan, y_{sp} adalah *set point*, dan E adalah error. Persamaan keluaran sistem terhadap *set point* diberikan pada persamaan (11).

$$\frac{y(s)}{y_{sp}(s)} = \frac{G_p(s)G_c(s)}{1+G_c(s)[G_p(s)-G_{pm}(s)]} \quad (11)$$

Persamaan keluaran sistem terhadap beban gangguan ditunjukkan oleh persamaan (12).

$$\frac{y(s)}{d(s)} = \frac{1-G_p(s)G_c(s)}{1+G_c(s)[G_p(s)-G_{pm}(s)]} \quad (12)$$

Jika model sempurna persamaan (11) dan (12) dapat ditulis dalam persamaan (13) dan (14).

$$\frac{y(s)}{y_{sp}(s)} = G_p(s)G_c(s) \quad (13)$$

$$\frac{y(s)}{d(s)} = 1 - G_{pm}(s)G_c(s) \quad (14)$$

Kontroler IMC merupakan kontroler yang didesain berdasarkan invers model IMC proses dan sebuah filter pengendali yang membuat kontroler bersifat *robust*.

Persamaan matematis dari desain kontrol IMC dituliskan dalam persamaan (15).

$$Gc(s) = \frac{1}{Gpm(s)} f(s) = \frac{1}{Gpm(s)(\tau_c s + 1)^n} \quad (15)$$

$$f(s) = \frac{1}{(\tau_c s + 1)^n} \quad (16)$$

Fungsi alih $f(s)$ adalah filter kontroler IMC dengan τ_c adalah parameter filter kontroler IMC dan n adalah integer yang membuat pengendali IMC bersifat *proper* atau *semiproper*.

2.4.1. MIMO IMC

Konsep dasar dari perancangan kontroler MIMO IMC adalah dengan menggunakan model diagonal seperti yang dijelaskan pada persamaan (3) dan (4). Asumsikan fungsi alih sistem MIMO 2x2 dapat ditulis seperti persamaan (17)[2-3].

$$Gp = \begin{bmatrix} g_{p11} & g_{p12} \\ g_{p21} & g_{p22} \end{bmatrix} \quad (17)$$

Dari persamaan (17) dapat dirancang model multivariabel IMC seperti pada persamaan (18).

$$Gpm = \begin{bmatrix} g_{p11} & 0 \\ 0 & g_{p22} \end{bmatrix} \quad (18)$$

Dengan menggunakan persamaan (18) didapat fungsi alih kontroler multivariabel IMC pada persamaan (19).

$$Gc = \text{diagonal}[Gc1 \quad Gc2] = \begin{bmatrix} \text{inv}(g_{p11}) & 0 \\ 0 & \text{inv}(g_{p22}) \end{bmatrix} \begin{bmatrix} f1 \\ f2 \end{bmatrix} \quad (19)$$

Parameter $Gc1$ adalah pengendali IMC pada produk atas, $Gc2$ adalah pengendali IMC pada produk bawah, $f1$ adalah filter kontrol IMC pertama dan $f2$ adalah filter kontrol IMC kedua.

Dengan menggunakan persamaan (18) model proses untuk sistem yang dirunjukkan persamaan (1) dapat dituliskan dalam persamaan (20).

$$Gpm = \begin{bmatrix} \frac{12,8e^{-1s}}{16,7s+1} & 0 \\ 0 & \frac{-19,4e^{-3s}}{14,4s+1} \end{bmatrix} \quad (20)$$

Bagian model Proses yang dapat diinverskan dari persamaan (20) ditunjukkan oleh persamaan (21) dan (22).

$$G_{pm11}^{-1} = \frac{16,7s+1}{12,8} \quad (21)$$

$$G_{pm22}^{-1} = \frac{-19,4}{14,4s+1} \quad (22)$$

Dari persamaan (21) dan (22) dapat dicari persamaan kontroler IMC yang merupakan invers dari model itu sendiri dan dituliskan pada persamaan (23) dan (24).

$$Gc_1 = \frac{16,7s+1}{12,8(\tau_c s+1)} \quad (23)$$

$$Gc_2 = \frac{14,4s+1}{-19,4(\tau_c s+1)} \quad (24)$$

2.4.2. Tuning Filter Kontroler IMC

Terdapat dua metode empiris untuk menentukan parameter filter kontroler IMC yang dapat dilihat pada Tabel 1[4],[19].

Tabel 1. Tuning parameter filter IMC dengan lima metode.

Metode empiris tuning IMC FOPDT	Tuning τ_c
Rivera	$\tau_c > 0,8\theta$
RC.Panda	$\tau_c = \max(0,2\tau, 1,7\theta)$

Perhitungan dilakukan berdasarkan konstanta waktu proses (τ) dan *dead time* (θ). Berdasarkan persamaan (20) kontroler pertama dan kedua memiliki konstanta waktu dan *dead time* yang dapat dituliskan pada Tabel 2.

Tabel 2. Parameter konstanta waktu dan *dead time*.

Kontroler	Konstanta waktu proses (τ)	<i>dead time</i> (θ)
Gc 1	16,7	1
Gc 2	14,4	3

Dengan menggunakan data yang diperoleh pada Tabel 2 dapat dihitung nilai parameter filter kontroler IMC (τ_c) kolom distilasi biner Wood & Berry MIMO 2x2 dengan lima metode empiris pada persamaan yang terdapat pada Tabel 1 didapat hasil *tuning* yang dapat dituliskan pada Tabel 3.

Tabel 3. Hasil *tuning* parameter filter kontroler IMC (τ_c) dengan dua metode empiris berbeda.

Kontroler	Rivera	RC. Panda
Gc 1	0,9	3,34
Gc 2	2,5	5,1

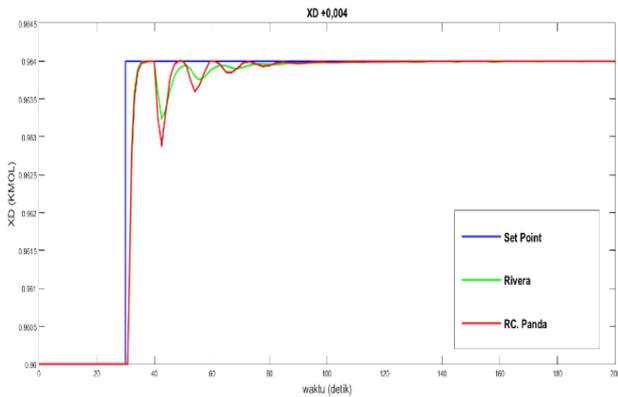
3. Hasil dan Analisis

Pengujian dilakukan dengan mengubah nilai *set point* produk atas (XD) dan produk bawah (XB) untuk melihat kinerja kontroler IMC terhadap perubahan *set point* yang diberikan (*tracking set point*).

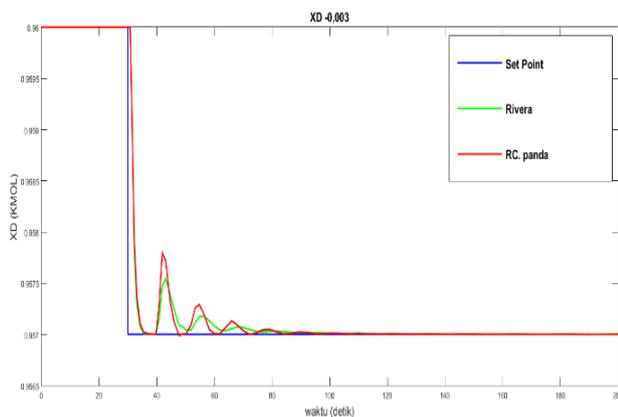
3.1. Pengujian terhadap Perubahan *Set Point* Produk Atas (XD)

Pengujian terhadap perubahan *set point* produk atas (XD) dilakukan dengan menaikkan *set point* produk atas (XD)

sebesar +0,004 kmol dan menurunkan *set point* sebesar -0,003 kmol. Hasil respon perubahan *set point* pada produk atas ditunjukkan oleh Gambar 5 untuk kondisi kenaikan *set point* dan Gambar 6 untuk kondisi penurunan *set point*.



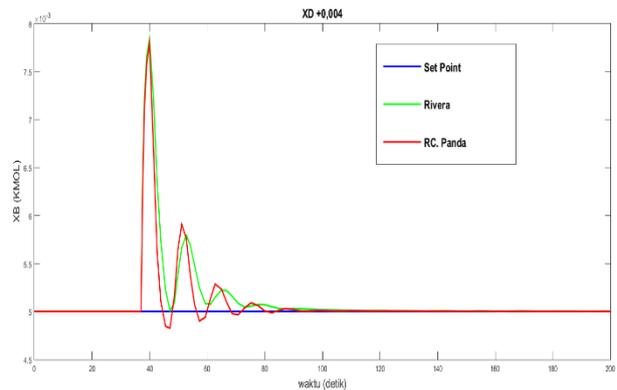
Gambar 5. Respon produk atas kenaikan *set point* XD+0,004.



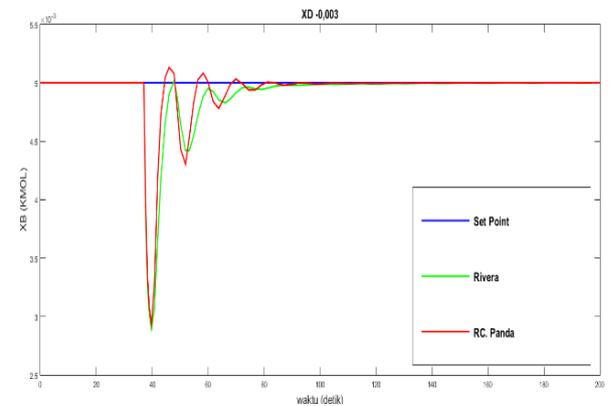
Gambar 6. Respon produk atas penurunan *set point* XD-0,003.

Gambar 5 dan Gambar 6 menunjukkan bahwa kontroler IMC 1 DOF yang digunakan mampu mengikuti perubahan *set point* yang diberikan pada produk atas (XD). Metode *tuning* yang digunakan juga mampu membuat respon sistem mencapai *set-point* dan kondisi *steady state*. Didapat nilai IAE terkecil 1,251 untuk kenaikan *set point* XD +0,004 diperoleh metode Rivera dan untuk penurunan *set point* XD -0,003 diperoleh nilai IAE terkecil 0,0938 oleh metode Rivera.

Respon produk bawah (XB) terhadap perubahan *set point* pada produk atas (XD) ditunjukkan oleh Gambar 7 untuk kondisi kenaikan *set point* dan Gambar 8 untuk kondisi penurunan *set point*.



Gambar 7. Respon produk bawah kenaikan *set point* XD +0,004.

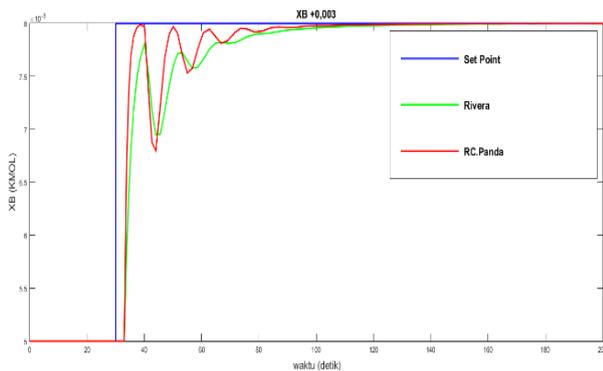


Gambar 8. Respon produk bawah penurunan *set point* XD -0,003.

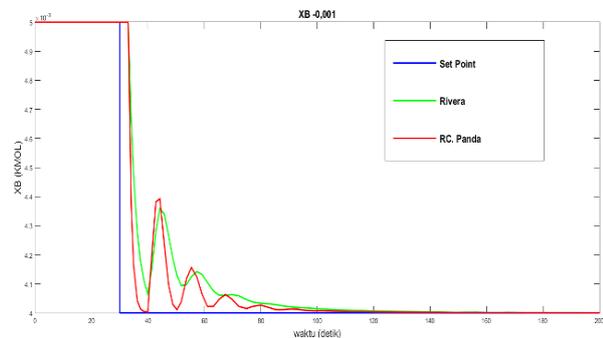
Respon produk bawah (XB) terhadap perubahan *set point* produk atas (XD) menunjukkan terjadi perubahan pada XB ketika *set point* XD dirubah, hal ini menunjukkan hubungan interaksi MIMO dalam proses kolom distilasi biner Wood dan Berry. Gambar 9 dan Gambar 10 menunjukkan bahwa kontroler IMC mampu mempertahankan *set point* XB terhadap perubahan yang diberikan pada *set point* XD. Kelima metode *tuning* filter yang digunakan mampu mengembalikan respon XB kepada *set point* awal dan kembali pada kondisi *steady state*. Didapat nilai IAE terkecil 0,6359 untuk kenaikan *set point* XD +0,004 diperoleh metode Rivera dan untuk penurunan *set point* XD -0,003 diperoleh nilai IAE terkecil 0,4769 oleh metode Rivera.

3.2. Pengujian terhadap Perubahan *Set Point* Produk Bawah (XB)

Pengujian terhadap perubahan *set point* produk bawah (XB) dilakukan dengan menaikkan *set point* produk bawah (XB) sebesar +0,003 kmol dan menurunkan *set point* sebesar -0,001 kmol. Respon perubahan *set point* pada produk bawah ditunjukkan oleh Gambar 9 untuk kondisi kenaikan *set point* dan Gambar 10 untuk kondisi penurunan *set point*.



Gambar 9. Respon produk bawah kenaikan *set point* XB+0,003.



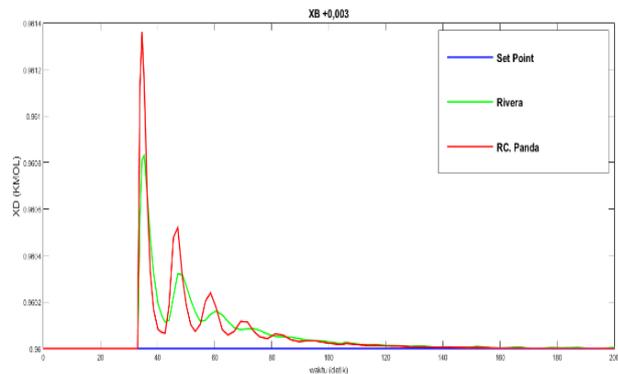
Gambar 10. Respon produk bawah penurunan *set point* XB-0,001.

Gambar 9 dan Gambar 10 menunjukkan bahwa kontroler IMC 1 DOF yang digunakan untuk mengontrol kolom distilasi biner Wood Berry MIMO 2x2 mampu mengikuti perubahan *set point* yang diberikan pada produk bawah (XB). Kelima metode *tuning* yang digunakan juga mampu membuat respon sistem mencapai *set point* dan kondisi *steady state*. Didapat nilai IAE terkecil 0,9382 untuk kenaikan *set point* XB +0,003 diperoleh metode Rivera dan untuk penurunan *set point* XB -0,001 diperoleh nilai IAE terkecil 0,3128 oleh Rivera.

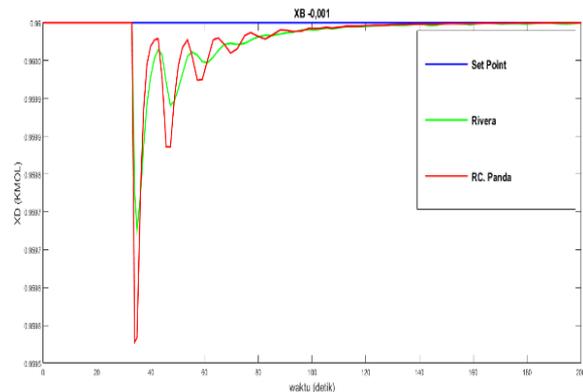
Respon produk atas (XD) terhadap perubahan *set point* pada produk bawah (XB) ditunjukkan oleh Gambar 11 untuk kondisi kenaikan *set point* dan Gambar 12 untuk kondisi penurunan *set point*.

Respon produk atas (XD) terhadap perubahan *set point* produk bawah (XB) menunjukkan terjadi perubahan pada XD ketika *set point* XB dirubah, hal ini menunjukkan hubungan interaksi MIMO dalam proses kolom distilasi biner Wood & Berry yaitu apabila salah satu masukan mengalami perubahan seluruh keluaran proses juga ikut berubah. Gambar 11 dan Gambar 12 menunjukkan kontroler IMC mampu mempertahankan *set point* XD terhadap perubahan yang diberikan pada *set point* XB. Kelima metode *tuning* filter yang digunakan mampu mengembalikan sistem kepada *set point* awal dan kembali pada kondisi *steady state*. Didapat nilai IAE terkecil 0,8431

untuk kenaikan *set point* XB +0,003 diperoleh metode Rivera dan untuk penurunan *set point* XB -0,001 diperoleh nilai IAE terkecil 0,2811 oleh metode Rivera.



Gambar 11. Respon produk atas kenaikan *set point* XB +0,003.



Gambar 12. Respon produk atas penurunan *set point* XB -0,001.

4. Kesimpulan

Dari hasil uji coba yang dilakukan didapatkan kesimpulan bahwa kontroler IMC yang digunakan untuk mengontrol model kolom distilasi biner Wood & Berry mampu membuat sistem mengikuti *set point* yang diinginkan dan meminimalkan efek interaksi yang terjadi. Kedua metode *tuning* filter yang digunakan juga mampu membuat sistem kembali kedalam kondisi *steady state*. Pengembangan yang dapat dilakukan selanjutnya adalah menganalisis respon kontroler IMC terhadap gangguan. Pada seluruh hasil pengujian yang dilakukan metode *tuning* Rivera memperoleh nilai IAE terkecil.

Referensi

- [1]. S. Javadi, "Control of Binary Distillation Column Using Fuzzy PI Controllers," in Proceedings of the 9th WSEAS International Conference on Signal Processing, Computational Geometry and Artificial Vision pp. 145–152.

- [2]. A.Vasikaninova, M.Basokova, and M.Karsiova, "Cascade Fuzzy Logic Control of A Distillation Column," in proceeding 16th International Conference Process Control 2007, Slovakia,11-14 June 2007, Po-We-06.
- [3]. R. Guru, A. Arumugam, G. Balasubramanian, and V. S. Balaji, "Fuzzy Based composition Control of Distillation Column," International Journal of Engineering and Technology (IJET),2013, vol. 5, no. 2, pp. 1863–1869.
- [4]. M. Baqir, and C. B. Pamungkas, "Desain Pengendali Sistem MIMO 2x2 Dengan Metode IMC pada Fungsi Transfer Kolom Distilasi Wood & Berry (FOPDT)," JURNAL TEKNIK POMITS, vol. 2, no. 1, 2013.
- [5]. D. W. Astuti and R. Handogo, "Mp Tuning for Internal Model Control 2x2 Multi Input Multi Output (MIMO) System," vol. 1, pp. 467–473, 2014.
- [6]. A. K. Sharma, A. Electronics, and I. Engineering, "Model-based Approach of Controller Design for a FOPTD System and its Real Time Implementation," IOSR Journal of Electrical and Electronics Engineering, vol. 8, no. 6, pp. 21–26, 2013.
- [7]. R. K. Mishra and T. K. Dan, "Design of an Internal Model Control for SISO Binary Distillation Column," IEEE International Conference on Emerging Trends in Computing, Communication and Nanotechnology, no. 1, 2013.
- [8]. B. Roffel, "Process Dynamic and Process Control," TJ International Ltd, Padstow, Cornwall.
- [9]. I. K. A. Wahyuni, "Studi Pemisahan Campuran Azeotrop dan Isopropil Alkohol-Air Melalui Proses Pervaporasi dengan Membran Thin Film Composite Komersial," M.S.Thesis, Universitas Indonesia,2012.
- [10]. Misrha,R.Khumar, "Design of an Model Controller for Binary Distillation Column,"M.S Thesis, Department of Electronics and Communication Engineering National Institute of Technology Rourkela-769 008, India, 2013.
- [11]. Biyanto,R Totok,"Strategi Kontrol Kolom Distilasi Tunggal Sistem Biner Methanol-Air," Available: <https://www.researchgate.net/publication/272889062>
- [12]. Wood R. K. And Berry M. W., "Terminal Composition Control of a Binary Distillation Column", M.S Thesis, University of Alberia,1973.
- [13]. Maharni.Aldea, "Aplikasi PID untuk pengendalian ketinggianlevel cairan dengan TCP/IP,"Tugas Akhir,Teknik Elektro Universitas Diponegoro,Semarang, 2011
- [14]. M.Brathi and C. Selvakumar, "Dynamic Modelling, Simulation ad Control of MIMO System," IJCTT,vol. 3, no. 3, pp. 36–88, 2012.
- [15]. A. H Devikumari and V. Vijayan, "Decentralized PID Controller Dsign for 3x3 Multivariable System using Heuristic Algorithms," Indian Journal of Science and Technology, vol. 8, no. July, pp. 1–6, 2015.
- [16]. A. Mohammed and H. Kadhim,"Estimation of the Dynamic Relative Gain Array for Control Configuration Selection," MS.Thesis, Lulea University, 2015.
- [17]. W. Tan, H. J. Marquez, and T. Chen, "IMC design for unstable processes with time delays," Journal of Process Control ,vol. 13, pp. 203–213, 2003.
- [18]. N. Anwar, "A PID controller design in 2DOF - IMC structure for integrating processes with dead - time," ANCONIB, Hiroshima.
- [19]. Seborg Dale, "Process Dymanic and Control,"John Willey & Son Inc, USA,2011.