

# PERANCANGAN KONTROLER INTERNAL MODEL CONTROL PADA KOLOM DISTILASI

*by* Wahyudi Wahyudi

---

**Submission date:** 02-Apr-2019 01:06PM (UTC+0700)

**Submission ID:** 1104340980

**File name:** ontroler-Internal-Model-Control-pada-Kolom-Distilasi-Wahyudi.pdf (814.96K)

**Word count:** 2539

**Character count:** 14966

# PERANCANGAN KONTROLER *INTERNAL MODEL CONTROL* PADA KOLOM DISTILASI

Wahyudi\*, Bayu Bagas Wara\*\*, Budi Setiyono\*\*\*, Ngatelan\*\*\*\*

Departemen Teknik Elektro, Universitas Diponegoro Semarang  
Jl. Prof. Sudharto, SH, Kampus UNDIP Tembalang, Semarang 50275, Indonesia

Email: \*) [wahyuditinom@elektro.undip.ac.id](mailto:wahyuditinom@elektro.undip.ac.id), \*\*) [bagasundip@gmail.com](mailto:bagasundip@gmail.com), \*\*\*) [budisty@gmail.com](mailto:budisty@gmail.com),  
\*\*\*\*) [ngatelan@undip.ac.id](mailto:ngatelan@undip.ac.id)

## Abstrak

Kolom distilasi sangat banyak digunakan dalam dunia industri, terutama pada industri kimia dan perminyakan. Plant kolom distilasi merupakan sebuah kolom yang digunakan untuk memisahkan campuran menjadi dua bagian dengan kemurnian tertentu. Tujuan pengontrolan pada plant kolom distilasi adalah untuk memperoleh komponen hasil akhir dengan kemurnian tinggi. Gangguan pada proses distilasi yang berupa perubahan laju aliran umpan dan perubahan konsentrasi umpan merupakan permasalahan utama dalam memperoleh kemurnian produk. Dengan menggunakan metode perhitungan parameter filter kontroler IMC yang diajukan oleh Lee et al, diperoleh nilai  $G_c 1 = 1,67$  dan  $G_c 2 = 1,44$ . Kontroler Internal Model Control mampu mengikuti perubahan set point dan mengatasi adanya pengaruh gangguan perubahan laju aliran.

*Kata kunci - Kolom distilasi, IMC, gangguan.*

## 1. Pendahuluan

Kolom distilasi merupakan salah satu *plant* yang sangat penting dalam industri kimia dan perminyakan[1]. Kolom distilasi merupakan sebuah kolom yang digunakan untuk memisahkan campuran menjadi komponen dengan kemurnian tertentu. Tujuan utama dalam pengontrolan kolom distilasi adalah memperoleh hasil akhir dengan kemurnian tinggi. Gangguan yang terjadi pada distilasi menyebabkan proses pemurnian produk hasil distilasi mengalami kesulitan. Gangguan dalam distilasi dapat berupa perubahan laju aliran umpan ( $F$ ) dan perubahan konsentrasi umpan ( $X_F$ )[2]. Pada pengendalian kolom distilasi diperlukan sebuah metode kontrol yang mampu meredam adanya efek gangguan yang terjadi selama proses distilasi berlangsung.

*Internal Model Control* (IMC) merupakan sistem kontrol yang didasarkan pada model sebuah proses. IMC dapat dijamin kestabilannya apabila proses yang dikontrol tersebut stabil, selain itu dengan adanya model dari proses membuat metode IMC sangat baik digunakan untuk *plant* di industri yang dipengaruhi oleh gangguan. IMC memiliki kemampuan untuk mengikuti *set point* yang diinginkan sekaligus dapat menghilangkan pengaruh gangguan yang terjadi pada sebuah proses[3].

Pada penelitian ini dilakukan perancangan kontroler IMC dengan menggunakan metode Lee et al dalam menghitung parameter kontroler, sedangkan *plant* kolom distilasi yang digunakan merupakan kolom distilasi binery yang pakai

oleh Wood dan Berry. Metode Lee et al melakukan perhitungan parameter kontroler dengan menggunakan konstanta waktu proses.

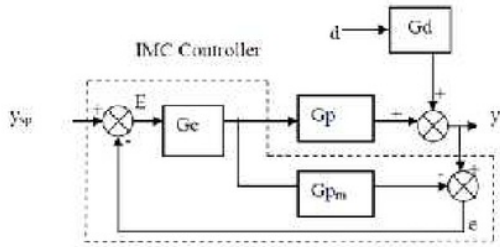
## 2. Dasar Teori

### *Internal Model Control*

IMC merupakan salah satu sistem kontrol berbasis model yang dicetuskan oleh Garcia dan Morari pada tahun 1982. Kontroler IMC menggunakan model *plant* secara eksplisit serta dengan menggunakan kestabilan internal. Jika IMC digunakan pada *plant* stabil, maka stabilitas pada respon proses dapat diperoleh dengan menggunakan kontroler model yang stabil[4].

Jika pemilihan parameter kontrol IMC dilakukan secara teliti, maka kontroler IMC akan bersifat *robust*, sehingga kontroler IMC ini sangat cocok digunakan untuk sistem yang disertai dengan gangguan[5]. Struktur IMC 1 DOF ditunjukkan oleh Gambar 1. 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 (1)[6].



Gambar 1. Struktur kontrol IMC1 DOF.

$$\frac{y(s)}{y_s(s)} = \frac{G(s)G_c(s)}{1+G(s)[G_c(s)-G_1(s)]} \quad (1)$$

Persamaan keluaran sistem terhadap beban gangguan ditunjukkan oleh persamaan (2).

$$\frac{y(s)}{d(s)} = \frac{1-G_1(s)G_c(s)}{1+G(s)[G_c(s)-G_1(s)]} \quad (2)$$

Persamaan (1) akan berubah menjadi persamaan (3) dan persamaan (2) berubah menjadi persamaan (4) jika model IMC proses sama dengan proses itu sendiri ( $G_{pm}=G_p$ ). Model seperti ini disebut dengan representasi model sempurna.

$$\frac{y(s)}{y_s(s)} = G(s)G_c(s) \quad (3)$$

$$\frac{y(s)}{d(s)} = 1 - G_1(s)G_c(s) \quad (4)$$

Kontroler IMC didesain berdasarkan invers model IMC proses dan sebuah filter pengendali yang membuat kontroler bersifat *robust*. Persamaan matematis dari desain kontrol IMC dituliskan dalam persamaan (5).

$$G_c(s) = \frac{1}{G_1(s)} f(s)$$

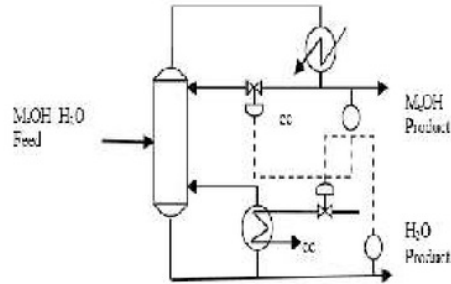
$$G_c(s) = \frac{1}{G_1(s)(\tau_c s + 1)^n} \quad (5)$$

$$f(s) = \frac{1}{(\tau_c s + 1)^n} \quad (6)$$

Fungsi alih  $f(s)$  adalah filter pengendali IMC dengan  $\tau_c$  adalah parameter filter kontroler IMC dan  $n$  adalah integer yang membuat pengendali IMC bersifat *proper* atau *semiproper*. Proses *tuning* parameter yang tepat akan memberikan respon sistem yang *robust* dan sangat stabil.

#### Model Kolom Distilasi Biner

Proses *Multiple Input Multiple Output* (MIMO) 2 x 2 kolom distilasi biner pertama kali disajikan oleh Wood dan Berry (1973). Penelitian tersebut dilakukan pada kolom tunggal dengan diameter 9 inci, terbagi atas 8 *tray*, dilengkapi dengan *condenser* tipe total, dan *reboiler* jenis bola basket untuk memisahkan *methanol* - air. Skematik kolom distilasi biner Wood dan Berry ditunjukkan oleh Gambar 2[7]. Produk atas (XD) dikendalikan oleh *reflux* (L) dan produk bawah (XB) dikendalikan oleh laju *steam* (Qr) yang digunakan oleh *reboiler*. Data *steady state system* ditunjukkan oleh Tabel 1.



Gambar 2. Skema distilasi kolom biner Wood dan Berry.

Tabel 1. Data *steady state* kolom distilasi.

Diskripsi Variabel	Nilai
Laju umpan (F) (lbs/menit)	2,45
Laju distilat(D) (lbs/menit)	1,18
Laju produk bawah(B) (lbs/menit)	1,27
Komposisi umpan(XF),fraksi <i>methanol</i> (kmol)	0,465
Komposisi distilat(XD),fraksi mol <i>methanol</i> , (kmol)	0,96
Komposisi produk bawah(XB),fraksi mol <i>methanol</i> , (kmol)	0,005
Jumlah <i>tray</i> (buah)	8
Tekanan operasi (psi)	3

Fungsi alih linier kolom distilasi biner pemisahan *methanol* - air model Wood dan Berry didapat melalui serangkaian *bump testing model self regulating process* secara *online* dengan komputer IBM yang menghasilkan parameter proses kemudian didekati dengan bentuk *First Order Plus Dead Time* (FOPDT). Bentuk fungsi alih proses FOPDT MIMO 2x2 dapat dituliskan seperti persamaan (7).

$$\begin{bmatrix} y_{p1}(s) \\ y_{p2}(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{1,8e^{-1}}{1,7s+1} & \frac{-1,9e^{-1}}{2,5s+1} \\ \frac{6,6e^{-2}}{1,9s+1} & \frac{-1,4e^{-1}}{1,4s+1} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} u_1(s) \\ u_2(s) \end{bmatrix} \quad (7)$$

Fungsi alih gangguan dapat dituliskan pada persamaan (8)[7].

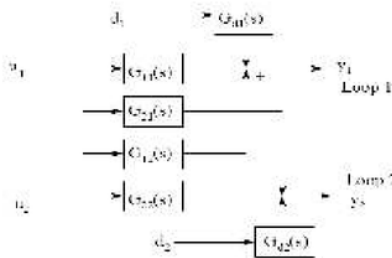
$$\begin{bmatrix} y_{d1}(s) \\ y_{d2}(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{3,8e^{-2,1s}}{1,9s+1} & \frac{0,2e^{-1,7s}}{1,5s+1} \\ \frac{4,9e^{-3,4s}}{1,2s+1} & \frac{1e^{-2,4s}}{1,1s+1} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} d_1(s) \\ d_2(s) \end{bmatrix} \quad (8)$$

Parameter  $y_{p1}(s)$  adalah keluaran produk atas proses (XD<sub>p</sub>),  $y_{p2}(s)$  adalah keluaran produk bawah proses (XB<sub>p</sub>),  $y_{d1}(s)$  adalah keluaran produk atas gangguan (XD<sub>d</sub>),  $y_{d2}(s)$  adalah keluaran produk bawah gangguan (XB<sub>p</sub>),  $u_1(s)$  adalah laju aliran *reflux* (L),  $u_2(s)$  adalah laju aliran *steam* yang dipakai *reboiler* (Qr),  $d_1(s)$  adalah laju aliran umpan (F), dan  $d_2(s)$  adalah konsentrasi umpan (XF).

### 3. Metode

#### Perancangan Sistem Kontrol Kolom Distilasi

Sistem kontrol dapat diklasifikasikan berdasarkan jumlah masukan dan jumlah keluaran. Kolom distilasi terdiri dari atas dua masukan dan dua keluaran, sehingga *plant* kolom distilasi disebut dengan sistem MIMO. Blok diagram interaksian antara input dan output sistem MIMO 2x2 kolom distilasi ditunjukkan pada Gambar 3[8].



Gambar3. Interaksi MIMO 2x2.

Karakter utama dalam kontrol sistem MIMO adalah adanya proses interaksi antara masukan dan keluaran. Sistem MIMO 2x2 merupakan sistem multi input dengan dua variabel masukan (U) dan multi output dengan dua variabel yang dikontrol (Y).

#### Penentuan Parameter Kontroler IMC

Konsep dasar pada perancangan kontroler MIMO-IMC adalah dengan menggunakan model. Diasumsikan fungsi alih sistem MIMO 2x2 dapat ditulis seperti persamaan (9)[4],[9].

$$G = \begin{bmatrix} g_{p1} & g_{p1} \\ g_{p2} & g_{p2} \end{bmatrix} \quad (9)$$

Model multivariabel IMC seperti pada persamaan (10) dapat diperoleh dari persamaan (9).

$$G_i = \begin{bmatrix} g_{p1} & 0 \\ 0 & g_{p2} \end{bmatrix} \quad (10)$$

Fungsi alih kontroler sistem multivariabel IMC pada persamaan (11) dapat diperoleh dengan menggunakan persamaan (9).

$$G = \begin{bmatrix} d & [G_1 \ G_2] \\ \dot{f} & (g_{p1}) & 0 \\ 0 & \dot{f} & (g_{p2}) \end{bmatrix} \begin{bmatrix} f1 \\ f2 \end{bmatrix} \quad (11)$$

Parameter  $G_1$  adalah pengendali IMC pada produk atas, sedangkan  $G_2$  adalah pengendali IMC pada produk bawah. Parameter  $f1$  adalah filter kontrol IMC pertama dan  $f2$  adalah filter kontrol IMC kedua. Model *plant* pada persamaan (12) dapat diperoleh dengan menggunakan persamaan (6), model proses, serta persamaan sistem yang ditunjukkan pada persamaan (7)

$$G_p = \begin{bmatrix} \frac{1,8e^{-s}}{1,2s+1} & 0 \\ 0 & \frac{-1,4e^{-s}}{1,4s+1} \end{bmatrix} \quad (12)$$

Bagian model proses yang dapat diinverskan dari persamaan (12) ditunjukkan oleh persamaan (13) dan (14).

$$G_{p1}^{-1} = \frac{1,8}{1,2s+1} \quad (13)$$

$$G_{p2}^{-1} = \frac{-1,4}{1,4s+1} \quad (14)$$

Dari persamaan (13) dan (14) dapat dicari persamaan kontroler IMC yang merupakan invers dari model itu sendiri dan dituliskan pada persamaan (15) dan (16).

$$G_1 = \frac{1,2s+1}{1,8(\tau_c s+1)} \quad (15)$$

$$G_2 = \frac{1,4s+1}{-1,4(\tau_c s+1)} \quad (16)$$

#### Tuning Filter Kontroler IMC

Salah satu metode empiris yang dapat digunakan untuk menentukan parameter filter kontroler IMC telah diajukan oleh Lee et al[10],[11]. Perhitungan konstanta waktu kontroler ( $\tau_c$ ) ditentukan berdasarkan konstanta waktu proses ( $\tau$ ). Hubungan kedua parameter diperlihatkan pada persamaan (17).

$$\tau_c \geq 0,1\tau \quad (17)$$

Tabel 2. Parameter konstanta waktu.

Kontroler	Konstanta waktu proses ( $\tau$ )
Gc 1	16,7
Gc 2	14,4

Tabel 3. Hasil *tuning* parameter filter kontroler IMC.

Kontroler	parameter filter kontroler ( $\tau_c$ )
Gc 1	1,67
Gc 2	1,44

Berdasarkan pada persamaan (15) dan (16), parameter kontroler pertama ( $G_{c1}$ ) serta parameter kontroler kedua ( $G_{c2}$ ), konstanta waktu yang akan digunakan untuk melakukan perhitungan parameter kontroler IMC dapat dituliskan seperti pada Tabel 2. Dengan menggunakan data yang diperoleh pada Tabel 2 dan persamaan (15) dan (16), nilai parameter filter kontroler IMC ( $\tau_c$ ) pada kolom distilasi biner Wood & Berry MIMO 2x2 dapat dihitung seperti yang diperlihatkan pada Tabel 3.

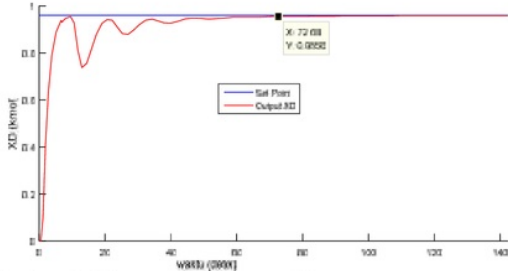
### 4. Hasil dan Pembahasan

Pengujian kinerja hasil perancangan kontroler IMC dilakukan dengan uji *set point* tetap, uji *set point* berubah, serta uji terhadap gangguan. Hasil pengujian dilakukan dengan menggunakan model sempurna ( $G_p = G_{pm}$ ). Uji kinerja kontroler terhadap gangguan dilakukan dengan memberikan sinyal gangguan *unitstep* pada variabel gangguan laju aliran umpan (F). Kinerja kontroler dikatakan baik, jika dapat mempertahankan keluaran pada nilai *set point* yang diberikan.

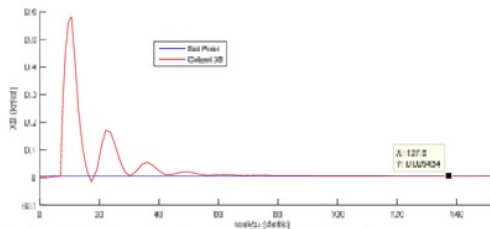
#### Pengujian Set Point Tetap

Pengujian *set point* tetap dilakukan dengan menggunakan masukan *unitstep* 0,96 pada produk atas (XD) dan 0,005 pada produk bawah (XB). Hasil pengujian set point tetap produk atas diperlihatkan pada Gambar 4, sedangkan hasil pengujian *set point* tetap produk bawah diperlihatkan pada Gambar 5. Kontroler IMC dapat menghasilkan keluaran produk atas pada nilai set point 0,96 dalam

waktu 72,68 detik, sedangkan keluaran produk bawah pada nilai set point 0,005 pada waktu 137,5 detik.



Gambar 4. Uji set point tetap produk atas.

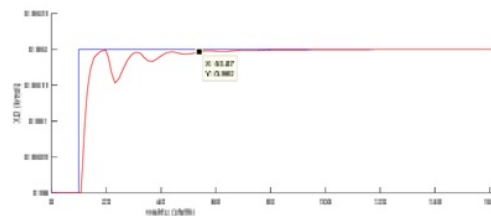


Gambar 5. Uji set point tetap produk bawah.

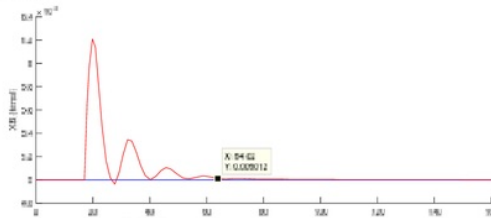
#### Pengujian SetPoint Berubah

Pengujian *set point* berubah dilakukan dengan menggunakan masukan *unitstep* 0,96 pada produk atas dan masukan *unit step* 0,005 pada produk bawah, kemudian pada menit ke-10 terjadi perubahan set point sebesar 0,002 dan -0,002. Pengamatan respon sistem dilakukan terhadap produk atas dan produk bawah. Hasil pengujian perubahan *set point* pada produk atas sebesar 0,002 diperlihatkan pada Gambar 6, sedangkan pada Gambar 7 memperlihatkan pengaruhnya terhadap respon produk bawah. Gambar 6 memperlihatkan bahwa perubahan *set point* sebesar 0,002 pada produk atas dapat diikuti dalam waktu 43,87 detik. Perubahan *set point* pada produk atas tersebut berpengaruh terhadap respon produk bawah. Perubahan respon produk bawah terjadi beberapa detik setelah produk atas berubah. Keluaran produk bawah dapat dikembalikan ke nilai *set point*-nya dalam waktu sekitar 47 detik.

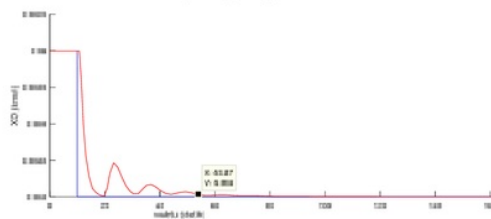
Hasil pengujian perubahan *set point* sebesar -0,002 pada produk atas diperlihatkan pada Gambar 8, sedangkan pengaruhnya terhadap respon produk bawah diperlihatkan pada Gambar 9. Perubahan *set point* sebesar -0,002 yang diperlihatkan pada Gambar 8 dapat diikuti dalam waktu 43,87 detik, sedangkan pengaruhnya terhadap produk bawah dapat dikembalikan ke nilai *set point*-nya dalam waktu sekitar 34 detik.



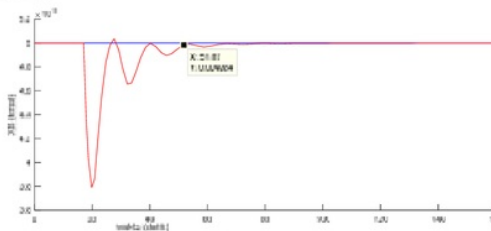
Gambar 6. Uji perubahan *set point* produk atas sebesar 0,002.



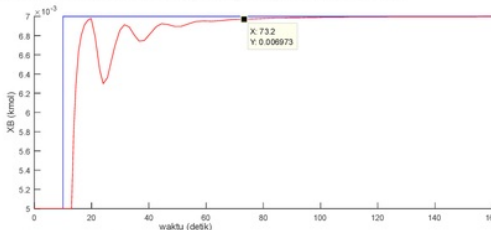
Gambar 7. Pengaruh perubahan *set point* pada produk atas sebesar 0,002 terhadap respon produk bawah.



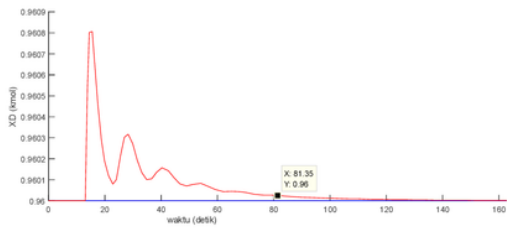
Gambar 8. Uji perubahan *set point* produk atas sebesar -0,002.



Gambar 9. Pengaruh perubahan *set point* pada produk atas sebesar -0,002 terhadap respon produk bawah.

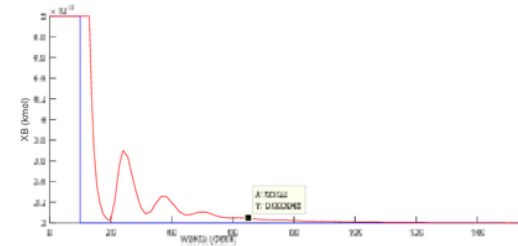


Gambar 10. Uji perubahan *set point* produk bawah sebesar 0,002.

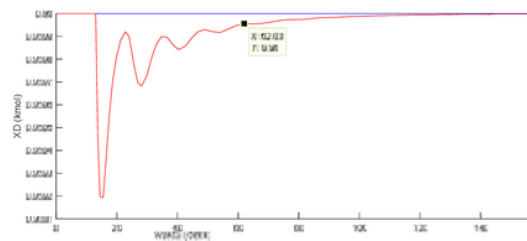


Gambar 11. Pengaruh perubahan *set point* produk bawah sebesar 0,002 pada produk atas.

Hasil pengujian perubahan *set point* pada produk bawah sebesar 0,002 diperlihatkan pada Gambar 10, sedangkan pengaruhnya terhadap respon produk atas diperlihatkan pada Gambar 11. Gambar 10 memperlihatkan bahwa perubahan *set point* sebesar 0,002 pada produk bawah dapat diikuti dalam waktu 63,2 detik. Perubahan *set point* pada produk bawah tersebut berpengaruh terhadap respon produk atas. Keluaran produk atas dapat dikembalikan ke nilai *set point*-nya dalam waktu sekitar 66 detik. Hasil pengujian perubahan *set point* pada produk bawah sebesar -0,002 diperlihatkan pada Gambar 12, sedangkan pengaruhnya terhadap respon produk atas diperlihatkan pada Gambar 13.



Gambar 12. Uji perubahan *set point* produk bawah sebesar -0,002.

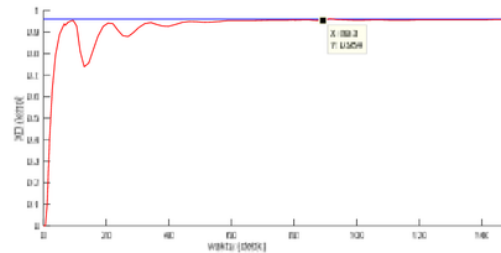


Gambar 13. Pengaruh perubahan *set point* pada produk bawah sebesar -0,002 terhadap produk atas.

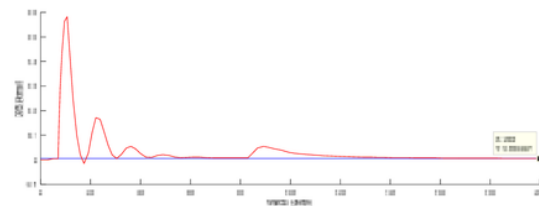
Gambar 12 memperlihatkan bahwa perubahan *set point* sebesar -0,002 pada produk bawah dapat diikuti dalam waktu 55,02 detik. Perubahan *set point* pada produk bawah tersebut berpengaruh terhadap respon produk atas. Keluaran produk atas dapat dikembalikan ke nilai *set point*-nya dalam waktu sekitar 45,03 detik.

### Pengujian dengan Gangguan

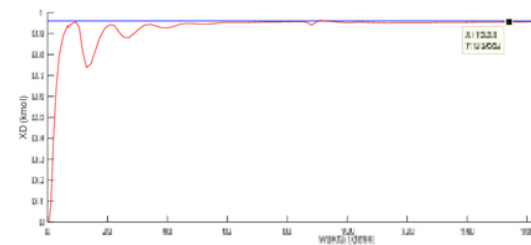
Pengujian dengan gangguan dilakukan dengan memberikan masukan sinyal *unit step* pada laju aliran umpan pada detik ke-80. Pada saat laju aliran umpan diberi gangguan *unit step* antara -0,03 dan 0,03, keluaran produk atas dan produk bawah masih tetap stabil, sehingga sistem kontrol tahan terhadap gangguan. Keluaran produk atas mengalami sedikit perubahan ketika laju aliran umpan diberi gangguan *unit step* sebesar 0,04 seperti pada Gambar 14. Respon produk atas mengalami sedikit gangguan pada detik ke-89,3. Pemberian gangguan tersebut juga mempengaruhi produk bawah seperti diperlihatkan pada Gambar 15.



Gambar 14. Respon keluaran produk atas ketika gangguan pada laju aliran umpan diberi *unit step* 0,04.



Gambar 15. Respon keluaran produk bawah ketika gangguan pada laju aliran umpan diberi *unit step* 0,04.



Gambar 16. Respon keluaran produk atas ketika gangguan pada laju aliran umpan diberi *unit step* 0,1.

Ketika laju aliran umpan diberi gangguan berupa *unit step* 0,1, respon keluaran mengalami perubahan dan baru kembali ke keadaan semula pada detik ke 153,8, seperti pada Gambar 16.

## 5. Kesimpulan

Kontroler IMC dapat mengendalikan keluaran kolom distilasi, baik produk atas maupun produk bawah, sesuai dengan nilai referensi yang dikehendaki. Perubahan *set point* pada produk atas berpengaruh terhadap respon produk bawah, dan sebaliknya. Padapengujian gangguan dengan sinyal *ujiunit step*, kontroler IMC mampu menghilangkan pengaruh gangguan yang terjadi baik pada variabel gangguan laju aliran umpan, sehingga keluaran produk atas dan produk bawah dapat kembali ke kondisi *steady state* lagi.

## Referensi

- [1] A. Vasikaninova, M. Basokova, and M. Karsiova, "Cascade Fuzzy Logic Control of A Distillation Column," in proceeding 16th International Conference Process Control 2007.
- [2] R. K. Mishra, R. Khalkho, B. Kumar, and T. K. Dan, "Effect of Tuning Parameters of a Model Predictive Binary Distillation Column", Department of Electronics and Communication Engineering National Institute of Technology, pp. 3–8, 2013.
- [3] C. Brosilow and B. Joseph "Techniques of Model Based Control," Prentice Hall, New York, April 2002.
- [4] M. Baqir, and C. B. Pamungkas, "Desain Pengendali Sistem MIMO 2x2 dengan Metode IMC pada Fungsi Transfer Proses Kolom Distilasi Wood & Berry (FOPDT)," Jurnal Teknik Pomits, vol. 2, no. 1, 2013.
- [5] 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.
- [6] N. Anwar, "A PID controller design in 2DOF - IMC structure for integrating processes with dead - time," ANCONIB, Hiroshima, 2014.
- [7] Wood R. K. And Berry M. W., "Terminal Composition Control of a Binary Distillation Column", M.S Thesis, University of Alberia, 1973.
- [8] --- "Control of Multiple-Input, Multiple- Output ( MIMO )" Handout, Chapter 18.
- [9] D. W. Astuti and R. Handogo, "Mp Tuning for Internal Model Control 2x2 Multi Input Multi Output ( MIMO )"
- [10] Seborg Dale, "Process Dynamic and Control," John Willey & Son Inc, USA, 2011.
- [11] 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.

# PERANCANGAN KONTROLER INTERNAL MODEL CONTROL PADA KOLOM DISTILASI

---

## ORIGINALITY REPORT

---

5%

SIMILARITY INDEX

%

INTERNET SOURCES

5%

PUBLICATIONS

%

STUDENT PAPERS

---

## MATCH ALL SOURCES (ONLY SELECTED SOURCE PRINTED)

---

1%

★ Dezfuli, Saeed Salavati, Behrouz Ebrahimi, Karolos Grigoriadis, and Matthew Franchek. "Internal model control for a class of uncertain time-delay systems", 2016 American Control Conference (ACC), 2016.

Publication

---

Exclude quotes Off

Exclude matches Off

Exclude bibliography Off



# PERANCANGAN KONTROLER INTERNAL MODEL CONTROL PADA KOLOM DISTILASI

---

## GRADEMARK REPORT

---

FINAL GRADE

**/0**

GENERAL COMMENTS

**Instructor**

---

PAGE 1

---

PAGE 2

---

PAGE 3

---

PAGE 4

---

PAGE 5

---

PAGE 6

---