

Studi Pengendalian *Parallel Cascade* pada Kolom Distilasi

Rudy Agustriyanto, Yusuf KH, Tatang Budiman
Jurusan Teknik Kimia Universitas Surabaya,
Jl.Raya Kalirungkut, Surabaya 60292
e-mail : us6193@wolf.ubaya.ac.id

Abstrak

Pendekatan 'parallel cascade' untuk mengatasi masalah gangguan beban pada kolom distilasi metanol-air akan dipresentasikan dalam paper ini. Pada struktur pengendalian 'parallel cascade', pengendali primer dirancang untuk response servo dan pengendali sekunder dirancang untuk tujuan penolakan gangguan beban. Hasil simulasi dengan menggunakan Simulink menunjukkan bahwa struktur tersebut sangat berguna dalam sistem pengendalian komposisi kolom distilasi untuk penolakan gangguan. Namun demikian dalam beberapa kasus struktur ini tidak lebih baik dibandingkan dengan pengendalian umpan balik konvensional akibat adanya interaksi antara loop primer dan sekunder

Kata kunci: pengendalian komposisi, kolom distilasi, pengendalian parallel cascade .

Abstract

Parallel cascade approach to overcome disturbance load for composition control of a methanol-water distillation column will be presented here. In the parallel cascade control structure, primary controller is designed for servo response while secondary controller is designed for disturbance rejection. Simulation results (by using Simulink) show the advantage of this structure especially for disturbance rejection. However in some cases this structure is worse than conventional feedback control system due to the interaction between primary and secondary loop.

Keywords: composition control, distillation column, parallel cascade control

1. Pendahuluan

Salah satu konsep yang lebih maju dalam bidang pengendalian proses yang sangat berguna adalah strategi pengendalian cascade. Suatu struktur pengendalian cascade memiliki dua pengendali umpan balik dengan output pengendali primer mengubah setpoint pengendali sekunder (*slave*). Output daripada pengendali sekunder menuju ke *control valve*.

Ada dua tujuan pengendalian cascade:

1. Eliminasi efek gangguan
2. Memperbaiki unjuk kerja dinamik daripada loop pengendalian.

Tujuan dari penelitian ini adalah untuk :

- Mempelajari strategi penggunaan pengendalian *parallel cascade*
- Menguji unjuk kerja pengendalian *parallel cascade* terhadap perubahan beban.
- Membandingkan unjuk kerja pengendalian *parallel cascade* dengan sistem pengendalian umpan balik.

2. Kolom Separator Metanol – Air

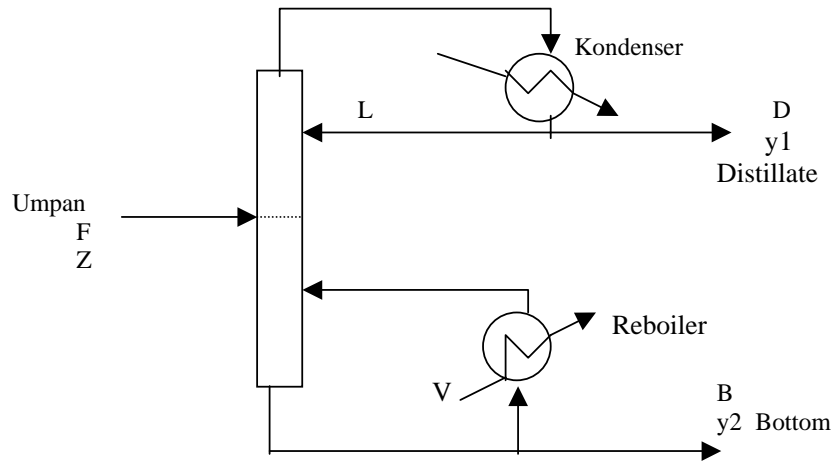
Kolom separator metanol-air yang ditinjau adalah kolom distilasi 8 tray seperti yang diilustrasikan pada Gambar 1. Dinamika model non-linear dari tray ke tray telah dikembangkan dengan menggunakan neraca massa dan energi kedalam bahasa Fortran. Simulator ini telah divalidasi dengan menggunakan test pilot plant dan sangat terkenal kegunaannya dalam studi unjuk kerja sistem pengendalian [5][6]. Beberapa asumsi diambil dalam modeling: hold up uap diabaikan, pencampuran sempurna pada tiap stage dan *hold up* cairan adalah konstan [2][3].

Kondisi *steady state* kolom ini adalah sebagai berikut :

* Jumlah stage teoritis (termasuk reboiler dan kondenser) : 10

* Tray umpan	(NF)	: 5
* Komposisi umpan (Z)		: 50%
* Flowrate umpan (F)		: 18.23 g/s
* Komposisi Top (y1)		: 95%
* Komposisi Botom (y2)		: 5%
* Distillate (D)		: 9.13 g/s
* Bottom (B)		: 9.1 g/s
* Reflux (L)		: 10.0 g/s
* Flowrate steam (V)		: 13.8 g/s

Model daripada proses dan model gangguan (fungsi transfer proses dan gangguan) untuk konfigurasi LV didapatkan melalui serangkaian step test response. Pada konfigurasi LV, komposisi top dikendalikan oleh flowrate refluks, sedangkan komposisi bottom dikendalikan dengan menggunakan flowrate steam. Level pada kondenser dikendalikan oleh flowrate produk atas, sedangkan level pada reboiler dikendalikan oleh flowrate produk bawah. Komposisi produk diukur dan diasumsikan bahwa terdapat *time delay* selama 5 menit untuk analisa komposisi. Interval sampling adalah 1 menit. Perubahan step pada refluks, steam, umpan dan komposisi umpan dilakukan pada kolom dan data yang diperoleh dari proses dicatat. Model untuk proses dan gangguan diprediksi dengan model orde 1 plus time delay. Oleh karena kolom distilasi adalah proses non linear, perubahan step yang dilakukan adalah rangkaian step baik positif maupun negatif.



Gambar 1. Kolom Distilasi

Model umum fungsi transfer yang digunakan adalah sebagai berikut :

$$\begin{bmatrix} Y_1 \\ Y_2 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{11} & G_{12} \\ G_{21} & G_{22} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} L \\ V \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} G_{d1;1,1} & G_{d1;1,2} \\ G_{d1;2,1} & G_{d1;2,2} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} F \\ Z \end{bmatrix} \quad (2.1)$$

atau

$$y = G U + G_{d1} d \quad (2.2)$$

dan model fungsi transfer untuk temperatur tiap tray adalah sebagai berikut :

$$\begin{bmatrix} T_1 \\ \vdots \\ T_{10} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{s;11} & G_{s;12} \\ \vdots & \vdots \\ G_{s;10,1} & G_{s;10,2} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} L \\ V \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} G_{d2;1,1} & G_{d2;1,2} \\ \vdots & \vdots \\ G_{d2;10,1} & G_{d2;10,2} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} F \\ Z \end{bmatrix} \quad (2.3)$$

atau

$$y_s = G_s U + G_{d2} d \quad (2.4)$$

Dengan mengubah refluks, steam, laju alir feed dan komposisi feed pada simulator kolom distilasi Wood & Berry (dalam fortran 77) didapatkan *response* yang kemudian dimodelkan menurut ARX model di mana parameternya ditentukan dengan MLR (Multiple Linear Regression). Dengan bantuan *Matlab Toolbox*, model ARX tersebut dapat dikonversikan ke dalam *laplace domain transfer functions*. Hasilnya adalah sebagai berikut :

$$G_p(s) = \begin{bmatrix} \frac{1.0926}{5.5096s+1} & \frac{-1.3032}{13.7174s+1} \\ \frac{2.2676}{17.1527s+1} & \frac{-7.1829}{29.4985s+1} \end{bmatrix}$$

$$G_{LP}(s) = \begin{bmatrix} \frac{0.3361}{89.2857s+1} & \frac{10.8503}{15.4321s+1} \\ \frac{2.6383}{16.6667s+1} & \frac{70.2625}{26.2467s+1} \end{bmatrix}$$

$$G_s(s) = \begin{bmatrix} \frac{-1.8320}{16.474s+1} & \frac{4.9442}{20.6612s+1} \\ \frac{-2.8915}{16.6945s+1} & \frac{6.4034}{16.8067s+1} \\ \frac{-1.8574}{19.5312s+1} & \frac{5.9962}{38.3142s+1} \\ \frac{-0.8662}{17.1527s+1} & \frac{3.2257}{44.2478s+1} \\ \frac{-0.4552}{9.5420s+1} & \frac{1.2205}{39.3701s+1} \\ \frac{-0.8146}{9.6061s+1} & \frac{1.5265}{29.4118s+1} \\ \frac{-1.0418}{6.5359s+1} & \frac{1.3930}{17.5439s+1} \\ \frac{-0.9795}{7.8927s+1} & \frac{1.2064}{20.0401s+1} \\ \frac{-0.6352}{4.1356s+1} & \frac{0.7333}{10.5820s+1} \\ \frac{-0.2544}{6.5746s+1} & \frac{0.3282}{19.4175s+1} \end{bmatrix}$$

$$G_{LS}(s) = \begin{bmatrix} \frac{-2.2000}{15.7480s+1} & \frac{-56.8195}{23.7530s+1} \\ \frac{-4.4611}{27.7778s+1} & \frac{-102.3443}{21.9298s+1} \\ \frac{-3.9206}{52.9101s+1} & \frac{-75.4604}{22.0264s+1} \\ \frac{-1.9184}{68.0272s+1} & \frac{-41.8082}{10.7759s+1} \\ \frac{-0.7124}{65.3595s+1} & \frac{-28.0815}{8.8574s+1} \\ \frac{-0.7478}{86.9565s+1} & \frac{-23.6853}{17.4825s+1} \\ \frac{-0.5702}{82.6446s+1} & \frac{-18.2355}{13.7741s+1} \\ \frac{-0.3962}{94.3396s+1} & \frac{-12.2655}{15.8983s+1} \\ \frac{-0.2021}{106.3830s+1} & \frac{-6.3523}{12.9534s+1} \\ \frac{-0.0769}{85.4701s+1} & \frac{-2.3357}{13.9276s+1} \end{bmatrix}$$

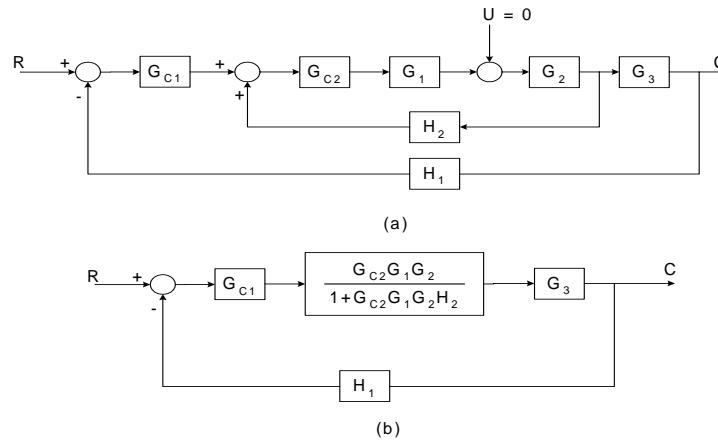
3. Pengendalian Cascade

Untuk mengembangkan fungsi transfer lintas tertutup untuk sistem pengendalian cascade, perhatikan Gambar 2(a). Dalam diagram tersebut, beban gangguan U masuk diantara kedua blok plant dan loop bagian dalam melingkupi beban gangguan itu.

Untuk menentukan fungsi transfer C/R, loop bagian dalam direduksi menjadi satu blok fungsi transfer. Hasil reduksi tersebut ditunjukkan oleh Gambar 2(b). dan blok diagram pada Gambar 2(b). dapat dipakai untuk memberikan hasil:

$$\frac{C}{R} = \frac{G_{c_1} G_a G_3}{1 + G_{c_1} G_a G_3 H_1} \tag{3.1}$$

$$G_a = \frac{G_{c_2} G_1 G_2}{1 + G_{c_2} G_1 G_2 H_2} \tag{3.2}$$

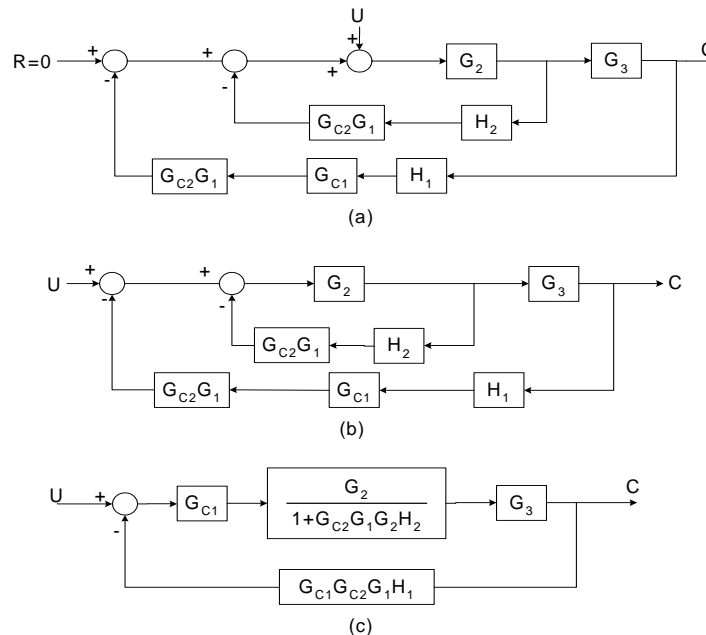


Gambar 2. Blok Diagram Pengendali Cascade untuk Perubahan Setpoint.

Untuk memperoleh fungsi transfer yang menghubungkan output dengan beban gangguan (C/U), blok diagram pada Gambar 2(a) diatur ulang dengan memasang fungsi transfer $G_{c2}G_1$ pada jalur lintas balik loop sekunder maupun primer. Pengaturan loop yang baru ditunjukkan pada Gambar 3(a). Dengan menganggap $R = 0$, blok diagram dapat digambar ulang seperti pada Gambar 3(b). Diagram ini memiliki model yang serupa dengan Gambar 2(a), dan dapat direduksi menjadi Gambar 3(c), yang akhirnya merumuskan

$$\frac{C}{U} = \frac{G_3}{G_1G_{c2}} \frac{G_a}{1 + G_{c1}G_aG_3H_1} \tag{3.3}$$

dengan G_a sama dengan persamaan 3.2.



Gambar 3. Blok Diagram Pengendalian Cascade untuk Gangguan

Pengendalian Cascade sangat bermanfaat terutama untuk mereduksi efek gangguan yang berjalan lambat dalam sistem. Loop dalam memiliki efek mengurangi lag dalam loop luar, yang kemudian dapat menyebabkan sistem cascade lebih cepat merespon dengan frekuensi osilasi yang lebih tinggi.

Pemilihan aksi pengendali dan tuning pengendali primer dan sekunder untuk pengendalian cascade harus diatur dengan hati-hati. Aksi pengendali loop dalam lebih sering bertipe proporsional dengan gain diset bernilai tinggi. Logika penggunaan proporsional daripada pengendali PI atau PID adalah tuning yang lebih sederhana dan offset yang berkaitan dengan pengendali proporsional loop bagian dalam dapat ditangani dengan adanya aksi

integral dari pengendali primer. *Gain* dari pengendali sekunder harus diset agak tinggi untuk memberikan respon yang cepat terhadap gangguan. Tetapi harus dicermati bahwa *gain* tidak seharusnya dipasang terlalu tinggi sehingga membuat loop bagian dalam menjadi tidak stabil. Meskipun pengendali primer dapat menyediakan pengendalian yang stabil bahkan ketika loop dalam tidak stabil, tidak dianjurkan untuk membuat loop dalam yang tidak stabil karena sistem akan menjadi tidak stabil jika pengendali primer diletakkan pada operasi manual atau ada kerusakan pada loop luar.

Aksi pengendali primer biasanya PI atau PID. Aksi integral diperlukan untuk mereduksi *offset* ketika perubahan gangguan atau *setpoint* terjadi. Masalah pengaturan pengendali primer sesungguhnya sama dengan sistem pengendali tunggal. Dengan adanya tambahan loop bagian dalam yang dapat mengubah dinamika loop luar secara signifikan, pengendali primer harus dikembalikan ketika loop dalam ditutup atau ketika setting pengendali sekunder berubah.

4. Struktur Pengendali Parallel Cascade

Pengendalian cascade paralel adalah tipe paling sederhana dari struktur pengendalian multivariabel. Matriks fungsi transfer proses lintas terbuka yang menghubungkan output primer dan sekunder, x_p dan x_s terhadap variabel manipulasi dan variabel gangguan, m dan L adalah:

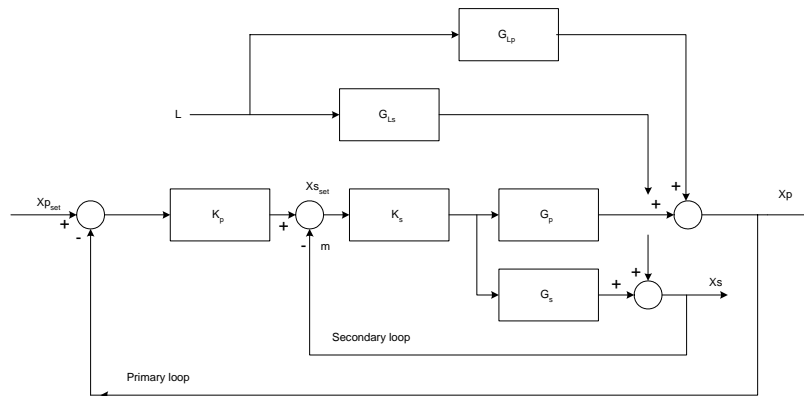
$$\begin{bmatrix} x_p \\ x_s \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_p & G_{Lp} \\ G_s & G_{Ls} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} m \\ L \end{bmatrix} \tag{4.1}$$

Subskrip L menandai variabel beban. Subskrip p dan s menandai loop primer dan sekunder. Perlu dicatat bahwa ini adalah sistem multivariabel *nonsquare* dengan dua variabel yang dikendalikan dan satu variabel yang dimanipulasi. Pada struktur pengendalian cascade paralel, output primer, x_p , diasumsikan lebih penting daripada output sekunder, x_s . Tujuan daripada pengendalian adalah untuk menjaga x_p pada set pointnya. Output dari pengendali primer, K_p , mereset set point dari pengendali sekunder, K_s , seperti ditunjukkan pada Gambar 4(a).

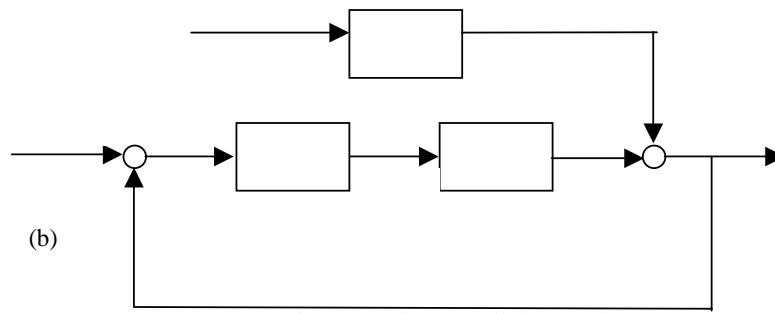
Hubungan lintas tertutup untuk output primer adalah sebagai berikut:

$$x_p = \frac{K_s K_p G_p}{1 + K_s (G_s + G_p K_p)} x_p^{set} + \frac{G_{Lp} + K_s (G_{Lp} G_s - G_{Ls} G_p)}{1 + K_s (G_s + G_p K_p)} L \tag{4.2}$$

Tak seperti fungsi transfer lintas tertutup dari pengendalian single-loop (Gambar 4(b)), pengendali sekunder, K_s , muncul secara eksplisit pada numerator dari fungsi transfer lintas tertutup. Karena itu, dimungkinkan untuk mendesain K_s sedemikian sehingga dapat tercapai peningkatan *disturbance rejection*.



(a)



Gambar 4. Struktur Parallel Cascade

5. Desain K_s untuk Disturbance Rejection

Secara konvensional, pengendali dengan aksi integral (dalam kebanyakan kasus pengendali PI) digunakan dalam kedua loop. Untuk mencapai *disturbance rejection* yang lebih baik, fungsi transfer lintas tertutup beban, $G_{Lp,CL}$, seharusnya dijaga sekecil-kecilnya

$$G_{Lp,CL} = \frac{G_{Lp} + K_s (G_{Lp} G_s - G_{Ls} G_p)}{1 + K_s (G_s + G_p K_p)} \tag{5.1}$$

Salah satu cara untuk mencapai tujuan ini adalah dengan membuat denominator sebesar mungkin. Hal ini ekuivalen dengan mendesain pengendali sempurna (*perfect control*), Namun demikian, pendekatan ini dibatasi oleh pertimbangan stabilitas, yaitu *ultimate frequency* $|K_s + (G_s + G_p K_p)|$ tidak boleh melebihi 1. Pendekatan lain adalah dengan mendesain K_s , sebuah pengendali *disturbance rejection* sempurna sedemikian sehingga numerator dapat dijaga pada nilai nol.

$$G_{Lp} + K_s (G_{Lp} G_s - G_{Ls} G_p) = 0 \tag{5.2}$$

Kemudian pengendali sekunder K_s untuk *disturbance rejection* yang sempurna menjadi :

$$K_{s(s)} = \frac{1}{\left[\frac{G_{Ls} G_p}{G_{Ls} G_s} - 1 \right] G_s} \tag{5.3}$$

Beberapa pengamatan dapat dilakukan. Pertama, pengendali disturbance rejection yang sempurna tidak dibatasi pengendali PI (seperti yang didesain secara konvensional), melainkan tergantung pada parameter sistem G_p , G_s , G_{Lp} , dan G_{Ls} . Pada kebanyakan kasus, pengendali berbentuk tipe proporsional atau proporsional dengan beban lag. Kedua, *disturbance rejection* sempurna tidak dapat tercapai untuk alasan-alasan berikut:

- K_s tidak dapat direalisasikan secara fisik
- K_s yang didapatkan pada pengendali lintas balik positif pada loop sekunder.

Namun hal ini menarik untuk dicermati bahwa pengendali *disturbance rejection* yang sempurna mungkin memerlukan lintas balik yang positif. Rasio yang tak berdimensi $G_{Ls} G_p / G_{Lp} G_s$ memegang peranan penting untuk menentukan disturbance rejection yang sempurna membutuhkan lintas balik sekunder yang positif.

6. Perhitungan Interaksi untuk Beban Gangguan

Untuk meningkatkan kemampuan menolak gangguan dalam sistem pengendalian cascade, telah dilakukan analisa antara lintas tertutup primer dan sekunder.

Definisi

Sebuah perhitungan interaksi untuk beban gangguan didefinisikan sebagai berikut :

$$\mathcal{Y}(s) = \frac{G_{Ls(s)} / G_{s(s)}}{G_{Lp(s)} / G_{p(s)}} \tag{6.1}$$

$\gamma_{(s)}$ adalah sebuah fungsi frekuensi. Untuk banyak proses kimia sering dijumpai dinamika fungsi transfer G_p atau G_s hampir serupa dengan fungsi transfer untuk beban gangguan G_{Lp} atau G_{Ls} . Sehingga perhitungan $\gamma_{(s)}$ seharusnya konstan pada lingkup frekuensi yang luas pada banyak kasus. Sehingga dengan asumsi tidak menghilangkan kaidah-kaidah secara umum maka dalam penelitian ini hanya dibahas bagian steady dari interaksi tersebut $\gamma_{(0)}$.

7. Hasil Penelitian

Untuk kasus $\gamma > 0$

Untuk pengendalian dengan kasus $\gamma > 1$ maka diset terlebih dahulu pengendali sekunder dengan menggunakan P controller dan parameternya dapat didapatkan dengan menggunakan persamaan (5.3) dan kemudian untuk lintas tertutup primer dilakukan pengendalian dengan menggunakan PI controller dengan menggunakan metode Ziegler Nichols. Namun untuk kasus $0 < \gamma < 1$ karena gamma dipengaruhi oleh lintas tertutup primer lebih berpengaruh dari pada lintas tertutup sekunder maka pengendali primer dikendalikan terlebih dahulu yaitu dengan metode Ziegler Nichols kemudian setelah pengendali primer didapatkan maka pengendali sekunder dikendalikan kemudian dengan menggunakan metode Ziegler Nichols juga.

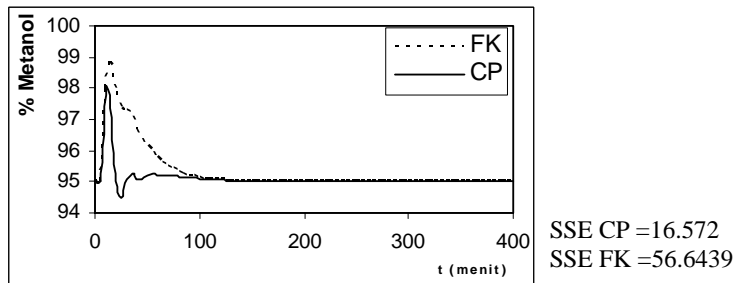
Untuk kasus $\gamma > 1$

Pengendalian komposisi distilat dengan menggunakan tray 3 sebagai umpan balik sekunder

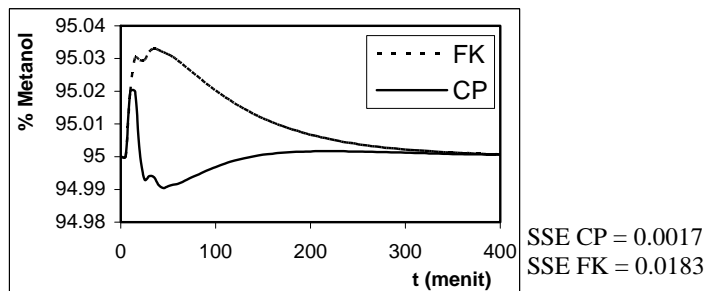
- $G_p = 1.0926$
- $GL_p = 0.3661$
- $G_s = -0.8662$
- $GL_s = -1.9184$
- $\gamma = 6.609$

Harga parameter pengontrol yang diperoleh

- $K_p = -4.7025$
- $\tau_{ip} = 12.9629$
- $K_s = -0.2058$



Gambar 5 Respon Y1 pada Feedback Konvensional dan Cascade Paralel Jika Komposisi Feed (Z) Bertambah



Gambar 6 Respon Y1 pada Feedback Konvensional dan Cascade Paralel Jika Laju Feed (F) Bertambah 1 g/s

Untuk kasus $0 < \gamma < 1$

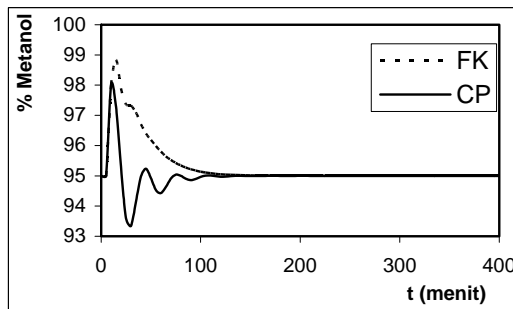
Pengendalian komposisi distilat dengan menggunakan tray 8 sebagai umpan balik sekunder

- $G_p = 1.0926$

$$\begin{aligned}GL_p &= 0.3661 \\G_s &= -0.6352 \\GL_s &= -0.2021 \\ \gamma &= 0.9496\end{aligned}$$

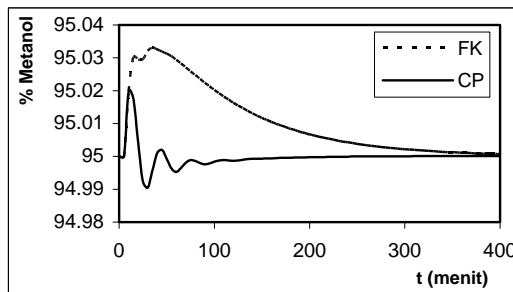
Harga parameter pengontrol yang diperoleh :

$$\begin{aligned}K_p &= 0.9955 \\ \tau_{ip} &= 13.106 \\ K_s &= 1.4355 \\ \tau_{Is} &= 20\end{aligned}$$



$$\begin{aligned}SSE\ CP &= 20.6165 \\ SSE\ FK &= 56.6439\end{aligned}$$

Gambar 7 Respon Y1 pada Feedback Konvensional dan Cascade Paralel Jika Komposisi Feed (Z) Bertambah 1%



$$\begin{aligned}SSE\ CP &= 0.0010 \\ SSE\ FK &= 0.0183\end{aligned}$$

Gambar 8 Respon Y1 pada Feedback Konvensional dan Cascade Paralel Jika Laju Feed (F) Bertambah 1 g/s

Untuk kasus $\gamma < 0$

Untuk kasus $\gamma < 0$ dilakukan penyetelan dengan kedua metode di atas dan dipilih metode yang memberikan respons dengan baik. Langkah penyetelan ini diambil karena untuk kasus $\gamma < 0$ tidak didapatkan metode yang pasti mendapatkan hasil yang baik. Sebab untuk kasus $\gamma < 0$ tidak disarankan menggunakan *parallel Cascade Control*. Namun setelah dilakukan penyetelan didapatkan dalam beberapa kasus mendapatkan hasil yang agak memuaskan dan penyetelan yang cocok dilakukan adalah penyetelan dengan menggunakan metode penyetelan pengendali primer terlebih dahulu dengan menggunakan PI controller kemudian setelah pengendali primer dituning dengan menggunakan metode tuning Ziegler Nichols pengendali sekunder dituning juga dengan menggunakan PI controller dengan menggunakan metode tuning Ziegler Nichols

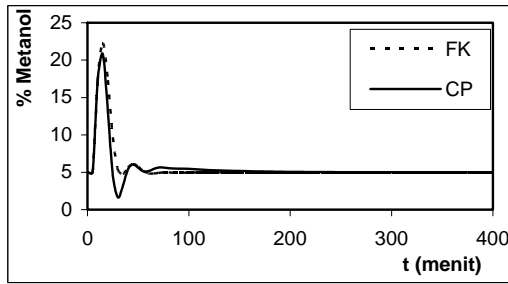
Untuk kasus $\gamma < -3$

Pengendalian komposisi residu dengan menggunakan tray 2 sebagai umpan balik sekunder

$$\begin{aligned}G_p &= -7.1829 \\GL_p &= 2.6383 \\G_s &= -0.8662 \\GL_s &= -1.9184 \\ \gamma &= -6.02971\end{aligned}$$

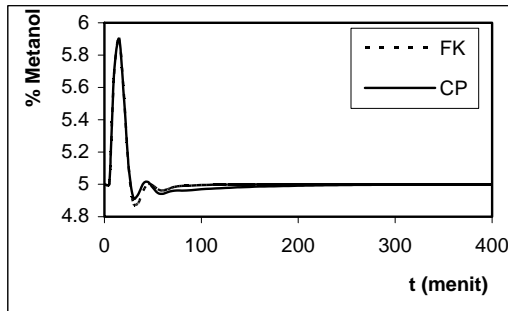
Harga parameter pengontrol yang diperoleh :

$$\begin{aligned}K_p &= -3.6783 \\ \tau_{ip} &= 15.8333 \\ K_s &= 0.1642\end{aligned}$$



SSE CP = 486.5139
SSE FK = 623.339

Gambar 9 Respon Y2 pada Feedback Konvensional dan Cascade Paralel Jika Komposisi Feed (Z) Bertambah 1 %



SSE CP = 1.6274
SSE FK = 1.6457

Gambar 10 Respon Y2 pada Feedback Konvensional dan Cascade Paralel Jika Laju Feed (F) Bertambah 1 g/s

Untuk kasus $-3 < \gamma < 0$

Pengendalian komposisi residu dengan menggunakan tray 7 sebagai umpan balik sekunder

$$G_p = -7.1829$$

$$G_{Lp} = 2.6383$$

$$G_s = -0.6352$$

$$G_{Ls} = -0.2021$$

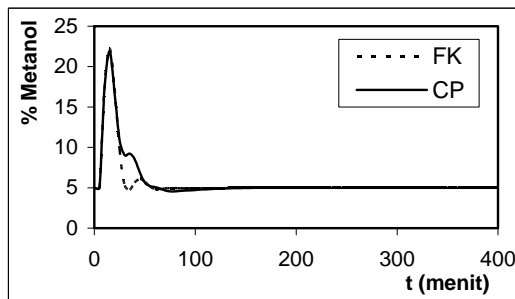
$$\gamma = -0.8662$$

Harga parameter pengontrol yang diperoleh :

$$K_p = -6.4832$$

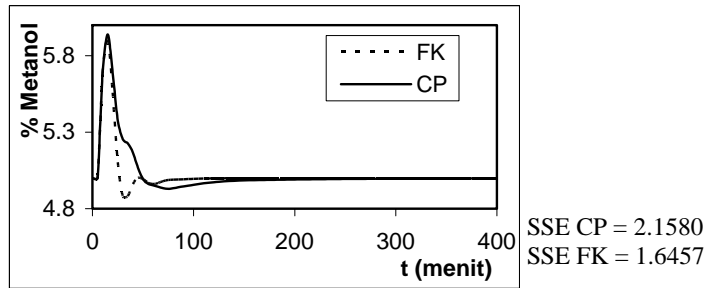
$$\tau_I = 15$$

$$K_s = 0.8436$$



SSE CP = 660.6464
SSE FK = 623.3390

Gambar 11. Respon Y2 pada Feedback Konvensional dan Cascade Paralel Jika Komposisi Feed (Z) Bertambah 1%



Gambar 12. Respon Y2 pada Feedback Konvensional dan Cascade Paralel
Jika Laju Feed (F) Bertambah 1 g/s

Pengendalian *Parallel Cascade* pada kolom distilasi metanol – air dapat diaplikasikan dengan baik untuk mengendalikan komposisi distilat baik untuk mengatasi gangguan akibat perubahan laju alir feed maupun perubahan komposisi feed. Hal ini dapat dilihat pada gambar 5, 6, 7, dan 8 melalui nilai SSE (*Sum Square of Error*) -nya yang lebih bagus daripada *feedback* konvensional. Sedangkan untuk pengendalian komposisi bottom pada kolom distilasi metanol – air hanya beberapa kasus tertentu, yaitu hanya kasus yang memiliki $\gamma < -3$ saja yang dapat dikendalikan dengan baik oleh pengendalian *Parallel Cascade*. Hal ini dapat diketahui melalui gambar 9, 10, 11, dan 12 melalui nilai SSE-nya.

8. Kesimpulan

- Sistem cascade paralel sangat berguna dalam sistem pengendalian untuk penolakan gangguan.
- Proses yang dapat dikendalikan dengan baik oleh sistem cascade paralel haruslah memiliki fungsi transfer yang khusus hal ini dikarenakan terjadi interaksi antara lintas tertutup primer dan lintas tertutup sekundernya yang didefinisikan dengan gamma.
- Pada proses yang memiliki gamma positif hampir pasti dapat dikendalikan dengan sistem cascade paralel namun hal ini juga memerlukan langkah penyetelan yang berbeda pula. Untuk proses yang memiliki gamma negatif hanya gamma yang lebih kecil dari -3 yang dapat dikendalikan dengan baik oleh sistem cascade paralel.

Daftar Pustaka

- Cheng Ching Yu, (1998), *Design of Parallel Cascade Control for Disturbance Rejection*, AIChE Journal Vol.34 No.11.
- Donald R. Coughanowr, (1991), "Process Systems Analysis and Control", edisi ke-2, Mc-Graw Hill International, New York.
- George Stephanopoulos, (1984), *Chemical Process Control*, Prentice Hall International Inc., London.
- Seborg, D.E. (1989), *Process Dynamics and Control*, John Willey & Sons, New York, pp387-389.
- Thomas E. Marlin, (2000), *Process Control*, edisi 2, McGraw Hill, Singapore.