

Research Article

Analisis dan Simulasi *Shell Heavy Oil Fractionator (SHOF)* Menggunakan Metode Kontrol PID

Jusagemal Aria E. L.¹, Iwan Setiawan², Budi Setiyono²

1. Mahasiswa Jurusan Teknik Elektro Fakultas Teknik Universitas Diponegoro Semarang
2. Dosen Jurusan Teknik Elektro Fakultas Teknik Universitas Diponegoro Semarang

Abstract

Shell Heavy Oil Fractionator (SHOF), types of distillation columns are often used as models in the application of advanced control, are examples that illustrate the dynamics of real plant from the process industries, especially petroleum refining industry. This thesis research analysis and simulation of control systems *Shell Heavy Oil Fractionator* column (*SHOF*) which is a multivariable system with three inputs and three outputs (Multi Input Multi Output). Interaction between subsystems is reduced by applying the method of Relative Gain Array and decoupling, so the system can be transformed into three Single Input Single Output (SISO). Control system uses Proportional Integral control (PI) and Proportional Integral Derivative control (PID). *SHOF* control system simulation can be concluded that decoupling eliminate the influence of input Top Draw on outputs Side End Point Composition and Bottom Reflux Temperature, influence of input Side Draw on outputs Top End Point Composition and Bottom Reflux Temperature, as well as the influence of inputs Bottom Reflux Duty on outputs Top End Point Composition and Side End Point Composition. The best results were obtained from the Top End Point Composition control using PID control Chien-Regulator 1, Side End Point Composition using PI control Minimum IAE-Murill Regulators, and the Bottom Reflux Temperature using PI control with closed loop time constant (Tcl) for 1.5 minutes.

Keyword : *Shell Heavy Oil Fractionator (SHOF)*, Relative Gain Array (RGA), decoupling, PID control

I. PENDAHULUAN

Dalam suatu industri perminyakan, terdapat berbagai macam proses pengolahan minyak, diantaranya adalah pengolahan *heavy oil* atau minyak berat. Pengolahan *heavy oil* (minyak berat) ini harus memenuhi kinerja dan spesifikasi yang ditentukan, oleh karena itu perlu dilakukan pengolahan *heavy oil* dengan baik, tepat, dan bernilai ekonomis.

Shell Heavy Oil Fractionator adalah suatu kolom distilasi yang digunakan untuk memisahkan *heavy oil* mentah menjadi produk-produk yang diinginkan berdasarkan perbedaan titik didih dari masing-masing produk tersebut.

Dengan mempelajari prinsip kerja, mendapatkan sifat statik dan dinamik proses kolom distilasi maka dapat diperoleh model dari kolom distilasi tersebut sehingga dapat dilakukan analisis dan simulasi. Karena dalam proses industri penggunaan kontrol *PID* merupakan metode yang tepat, maka dalam penelitian ini dilakukan analisis dan simulasi plant *Shell Heavy Oil Fractionator* dengan menggunakan kontrol *PID*.

Pada penelitian ini akan dibahas mengenai analisis dan simulasi sistem pengendalian kolom fraksinasi yang merupakan sistem *multivariable* dengan tiga masukan dan tiga keluaran. Interaksi antar subsistem dikurangi dengan menerapkan metode *Relative Gain Array* dan melakukan *decoupling*, sehingga pengendalian sistem dapat diubah menjadi tiga buah *single input single output* sistem.

Pada pembahasan pengendalian kolom fraksinasi ini diasumsikan bahwa:

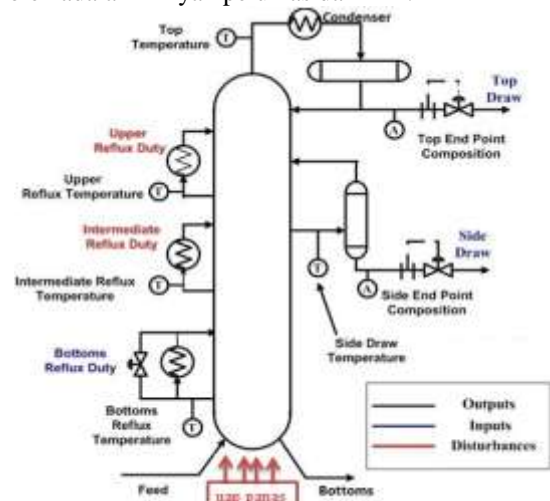
1. Model proses kolom fraksinasi didekati dengan sistem orde satu dengan waktu tunda berdasarkan tinjauan model matematik setiap *tray*.
2. Pengaruh dinamik kondenser dan reboiler terhadap kolom fraksinasi tidak ditinjau.

3. Perangkat lunak yang digunakan adalah Matlab yang digunakan untuk simulasi *SHOF*.

II. LANDASAN TEORI

2.1 Plant *Shell Heavy Oil Fractionator*

Heavy Oil adalah suatu campuran kompleks hidrokarbon yang mengandung bahan-bahan organik sulfur, nitrogen, oksigen, dan mineral. Produk-produk yang dapat diperoleh adalah minyak pelumas dan lilin.

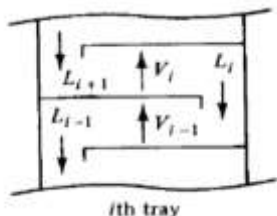


Gambar 1 Sistem kolom *SHOF* dengan masukan dan keluaran sinyal control

Teknik proses yang digunakan untuk mendapatkan produk-produk *heavy oil* dapat dilakukan dengan metode pemisahan secara fisis atau kimia. Dalam pembahasan disini dimanfaatkan metode pemisahan secara fisis yaitu pemisahan *heavy oil* dan produk-produknya berdasarkan perbedaan titik

dididih dari masing-masing produk yang diinginkan. Pemisahan *heavy oil* secara fisis ini memanfaatkan kolom distilasi yang dalam industri pengolahan minyak biasanya disebut sebagai kolom fraksinasi seperti terlihat pada Gambar 1 diatas. *Heavy oil* yang akan dipisahkan, dididihkan menjadi uap dan uap tersebut diembunkan secara kondensasi sehingga didapatkan hasil distilasi. Di dalam pengolahan minyak, sistem yang digunakan adalah kolom distilasi kontinyu secara refluks (redistilasi), sehingga akan didapatkan hasil yang lebih murni.

Pemodelan proses ini diturunkan berdasarkan hukum-hukum kesetimbangan massa dan komponen.



Gambar 2 Tray ke-i Kolom Fraksinasi

Dengan memperhatikan Gambar 2 diatas, dimana tray ke-i sebagai tray yang ditinjau dengan asumsi-asumsi bahwa :

- Akumulasi *phase* uap pada masing-masing tray diabaikan.
- Molar panas pada saat penguapan antara *phase* uap dan *phase* cairan adalah sama atau dapat dikatakan *phase* uap dan *phase* cairan berada dalam kesetimbangan panas.
- Energi yang hilang pada kolom diabaikan.
- Masing-masing tray diasumsikan 100% efisien (sifat *phase* uap yang meninggalkan tray sama dengan sifat *phase* cairan yang ada pada tray).
- Dinamik kondenser dan reboiler diabaikan.

Maka persamaan-persamaan kesetimbangan pada tray ke-i adalah sebagai berikut:

a. Kesetimbangan Massa

$$\frac{d(M_i)}{dt} = L_{i+1} + V_{i-1} - V_i - L_i \quad (1)$$

b. Kesetimbangan Komponen

$$\frac{d(M_i x_i)}{dt} = L_{i+1} x_{i+1} + V_{i-1} y_{i-1} - V_i y_i - L_i x_i \quad (2)$$

dimana M_i merupakan jumlah massa cairan pada tray ke-i, V_i merupakan laju aliran uap dari tray ke-i, L_i merupakan laju aliran cairan dari tray ke-i, x_i merupakan fraksi mol cairan komponen-i pada tray ke-i, y_i merupakan fraksi mol uap komponen-i pada tray ke-i, serta $i-1$ dan $i+1$ merupakan tray dibawah dan diatas tray ke-i.

Dengan asumsi yang telah dituliskan diatas bahwa akumulasi *phase* uap pada masing-masing tray diabaikan, maka model matematis komponen-i dari masing-masing tray adalah :

$$\frac{d(M_i x_i)}{dt} = L_{i+1} x_{i+1} + V_{i-1} y_{i-1} - V_i y_i - L_i x_i$$

$$M_i \frac{dx_i}{dt} = L_{i+1} x_{i+1} + V_{i-1} y_{i-1} - V_i y_i - L_i x_i$$

$$M_i \frac{dx_i(t)}{dt} = L_{i+1} x_{i+1}(t) - L_i x_i(t) \quad (3)$$

dari persamaan (2.3) didapat :

$$T = \frac{M_i}{L_i} \quad (4)$$

$$K = \frac{L_{i+1}}{L_i} \quad (5)$$

$$T \frac{dx_i(t)}{dt} + x_i(t) = K x_{i+1}(t) \quad (6)$$

dimana T adalah konstanta waktu dan K merupakan gain statis dari proses.

Bentuk proses kolom fraksinasi dengan banyak masukan dan banyak keluaran merupakan proses *multivariable*, seperti Gambar 3 dibawah ini.



Gambar 3 Diagram Blok Sistem Masukan dan Keluaran Sinyal Kontrol Kolom SHOF

Untuk pengendalian kolom fraksinasi ini maka dilakukan identifikasi terhadap kolom fraksinasi pada variabel-variabel masukan dan keluaran. Dalam penelitian ini, data diambil dari data identifikasi kolom fraksinasi [Prett and Garcia, 1988]. Model tersebut berupa matriks fungsi transfer orde satu dengan waktu tunda atau disebut juga *First Order Plus Dead Time* (FOPDT) yang dinyatakan pada Tabel 1 dibawah ini.

Tabel 1 Matriks Identifikasi Masukan dan Keluaran Kolom SHOF [Prett and Garcia, 1988]

Input \ Output	U_1	U_2	U_3	d_1	d_2
Y_1	$\frac{4.05 e^{-27s}}{50s + 1}$	$\frac{1.77 e^{-22s}}{60s + 1}$	$\frac{5.88 e^{-27s}}{50s + 1}$	$\frac{1.20 e^{-27s}}{45s + 1}$	$\frac{1.44 e^{-27s}}{40s + 1}$
Y_2	$\frac{5.39 e^{-12s}}{50s + 1}$	$\frac{5.72 e^{-14s}}{60s + 1}$	$\frac{6.90 e^{-12s}}{40s + 1}$	$\frac{1.52 e^{-12s}}{25s + 1}$	$\frac{1.83 e^{-12s}}{20s + 1}$
Y_3	$\frac{3.66 e^{-2s}}{9s + 1}$	$\frac{1.65 e^{-22s}}{30s + 1}$	$\frac{5.53 e^{-2s}}{40s + 1}$	1.16	1.27
Y_4	$\frac{5.92 e^{-12s}}{12s + 1}$	$\frac{2.54 e^{-12s}}{27s + 1}$	$\frac{8.10 e^{-2s}}{40s + 1}$	$\frac{1.73}{5s + 1}$	$\frac{1.79}{19s + 1}$
Y_5	$\frac{4.13 e^{-2s}}{8s + 1}$	$\frac{2.38 e^{-7s}}{19s + 1}$	$\frac{6.23 e^{-2s}}{10s + 1}$	$\frac{1.31}{2s + 1}$	$\frac{1.26}{22s + 1}$
Y_6	$\frac{4.06 e^{-2s}}{13s + 1}$	$\frac{4.18 e^{-4s}}{33s + 1}$	$\frac{6.53 e^{-7s}}{9s + 1}$	$\frac{1.19}{19s + 1}$	$\frac{1.17}{24s + 1}$
Y_7	$\frac{4.38 e^{-22s}}{33s + 1}$	$\frac{4.42 e^{-22s}}{44s + 1}$	7.20	$\frac{1.14}{27s + 1}$	$\frac{1.26}{32s + 1}$

dimana tabel diatas menunjukkan persamaan orde satu dengan waktu tunda $G(s) = \frac{K e^{-Ls}}{Ts + 1}$, serta T dan L dalam menit.

Parameter U_n , d_n , dan Y_n diatas menunjukkan besaran-besaran berikut :

- Y_1 : Top End Point Composition [kmol/menit]
- Y_2 : Side End Point Composition [kmol/menit]
- Y_3 : Top Temperature [F]
- Y_4 : Upper Reflux Temperature [F]
- Y_5 : Side Draw Temperature [F]
- Y_6 : Intermediate Reflux Temperature [F]

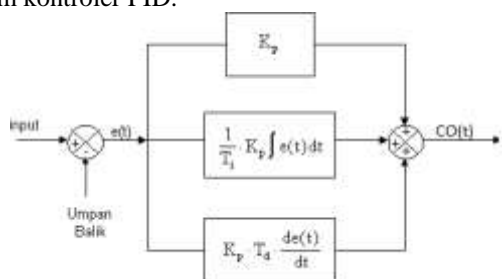
Y₇: Bottom Reflux Temperature [F]
 U₁: Top Draw
 U₂: Side Draw
 U₃: Bottom Reflux Duty
 d₁: Intermediate Reflux Duty
 d₂: Upper Reflux Duty

2.2 Konsep Dasar Kontroler Proportional Integral Derivative (PID)

Berikut adalah persamaan kontroler PID dalam bentuk Laplace :

$$CO(s) = K_p (e(s) + \frac{1}{T_i} e(s) + T_d s e(s)) \quad (7)$$

Keluaran kontroler PID merupakan jumlahan dari keluaran kontroler proporsional, keluaran kontroler integral, dan keluaran kontroler derivatif. Gambar 4 menunjukkan blok diagram kontroler PID.



Gambar 4 Diagram Blok Kontroler PID

Tabel 2 Pengaruh *tuning* salah satu parameter PID terhadap unjuk kerja proses

	Waktu Tindakan	Overshoot	Waktu Penetapan	Kestabilan
Pembesaran K _p	Berkurang	Bertambah	Sedikit Bertambah	Menurun
Pembesaran K _i (Pengecilan T _i)	Sedikit Berkurang	Bertambah	Bertambah	Menurun
Pembesaran K _d (Pembesaran T _d)	Sedikit Berkurang	Berkurang	Berkurang	Meningkat

2.3 Tuning Parameter Kontroler PID Directory Service

Tuning parameter kontroler PID selalu didasari atas tinjauan terhadap karakteristik yang diatur (Plant). Dengan demikian betapapun rumitnya suatu plant, perilaku plant tersebut harus diketahui terlebih dahulu sebelum *tuning* parameter PID itu dilakukan. *Tuning* bertujuan untuk mendapatkan kinerja sistem sesuai spesifikasi perancangan.

Berikut ini adalah beberapa metode *tuning* kontrol PI dan PID untuk proses FOPDT.

Tabel 3 Metodetuning kontrol PI untuk proses FOPDT

Metode	K _p	T _i	Keterangan
Chien Regulator 1	$\frac{0.6T}{KL}$	4L	0% overshoot - 0.11 < L/T < 1
Minimum IAE - Murrill Regulator	$\frac{0.984}{K} \left(\frac{T}{L}\right)^{0.855}$	$\frac{T}{0.608} \left(\frac{L}{T}\right)^{0.707}$	0.11 < L/T < 1

Tabel 4 Metodetuning kontrol PID ideal untuk proses FOPDT

Metode	K _p	T _i	T _d
Chien Regulator 1	$\frac{0.957}{KL}$	2.38L	0.42L
Minimum IAE Murrill Regulator	$\frac{1.435}{K} \left(\frac{T}{L}\right)^{0.922}$	$\frac{T}{0.878} \left(\frac{L}{T}\right)^{0.748}$	$0.482T \left(\frac{L}{T}\right)^{1.127}$

Untuk perhitungan parameter kontrol PI untuk proses orde satu dengan besar gain statis K dan konstanta waktu proses T yang diketahui, besarnya penguat proporsional K_p serta konstanta waktu integral T_i dapat diperoleh berdasarkan relasi dibawah ini :

$$K_p = \frac{T}{T_{cl} K} \quad (8)$$

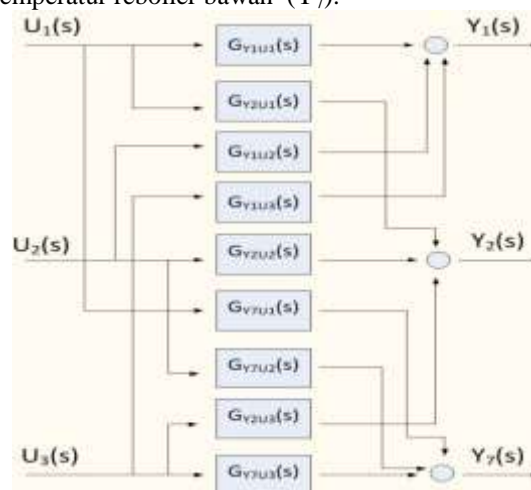
$$T_i = T \quad (9)$$

Dalam hal ini, besarnya konstanta waktu umpan balik proses T_{cl} harus ditentukan terlebih dahulu dalam perancangan. Jika diinginkan respon proses berjalan cepat, T_{cl} yang diberikan harus bernilai kecil.

III. PERANCANGAN SISTEM

3.1 Variabel – variabel Masukan dan Keluaran

Dengan data identifikasi kolom fraksinasi [Prett and Garcia, 1988], maka selanjutnya ditentukan hubungan variabel masukan yang paling mempengaruhi keluaran. Pada kolom fraksinasi ini pengendalian diperlukan untuk mendapatkan komposisi akhir dari produk bagian atas / Top End Point Composition (Y₁) dan tengah / Side End Point Composition (Y₂), yang sesuai dengan spesifikasi produk. Untuk memperoleh pemisahan produk-produk tersebut dari masukan *heavy oil* mentah maka diperlukan suatu masukan uap yang dapat diatur (U₃). Berdasarkan sistem kolom fraksinasi dengan banyak masukan dan banyak keluaran maka dalam pembahasan penelitian ini ditentukan bahwa sebagai variabel-variabel pengendali (masukan) adalah katup produk atas / Top Draw (U₁), katup produk tengah / Side Draw (U₂) dan katup reboiler bawah / Bottom Reflux Duty (U₃). Dan sebagai variabel keluaran adalah komposisi akhir produk atas (Y₁), produk tengah (Y₂), dan temperatur reboiler bawah (Y₇).



Gambar 5 Diagram blok sistem kolom fraksinasi lingkaran terbuka sebelum dekopling

Pada diagram blok sistem 3x3 diatas terlihat bahwa ada sembilan fungsi alih hubungan antara input dan output. Setelah itu disusun sebuah matriks yang berisi gain matriks pada saat keadaan *steady state* atau gain statis pada masing-masing fungsi alih yang dinotasikan dengan K.

$$K = \begin{bmatrix} K_{Y1U1} & K_{Y1U2} & K_{Y1U3} \\ K_{Y2U1} & K_{Y2U2} & K_{Y2U3} \\ K_{Y7U1} & K_{Y7U2} & K_{Y7U3} \end{bmatrix} \quad (10)$$

Pemilihan pasangan variabel masukan dan keluaran yang tepat tidak cukup hanya ditentukan berdasarkan besar kecilnya nilai gain pada saat keadaan *steady state* saja. Hal ini disebabkan karena gain-gain pada matriks tersebut dapat memiliki satuan yang berbeda-beda. Sehingga untuk menentukan pasangan yang lebih tepat dan lebih baik dalam penelitian ini digunakan metode *Relative Gain Array (RGA)* [Bristol, 1966], dimana dirumuskan sebagai berikut.

$$RGA = K \cdot (K^T)^{-1} \quad (11)$$

Sehingga untuk menentukan pasangan-pasangan variabel masukan dan keluaran suatu proses *multivariable* dengan *relative gain array* seperti pada matriks diatas dapat digunakan *pairing rule* yang diberikan oleh [Bristol, 1966] sebagai berikut :

Pairing rule 1: Pilihlah pasangan yang menyusun kembali sistem dengan pilihan pasangan diagonal, memiliki matriks RGA mendekati identitas pada saat frekuensi berada pada sekitar *bandwidth* lingkaran tertutup.

Pairing rule 2 : Hindari pasangan negatif pada elemen RGA *steady state*.

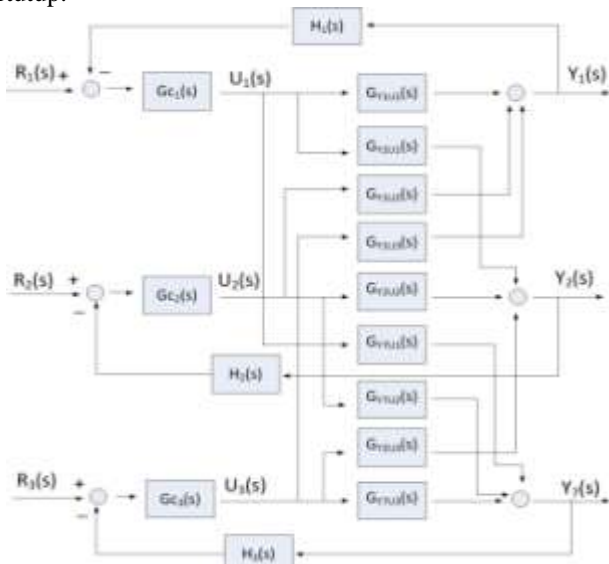
Setelah itu diuji keterkontrolan dan kestabilan sistemnya.

controllable if $|K| \neq 0$ (12)

unstable if $|K| / (\prod_{i=1}^n K_{ii}) < 0$ (13)

dimana $|K|$ adalah determinan dari K dan K_{ii} merupakan elemen diagonal matriks.

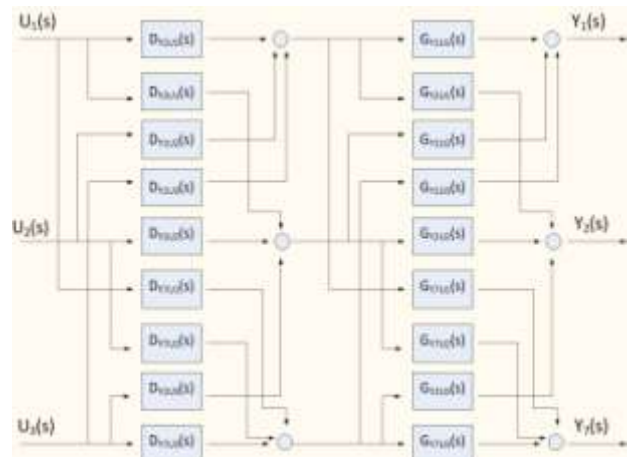
Dibawah ini akan ditampilkan diagram blok pengendalian kolom tanpa dekopling pada uji lingkaran tertutup.



Gambar 6 Diagram blok sistem kolom fraksinasi lingkaran tertutup sebelum dekopling

3.2 Dekopling Pasangan Masukan dan Keluaran

Pasangan-pasangan masukan dan keluaran yang telah didapatkan masih memiliki sifat saling mempengaruhi antara satu pasangan dengan yang lainnya. Untuk keperluan pengendalian maka sifat saling mempengaruhi pasangan lain dikurangi atau dihilangkan sama sekali dengan dekopling.



Gambar 7 Interaksi sistem pengendalian dengan dekopler lingkaran terbuka

Dari persamaan setiap pasangan variabel masukan dan keluaran , diperoleh dekopler berikut :

$$D_{Y2U1} = - \left(\frac{G_{Y2U2} G_{Y7U3} - G_{Y7U2} G_{Y2U3}}{G_{Y2U2} G_{Y7U3} - G_{Y2U3} G_{Y7U2}} \right) \quad (14)$$

$$D_{Y7U1} = \left(\frac{G_{Y2U2} G_{Y7U2} - G_{Y7U2} G_{Y2U2}}{G_{Y2U2} G_{Y7U3} - G_{Y2U3} G_{Y7U2}} \right) \quad (15)$$

$$D_{Y1U2} = \left(\frac{G_{Y7U2} G_{Y2U3} - G_{Y2U2} G_{Y7U3}}{G_{Y2U2} G_{Y7U3} - G_{Y7U2} G_{Y2U3}} \right) \quad (16)$$

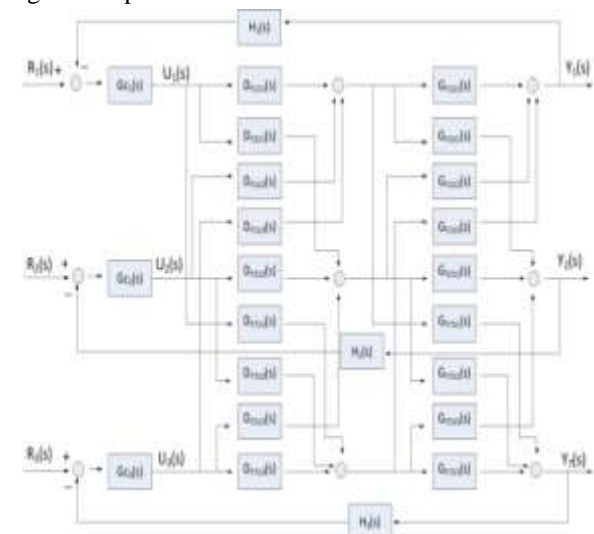
$$D_{Y7U2} = \left(\frac{G_{Y2U2} G_{Y7U2} - G_{Y7U2} G_{Y2U2}}{G_{Y2U2} G_{Y7U3} - G_{Y7U2} G_{Y2U3}} \right) \quad (17)$$

$$D_{Y1U3} = \left(\frac{G_{Y2U3} G_{Y2U2} - G_{Y2U3} G_{Y2U2}}{G_{Y2U2} G_{Y7U3} - G_{Y2U3} G_{Y7U2}} \right) \quad (18)$$

$$D_{Y2U3} = \left(\frac{G_{Y2U3} G_{Y2U2} - G_{Y2U3} G_{Y2U2}}{G_{Y2U2} G_{Y7U3} - G_{Y7U2} G_{Y2U3}} \right) \quad (19)$$

3.3 Pengendalian Fraksinasi Dengan PID

Berikut ini merupakan interaksi sistem pengendalian dengan dekopler dan kontroler.



Gambar 8 Pengendalian dengan dekopler dan kontroler

Setelah semua dekopler diketahui dan penalaan parameter-parameter pada pengendali PID didapatkan, maka selanjutnya dilakukan simulasi sistem menggunakan *Matlab Simulink* yang dilengkapi dengan sistem dekopling dan kontroler.

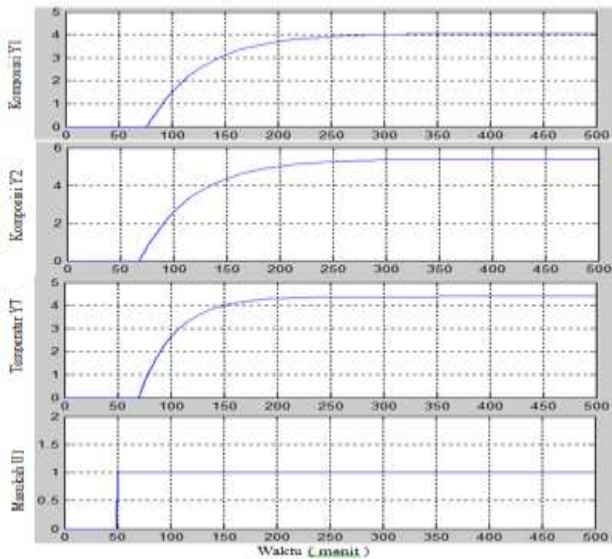
IV. ANALISIS DAN SIMULASI

4.1 Sistem SHOF Tanpa Dekopling

Sistem *multivariable* kolom *Shell Heavy Oil Fractionator* merupakan matriks 3x3 dengan variabel-variabel masukan katup produk atas (U_1), katup produk tengah (U_2), serta katup reboiler bawah (U_3) dan variabel-variabel keluaran komposisi produk atas (Y_1), komposisi prosuk tengah (Y_2), temperatur reboiler bawah (Y_7). Dengan variabel-variabel masukan dan keluaran maka model fungsi alih dari proses kolom fraksinasi dapat dituliskan sebagai berikut :

$$\begin{bmatrix} \Delta y_1 \\ \Delta y_2 \\ \Delta y_7 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{Y1U1} & G_{Y1U2} & G_{Y1U3} \\ G_{Y2U1} & G_{Y2U2} & G_{Y2U3} \\ G_{Y7U1} & G_{Y7U2} & G_{Y7U3} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \Delta u_1 \\ \Delta u_2 \\ \Delta u_3 \end{bmatrix}$$

Simulasi uji lingkaran terbuka untuk keluaran-keluaran $Y_1(s)$, $Y_2(s)$, dan $Y_7(s)$ dengan memberikan masukan step pada $U_1(s)$ dapat dilihat pada Gambar 9 sebagai berikut :



Gambar 9 Kurva keluaran lingkaran terbuka tanpa dekopling untuk masukan $U_1(s)$

Terlihat dari Gambar 9 diatas bahwa masukan fungsi step pada $U_1(s)$ mempengaruhi keluaran $Y_1(s)$, $Y_2(s)$, dan $Y_7(s)$ hampir sama besarnya, sehingga sulit untuk menentukan pasangan masukan $U_1(s)$ untuk keluarannya yang paling tepat.

Begitu juga apabila variabel masukan lainnya diberikan masukan step, maka variabel keluaran juga hampir sama besarnya sehingga perlunya dilakukan dekopling.

Untuk mengetahui pasangan masukan dan keluaran yang tepat, digunakan *Relative Gain Array*.

Tabel 5 RGA matriks 3x3 kolom SHOF

Input \ Output	U_1	U_2	U_3
Y_1	2.08	-0.73	-0.35
Y_2	3.42	0.94	-3.36
Y_7	-4.50	0.79	4.71

terlihat bahwa penjumlahan setiap baris dan kolom memberikan nilai sama dengan satu.

Diperolehnya *Relative Gain Array* proses kolom *Shell Heavy Oil Fractionator* maka dapat ditentukan pasangan-pasangan variabel masukan dan keluaran. Seperti yang sudah dijelaskan sebelumnya bahwa untuk menentukan pasangan-pasangan harus menggunakan *pairing rule* dimana penentuan pasangan yang tepat adalah memilih pasangan yang diagonal

dan menghindari pasangan negatif, sehingga dengan aturan tersebut pasangan variabel masukan dan keluaran proses adalah katup produk atas (U_1) untuk komposisi produk atas (Y_1), U_2 untuk Y_2 , dan U_3 untuk Y_7 .

Untuk menguji keterkontrolan, perlu dihitung determinan dari matriks gain statis. Apabila bernilai tidak sama dengan nol maka sistem tersebut dikatakan terkontrol.

$$K = \begin{bmatrix} 2.08 & -0.73 & -0.35 \\ 3.42 & 0.94 & -3.36 \\ -4.50 & 0.79 & 4.71 \end{bmatrix}$$

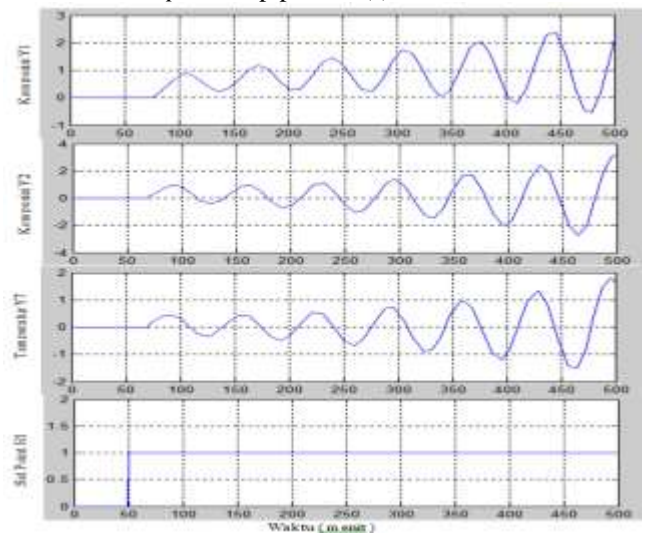
$$K = 20.85$$

Sedangkan untuk menguji kestabilan pasangan masukan dan keluaran dapat dilakukan dengan menggunakan *Niederlinski Index* (N_i).

$$N = |K| / (\prod_{i=1}^n K_{ii})$$

diperoleh hasil $N = 0.125$. Karena nilai N lebih besar dari nol, maka pasangan-pasangan yang diperoleh diatas berada dalam keadaan stabil.

Berikut ini adalah simulasi uji lingkaran tertutup untuk keluaran-keluaran $Y_1(s)$, $Y_2(s)$, dan $Y_7(s)$ dengan memberikan *set point* step pada $R_1(s)$.



Gambar 10 Kurva keluaran lingkaran tertutup tanpa dekopling dengan *set point* $R_1(s)$

Dari Gambar 10 terlihat bahwa pengendalian sistem SHOF lingkaran tertutup dengan memberikan *set point* step pada $R_1(s)$ dan menjaga konstan *set point* yang lainnya memiliki sifat yang tidak stabil dan tidak bisa dikontrol. Hal ini terlihat dari hasil simulasi yang berosilasi semakin besar dan tidak bisa mencapai keadaan tunak (*steady*). Begitu juga apabila variabel yang dikendalikan lainnya diberikan *set point* dan menjaga konstan *set point* lainnya yang tidak dikendalikan, maka keluaran juga tidak stabil dan tidak bisa dikontrol sehingga perlu dilakukan dekopling.

4.2 Sistem SHOF Dengan Dekopling

Dengan menggunakan persamaan-persamaan 14 sampai 19 serta menggunakan data identifikasi Tabel 1 didapatkan dekopler-dekopler sebagai berikut :

$$D_{Y1U1} = D_{Y2U2} = D_{Y7U3} = 1$$

$$D_{Y2U1} = -\frac{8.586}{10.686} = -0.803$$

$$D_{Y7U1} = -\frac{1.230}{10.686} = -0.115$$

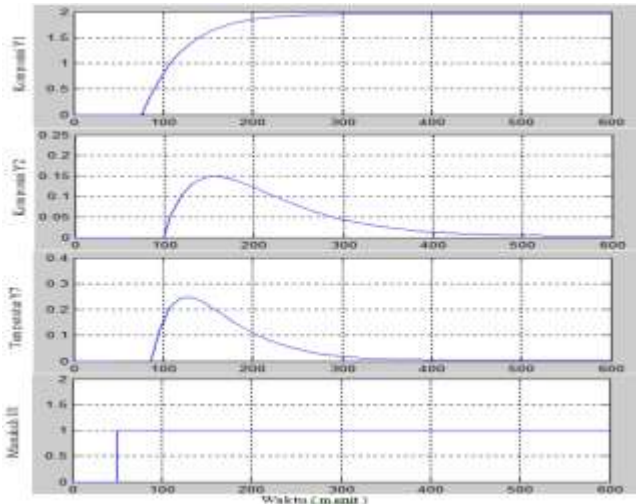
$$D_{Y1U2} = \frac{-13.246}{-3.406} = 3.889$$

$$D_{Y_7U_2} = \frac{10.148}{-3.406} = -2.980$$

$$D_{Y_1U_3} = -\frac{21.421}{13.626} = -1.572$$

$$D_{Y_2U_3} = -\frac{3.748}{13.626} = 0.275$$

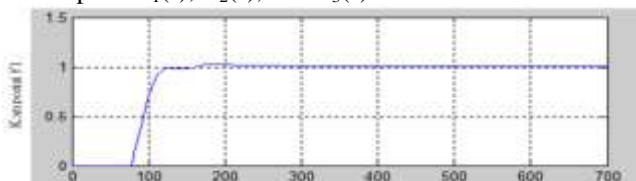
Hasil simulasi sistem dengan dekopling pada keluaran-keluaran $Y_1(s)$, $Y_2(s)$, dan $Y_7(s)$ dengan memberikan masukan pada $U_1(s)$ dapat dilihat seperti pada Gambar 11 sebagai berikut :



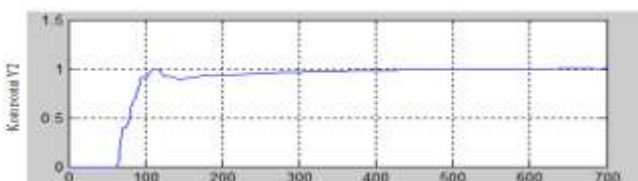
Gambar 11 Kurva keluaran lingkaran terbuka dekopling untuk masukan $U_1(s)$

Dari hasil simulasi sistem pengendalian dengan dekopling, keluaran yang dipengaruhi oleh masukan tersebut hanya pasangan keluaran yang diinginkan yaitu $Y_1(s)$. Dengan melakukan dekopling pada sistem, maka pengaruh masukan $U_1(s)$ pada keluaran-keluaran $Y_2(s)$ dan $Y_7(s)$ dapat diabaikan. Begitu juga dengan pasangan variabel masukan dan keluaran yang lainnya. Dengan adanya dekopling dapat menghilangkan pengaruh variabel lain yang tidak sesuai dengan pasangannya.

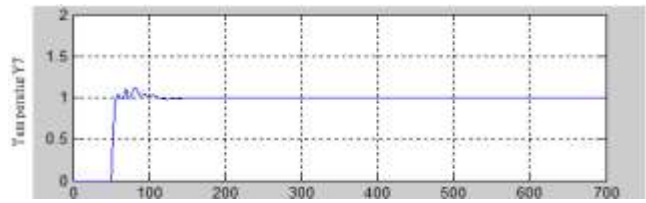
Berikut ini adalah simulasi uji lingkaran tertutup menggunakan dekopling untuk keluaran-keluaran $Y_1(s)$, $Y_2(s)$, dan $Y_7(s)$ dengan memberikan *set point* dengan *step time* 50 pada $R_1(s)$, $R_2(s)$, dan $R_3(s)$.



Gambar 12 Kurva keluaran lingkaran tertutup pengendalian komposisi $Y_1(s)$



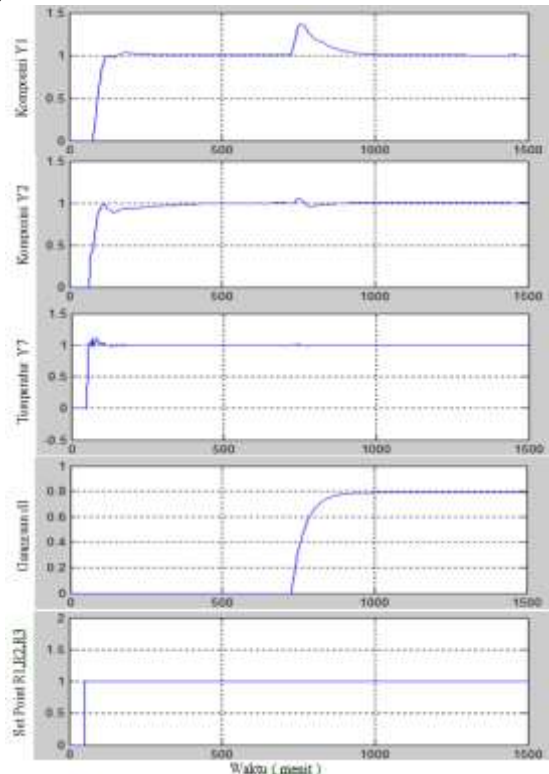
Gambar 13 Kurva keluaran lingkaran tertutup pengendalian komposisi $Y_2(s)$



Gambar 14 Kurva keluaran lingkaran tertutup pengendalian temperatur $Y_7(s)$

Dari hasil simulasi diatas menunjukkan bahwa pengendalian komposisi $Y_1(s)$ dengan menggunakan kontrol PID metode *tuning* Chien Regulator 1, pengendalian komposisi $Y_2(s)$ dengan menggunakan kontrol PI metode *tuning* Minimum IAE-Murill Regulator, dan pengendalian komposisi $Y_7(s)$ dengan menggunakan kontrol PI metode persamaan matematis kontrol PI untuk proses orde satu dengan konstanta waktu *closed loop* (T_{cl}) sebesar 1,5 menghasilkan respon yang baik dan bersifat stabil walaupun ada sedikit osilasi pada awal respon.

Berikut ini adalah hasil simulasi dari pengendalian komposisi $Y_1(s)$, komposisi $Y_2(s)$ dan temperatur $Y_7(s)$ dengan ditambahkan gangguan pada pengendalian komposisi $Y_1(s)$.



Gambar 15 Hasil simulasi penambahan gangguan pada pengendalian komposisi $Y_1(s)$

Dari hasil simulasi diatas terlihat bahwa penambahan gangguan pada pengendalian komposisi $Y_1(s)$ tidak hanya mempengaruhi komposisi $Y_1(s)$ tetapi juga komposisi $Y_2(s)$ dan temperatur $Y_7(s)$. Hal ini disebabkan karena masih ada pengaruh transien pasangan pengendalian satu dengan yang lainnya walaupun sudah dikurangi dengan dekopling. Hasil simulasi yang diperoleh pada Gambar 15 diatas, terlihat bahwa gangguan mempengaruhi respon dari masing-masing keluaran, tetapi dengan adanya umpan balik dan kontroler akan mengembalikan nilai *set point* seperti keadaan semula dengan cepat.

V. PENUTUP

5.1 Kesimpulan

1. Dari hasil pengujian, dapat diketahui bahwa sebelum dilakukan dekopling, sistem *SHOF* tidak dapat dikendalikan karena masih ada keterkaitan antara variabel satu dengan yang lainnya dan keluaran sistem relatif tidak stabil. Sedangkan setelah dilakukan dekopling, sistem *SHOF* dapat dikendalikan karena hilangnya pengaruh variabel satu dengan yang lainnya dan keluaran sistem relatif stabil.
2. *Relative Gain Array (RGA)* memuat pasangan pengendalian katup produk atas (U_1) dan komposisi produk atas (Y_1), pengendalian katup produk tengah (U_2) dan komposisi produk tengah (Y_2), serta pengendalian katup reboiler bawah (U_3) dan temperatur reboiler bawah (Y_7).
3. Dekopling menghilangkan pengaruh masukan $U_1(s)$ pada keluaran-keluaran $Y_2(s)$ dan $Y_7(s)$, pengaruh masukan $U_2(s)$ pada keluaran-keluaran $Y_1(s)$ dan $Y_7(s)$, serta pengaruh masukan $U_3(s)$ pada keluaran-keluaran $Y_1(s)$ dan $Y_2(s)$.
4. Unjuk kerja terbaik pada pasangan $R_1(s)$ dan $Y_1(s)$ yaitu menggunakan kontrol PID dengan metode *tuning* Chien Regulator 1. Unjuk kerja terbaik pada pasangan $R_2(s)$ dan $Y_2(s)$ yaitu menggunakan kontrol PI dengan metode *tuning* Minimum IAE-Murill Regulator. Sedangkan unjuk kerja terbaik pada pasangan $R_3(s)$ dan $Y_7(s)$ yaitu menggunakan kontrol PI dimana parameter-parameternya didapatkan dari persamaan matematis kontrol PI untuk proses orde satu dengan konstanta waktu *closed loop* (T_{cl}) sebesar 1,5 menit.

5.2 Saran

1. Pada penelitian ini dilakukan metode dekopling untuk menghilangkan saling keterikatan antara pengendalian variabel satu dengan yang lainnya pada sistem multivariabel (*Multi Input Multi Output*). Untuk penelitian lebih lanjut dapat dilakukan metode *Model Predictive Control (MPC)* untuk pengendalian pada proses multivariabel.
2. Selain menggunakan metode-metode *tuning* yang digunakan pada penelitian ini, dapat juga dikembangkan untuk metode *tuning* lainnya yang umum digunakan di dunia idustri seperti *Cohen-coon* dan metode *Lambda Tuning*.

Daftar Pustaka

- [1] Garcia, C. and D. Prett, *Fundamental Process Control*, Butterworths, Boston, 1988.
- [2] Brosilow, C. and B. Joseph, *Techniques of Model-Based Control*, Prentice-Hall, Inc., 2001.
- [3] Bristol, E. H., *On A New Measure of Interaction for Multivariable Processes*, IEEE TAC-11, 1966.
- [4] Ogata, K., *Discrete Time Control System*, Prentice Hall International, Inc., 1987.
- [5] Setiawan, I., *Kontrol PID Untuk Proses Industri*, Elex Media Komputindo, Jakarta, 2008.
- [6] Sumardi, *Bahan Ajar Sistem Kontrol Multivariabel*, Teknik Elektro Universitas Diponegoro, Semarang, 2005.
- [7] Stephanopoulos, G., *Chemical Process Control An Introduction to Theory and Practice*, Prentice-Hall, Inc., Englewoods Cliff, New Jersey, 2002
- [8] Tham, M. T., *An Introduction to Decoupling Control*, Dept. of Chemical and Process Engineering University of Newcastle upon Tyne, 1999
- [9] Hovd, M. and S. Skogestad, *Pairing Criteria for Unstable Plants*, Chemical Engineering University of Trondheim-NTH, Norway, 1993.
- [10] Khelassi, A., J. A. Wilson and R. Bendib, *Assessment of Interaction in Process Control Systems*.
- [11] Gilbert, E. G., *The Decoupling Of Multivariable Systems By State Feedback*.
- [12] Chemical Engineering Department King Saud University, *Control System Design and Structure*, 2002.