

# DINAMIKA DAN PENGENDALIAN SISTEM *QUADRUPLE* TANK MENGGUNAKAN *CONTROLLER* PI-PID DENGAN METODE *DETUNING*

**Zahrotul Azizah**

Teknik Kimia, Universitas Nahdlatul Ulama Sidoarjo  
e-mail: zahrotul.azz@gmail.com

## **Abstract**

In general, industrial processes have characteristics as multivariable processes where the variables interact with one another which causes poor performance. Quadruple tank is a Multi Input Multi Output (MIMO) system that can be used to analyze dynamics and process control schemes with strong interactions. The design is simple but can represent complex systems in the industry so that a reliable controller can be tested using this system. Tuning controller parameters using Ziegler-Nichols only work well for single loops, therefore detuning controllers are needed using the BLT and Mc Avoy methods. The research method is to make mathematical models and determine the specifications of quadruple tanks. Next make a process simulation and identify the transfer function with the step test method. Interaction analysis using the Relative Gain Array (RGA) method. Tuning controller parameters using the Ziegler-Nichols method is then detuned using the BLT and Mc Avoy methods. Simulation of quadruple tank systems both open loop and closed loop can run well and can be used to test the reliability of PI-PID controllers with BLT and Mc Avoy detuning. Based on IAE values, controller with Mc Avoy detuning are superior compared to controllers with BLT detuning, both at level and temperature controllers.

**Keywords:** Controller PI, Detuning, Multivariable process, Quadruple Tank.

## **Abstrak**

*Secara umum proses di industri memiliki karakteristik sebagai proses multivariabel dimana antar variabel satu dengan yang lain saling berinteraksi yang menyebabkan performa yang kurang baik. Quadruple tank merupakan sistem Multi Input Multi Output (MIMO) yang dapat digunakan untuk menganalisa dinamika dan skema pengendalian proses dengan interaksi yang kuat. Desainnya yang sederhana namun dapat mewakili sistem yang kompleks di industri sehingga controller yang handal dapat diuji menggunakan sistem ini. Parameter controller hasil tuning menggunakan Ziegler-Nichols hanya berfungsi dengan baik untuk single loop, maka dari itu diperlukan detuning controller menggunakan metode BLT dan Mc Avoy. Metode penelitian membuat model matematika dan menetapkan spesifikasi quadruple tank. Selanjutnya membuat simulasi proses dan melakukan identifikasi transfer fungsi dengan metode step test. Analisa interaksi menggunakan metode Relative Gain Array (RGA). Tuning parameter pengendali menggunakan metode Ziegler-Nichols kemudian di detuning menggunakan metode BLT dan Mc Avoy. Simulasi sistem quadruple tank baik open loop maupun closed loop dapat berjalan dengan baik dan dapat digunakan untuk menguji kehandalan controller PI-PID dengan detuning BLT dan Mc Avoy. Berdasarkan nilai IAE,*

*pengendali dengan detuning Mc Avoy lebih unggul dibandingkan pengendali dengan detuning BLT, baik pada pengendali level maupun temperatur.*

**Kata kunci:** *Controller PI, Detuning, Quadruple Tank, Proses Multivariabel.*

## 1. PENDAHULUAN

Industri kimia merupakan serangkaian proses yang mengolah bahan baku menjadi produk agar memiliki nilai ekonomi yang lebih tinggi. Dalam pelaksanaannya, diperlukan sistem pengendali yang mampu menjaga kestabilan proses agar didapat hasil yang optimal.

Setiap unit operasi perlu kondisi operasi yang berbeda-beda, dimana satu unit dengan unit yang lain seringkali saling mempengaruhi atau berinteraksi. Bahkan dalam satu unit proses, antar variabel satu dengan variabel yang lain saling berinteraksi, maka dari itu diperlukan suatu *prototype* sederhana yang dapat mewakili dinamika proses multivariabel yang sangat kompleks, yaitu *quadruple tank*. *Quadruple tank* dipilih karena mempunyai desain peralatan yang sederhana, tetapi dapat mewakili interaksi yang kecil hingga interaksi yang kuat dan juga mempraktikkan model sistem 4×4 yang saling berinteraksi.

*Quadruple tank* menjadi sistem patokan untuk menganalisis efek non-linear dalam sebuah proses multivariabel. Hal ini membantu merealisasikan sistem *multi loop* dalam industri. Proses *Quadruple-Tank* digunakan untuk mendemonstrasikan efek interaksi dan keterbatasan performa serta menggambarkan kondisi dinamis dalam sistem kontrol multivariabel (Vijula et al., 2013).

*Quadruple tank* yang digunakan pada penelitian ini merupakan hasil modifikasi yang diusulkan oleh Juwari. Sebelumnya,

sistem *quadruple tank* hanya berupa *Multi Input Multi Output (MIMO) 2×2*, kemudian dilakukan modifikasi dengan penambahan *coil* pemanas pada tangki 1 dan 2 serta penambahan pipa untuk memberikan interaksi antara tangki 1 dan tangki 2 dan antara tangki 3 dan tangki 4 (Juwari dkk, 2014). Interaksi tersebut akan memberikan hasil yang berbeda bila dibandingkan dengan sistem *quadruple tank* tanpa modifikasi, sehingga sistem menjadi MIMO 4×4.

Persamaan yang digunakan adalah persamaan non-linier yang diturunkan dari persamaan neraca massa dan persamaan Bernoulli untuk masing-masing tangki (Jayaprakash et al., 2014). Persamaan nonlinier dari proses *quadruple tank* sebagai berikut:

Persamaan neraca massa:

$$[\text{Rate of accumulation}] = [\text{Rate of in-flow}] - [\text{Rate of out-flow}]$$

$$\frac{dm_T}{dt} = m_{in} - m_{out} \quad (1)$$

dimana:

$m_T$  = akumulasi massa di dalam tangki

$m_{in}$  = *input mass flow rate*

$m_{out}$  = *output mass flow rate*

$m_T$  = volume tangki ( $v$ ) × densitas *liquid* dalam tangki ( $\rho$ )

$m_{in}$  = *volumetric flow rate* ( $q_{in}$ ) × densitas *liquid* masuk ( $\rho_1$ )

$m_{out}$  = *volumetric flow rate* ( $q_{out}$ ) × densitas *liquid* keluar ( $\rho_2$ )

$$\frac{dv\rho}{dt} = \rho q_{in} - \rho q_{out} \quad (2)$$

Densitas konstan  $\rho = \rho_1 = \rho_2$

Model nonlinier proses *quadruple tank*:

$$A_i \frac{dh_i}{dt} = q_{in_i} - q_{out_i} \quad (3)$$

$q_{in}$  hanya bergantung pada input yang disuplai pompa dan  $q_{out}$  hanya bergantung pada percepatan gravitasi dan level air pada tangki.  $q_{out}$  dapat dijelaskan dengan menggunakan Persamaan Bernoulli dan laju alir *liquid*. Persamaan Bernoulli untuk *incompressible liquid* yaitu:

$$p + \frac{1}{2} \rho v_w^2 + \rho gh = const. \quad (4)$$

Permukaan air ( $v_w = 0$ ) dan bagian bawah masing-masing tangki ( $h = 0$ ), maka didapatkan arus keluar:

$$q_{out} = a_i \times v_w = a_i \sqrt{2gh_i} \quad (5)$$

dimana:

$a_i$  = luasan lubang keluar

$g$  = percepatan gravitasi

$h_i$  = level air pada tangki

Sehingga didapat persamaan:

$$A_i \frac{dh_i}{dt} = -a_i \sqrt{2gh_i} + q_{in} \quad (6)$$

$$q_{pump_i} = k_i u_i \quad (7)$$

*Setting* parameter pengendali didapatkan dengan menggunakan Metode Ziegler-Nichols yang merupakan sebuah metode standar dalam sistem pengendalian. Namun pada sistem *multiloop*, *tuning* pengendali lebih sulit dilakukan karena adanya interaksi antar *control loop*. Karena Ziegler-Nichols hanya berfungsi dengan baik untuk pengendali individual pada *single loop*, maka perlu dilakukan *detuning* pengendali dengan cara yang disarankan oleh Mc Avoy. Gain pengendali harus dikurangi dengan menggunakan harga *relative gain*-nya. Dalam proses pengendalian biasanya juga digunakan beberapa Metode *Tuning* selain dengan menggunakan Metode Ziegler-Nichols dan Mc Avoy untuk memperoleh parameter pengendalian. Metode tersebut yaitu *Biggest Log-Modulus* (BLT) *tuning* yang diusulkan oleh Luyben (1996). Salah satu cara untuk mengimbangi interaksi *loop* adalah dengan menggunakan faktor *detuning* untuk setiap *control loop*. Jika sebuah model proses MIMO tersedia, beberapa skema *detuning* untuk pengendali *Proportional Integral* (PI) yang terdesentralisasi juga tersedia berdasarkan analisis domain frekuensi.

## 2. METODE PENELITIAN

### 2.1 Membuat Model Matematika dan Menetapkan Spesifikasi *Quadruple Tank*

Model matematika *Quadruple tank* sebagai berikut:

Persamaan neraca massa

Tangki 1:

$$A_1 \frac{dh_1}{dt} = \gamma_1 k_1 u_1 + a_3 \sqrt{2gh_3} + a_2 \sqrt{2g(h_2 - h_1)} - a_1 \sqrt{2gh_1} \quad (8)$$

Tangki 2:

$$A_2 \frac{dh_2}{dt} = a_4 \sqrt{2gh_4} + \gamma_2 k_2 u_2 - a_2 \sqrt{2g(h_2 - h_1)} - a_2 \sqrt{2gh_2} \quad (9)$$

Tangki 3:

$$A_3 \frac{dh_3}{dt} = (1 - \gamma_2) k_2 u_2 - a_3 \sqrt{2gh_3} - a_3 \sqrt{2g(h_3 - h_4)} \quad (10)$$

Tangki 4 :

$$A_4 \frac{dh_4}{dt} = (1 - \gamma_1)k_1u_1 + a_3\sqrt{2g(h_3 - h_4)} - a_4\sqrt{2gh_4} \quad (11)$$

Persamaan neraca energi

Tangki 1:

$$A_1\rho C \frac{dh_1T_9}{dt} = W_3\rho C(T_3 - T_{ref}) + W_7\rho C(T_7 - T_{ref}) + W_{11}\rho C(T_{10} - T_{ref}) + Q_1 - W_9\rho C(T_9 - T_{ref}) \quad (12)$$

Tangki 2:

$$A_2\rho C \frac{dh_2T_{10}}{dt} = W_5\rho C(T_5 - T_{ref}) + W_8\rho C(T_8 - T_{ref}) + Q_2 - W_{11}\rho C(T_{10} - T_{ref}) - W_{10}\rho C(T_{10} - T_{ref}) \quad (13)$$

Untuk menghitung laju alir pompa, digunakan persamaan berikut ini:

Laju alir pompa 1:

$$U_1 = \frac{\gamma_2(a_1\sqrt{2gh_1} + a_3\sqrt{2g(h_3 - h_4)} - a_2\sqrt{2g(h_2 - h_1)})}{\gamma_1\gamma_2 - (1 - \gamma_1)(1 - \gamma_2)} \quad (14)$$

$$U_1 = \frac{-(1 - \gamma_2)(a_2\sqrt{2gh_2} - a_3\sqrt{2g(h_3 - h_4)} + a_2\sqrt{2g(h_2 - h_1)})}{\gamma_1\gamma_2 - (1 - \gamma_1)(1 - \gamma_2)}$$

Laju alir pompa 2:

$$U_2 = \frac{\gamma_1(a_2\sqrt{2gh_2} - a_3\sqrt{2g(h_3 - h_4)} + a_2\sqrt{2g(h_2 - h_1)})}{\gamma_1\gamma_2 - (1 - \gamma_1)(1 - \gamma_2)} \quad (15)$$

$$U_2 = \frac{-(1 - \gamma_1)(a_1\sqrt{2gh_1} + a_3\sqrt{2g(h_3 - h_4)} - a_2\sqrt{2g(h_2 - h_1)})}{\gamma_1\gamma_2 - (1 - \gamma_1)(1 - \gamma_2)}$$

## 2.2 Membuat Simulasi Proses *Quadruple Tank*

Simulasi menggunakan *Software NI LabView 2013* dengan langkah simulasi sebagai berikut:

- Membuat blok diagram model proses *Quadruple Tank* pada *Control and Simulation Loop* secara *closed loop*.
- Simulasi sistem proses yang telah dibuat.
- Menganalisa hasil yang didapatkan.

## 2.3 Identifikasi Transfer Fungsi Menggunakan *Step Test*

Transfer fungsi dari proses *quadruple tank* diperoleh dengan cara melakukan identifikasi pada saat sistem dalam keadaan *open loop* (Seborg et al., 2011). Perubahan *step* yang dilakukan sebesar 5%.

#### 2.4 Analisa Interaksi Menggunakan Metode *Relative Gain Array (RGA)*

Analisa interaksi menggunakan metode RGA bertujuan untuk mendapatkan konfigurasi *pairing* yang tepat untuk sistem MIMO 4x4. Rumus RGA yang digunakan:

$$\lambda = K \otimes [K^{-1}]^T \quad (16)$$

Dimana  $\lambda$  adalah elemen matriks dari  $\lambda_{ij}$  dan operator  $\otimes$  menunjukkan produk dua matriks (perkalian elemen).

#### 2.5 Tuning Parameter Menggunakan Metode *Ziegler-Nichols* kemudian di *Detuning* Menggunakan Metode *BLT* dan *Mc Avoy*

*Setting* parameter pengendali didapatkan dengan menggunakan metode Ziegler-Nichols. Metode ini mudah digunakan dan memberikan hasil yang sesuai untuk beberapa *loop*. Dimana untuk pengendali PID harga  $K_c$  setelah *tuning* merupakan 0,6 dari harga  $K_c$  sebelumnya:

$$K_c = 0,6 K_{cu} \quad (17)$$

$$\tau_I = \frac{P_u}{2} \quad (18)$$

$$\tau_D = \frac{P_u}{8} \quad (19)$$

Metode BLT melibatkan empat langkah berikut:

1. Menghitung *setting* parameter dengan metode Ziegler-Nichols untuk setiap *loop*. Gain utama dan frekuensi tertinggi  $\omega_u$ , masing-masing fungsi transfer diagonal  $G_{jj(s)}$  dihitung dengan cara *Single Input Single Output (SISO)* klasik. Untuk melakukan perhitungan numeric ini, nilai frekuensi  $\omega_u$  bisa diduga (*trial error*). Sudut fase dihitung, dan frekuensi bervariasi untuk menemukan titik di mana *plot Nyquist*  $G_{jj(i\omega)}$  melewati sumbu negatif (sudut

fase adalah  $-180^\circ$ ). Frekuensi di mana ini terjadi adalah  $\omega_u$ . Kebalikan dari bagian nyata dari  $G_{jj(i\omega)}$  adalah *ultimate gain*.

2. Sebuah *detuning* faktor  $F$  diasumsikan.  $F$  harus selalu lebih besar dari 1. Nilai terbaiknya adalah antara 1,5 dan 4. Perolehan dari semua *feedback controller*  $K_{ci}$  dihitung dengan membagi Ziegler-Nichols *Gain*  $K_{ZNi}$  oleh faktor  $F$ .

$$K_{Ci} = \frac{K_{ZNi}}{F} \quad (20)$$

Dimana:  $K_{Ci} = \frac{K_{ui}}{2,2}$

Kemudian  $\tau_{li}$  dihitung dengan cara mengalikan  $\tau_{ZNi}$  dari perhitungan Ziegler-Nichols oleh faktor  $F$  yang sama.

$$\tau_{li} = \tau_{ZNi} \times F \quad (21)$$

Dimana :  $\tau_{ZNi} = \frac{2\pi}{1,2\omega_{ui}}$

Faktor  $F$  dapat dianggap sebagai faktor *detuning* yang berlaku untuk semua *loop*. Semakin besar nilai  $F$ , sistem akan lebih stabil, tetapi akan lebih lambat dalam mencapai *set point*. Metode ini menghasilkan pengaturan yang memberikan alasan yang masuk akal antara stabilitas dan kinerja dalam sistem multivariabel.

3. Menggunakan nilai  $F$  yang ditrial *error* dan menghasilkan pengaturan pengendalian, sebuah *plot Nyquist* yang multivariabel dari fungsi skalar terbentuk. Semakin dekat jarak garis ini ke titik  $(-1,0)$ , semakin dekat sistem ini terhadap ketidakstabilan. Oleh karena itu kuantitas  $W/(1+W)$  akan mirip dengan fungsi transfer *closedloop servo* untuk *loop SISO*  $G, B/(1 + G, B)$ . Oleh karena itu, berdasarkan intuisi dan alasan yang empiris, didefinisikan

sebuah *closed loop* multivariabel log modulus  $L_{cm}$ ,

$$L_{cm} = 20 \log \left| \frac{W}{1+W} \right| \quad (22)$$

Puncak dalam plot  $L_{cm}$  di seluruh rentang frekuensi adalah *Biggest Log Modulus*,  $L_{cm}^{\max}$ .

4. Faktor F yang bervariasi hingga  $L_{cm}^{\max}$  sama dengan  $2N$ , di mana N adalah urutan sistem. Untuk  $N=1$ , kasus SISO, diperoleh +2 dB maksimum untuk kriteria log modulus pada sistem *closed loop*. Untuk sistem  $2 \times 2$ , nilai +4 dB dari  $L_{cm}^{\max}$  digunakan, untuk  $3 \times 3$ , 6 dB, dan seterusnya. Kriteria yang secara empiris ditentukan ini telah diuji pada sejumlah besar kasus dan memberikan kinerja yang masuk akal, yang sedikit konservatif.

Rumus yang digunakan pada Metode *Detuning* Mc Avoy ditampilkan pada Persamaan 23.

$$K_{ci} = \begin{cases} (\lambda - \sqrt{\lambda^2 - \lambda}) * K_{CZN}, \lambda > 1 \\ |\lambda + \sqrt{\lambda^2 - \lambda}| * K_{CZN}, \lambda > 1 \end{cases} \quad (23)$$

## 2.6 Simulasi *Quadruple Tank Closed Loop*

Parameter *controller* dari hasil *tuning* pada langkah sebelumnya digunakan untuk simulasi *closed loop*. Simulasi dilakukan dengan memberi perubahan pada *set point*.

## 2.7 Analisa Performa Sistem Pengendalian Menggunakan IAE (*Integral Absolute Error*)

Rumus IAE yang digunakan :

$$IAE = \int_0^{\infty} |e(t)| dt \quad (24)$$

dimana sinyal error  $e(t)$  adalah perbedaan antara *set point* dan pengukuran (*measurement*).

## 3. HASIL DAN DISKUSI

### 3.1 Simulasi *Steady State*

Sebelum melakukan simulasi terhadap sistem *quadruple tank*, spesifikasi dan parameter proses ditetapkan terlebih dahulu.

**Tabel 1.** Spesifikasi Model *Quadruple Tank*

Spesifikasi	Nilai
Tinggi tangki	50 cm
Diameter tangki	20 cm
Luas alas tangki	314,3 cm <sup>2</sup>
Diameter lubang pipa bawah	0,925 cm
Diameter lubang pipa samping	0,683 cm
Luas permukaan lubang pipa bawah	0,6723 cm <sup>2</sup>
Luas permukaan lubang pipa samping	0,3665 cm <sup>2</sup>

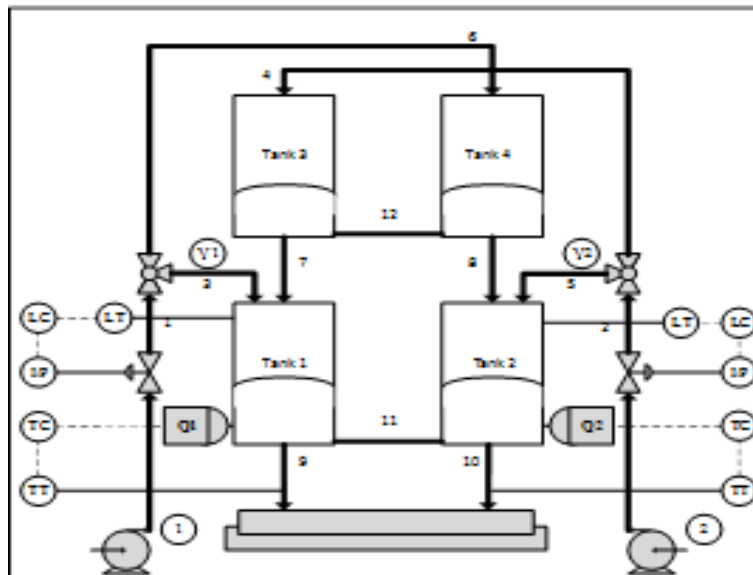
Sistem terdiri dari empat buah tangki dengan ukuran diameter dan tinggi yang sama. Pipa keluaran tangki dari bagian bawah memiliki diameter 0,925 cm. Terdapat interaksi secara horizontal antara tangki 1 dan 2 serta tangki 3 dan 4 yang dihubungkan oleh pipa dengan ukuran lebih kecil dibanding ukuran pipa keluaran bagian bawah. Selanjutnya dilakukan penetapan parameter proses sebagaimana tertera pada Tabel 2. Nilai tersebut digunakan dalam perhitungan neraca massa dan neraca energi.

**Tabel 2.** Parameter Proses

Parameter Proses	Besaran	Nilai
Massa Jenis	$\rho$	1000 kg/m <sup>3</sup>

Parameter Proses	Besaran	Nilai
Percepatan	g	9,8 m/s <sup>2</sup>
Gravitasi		
Kapasitas Panas air	C <sub>p</sub>	4220 J/kg K
Suhu referensi	T <sub>ref</sub>	0 °C
Suhu air	T <sub>freshwater</sub>	303 K
Konstanta pompa	k <sub>1</sub> =k <sub>2</sub>	1

Skema *quadruple tank* pada proses simulasi dengan menggunakan NI LabView dapat dilihat pada Gambar 1. *Quadruple tank* saling berinteraksi, dimana laju alir pompa 1 (U<sub>1</sub>) terbagi menjadi 2 aliran yaitu aliran 3 dan 4 dengan rasio  $\gamma_1$ . Sama halnya dengan laju alir pompa 2 (U<sub>2</sub>) terbagi menjadi aliran 5 dan 6 dengan rasio  $\gamma_2$ . Aliran 4 mengisi tangki 4 dan aliran 6 mengisi tangki 3.



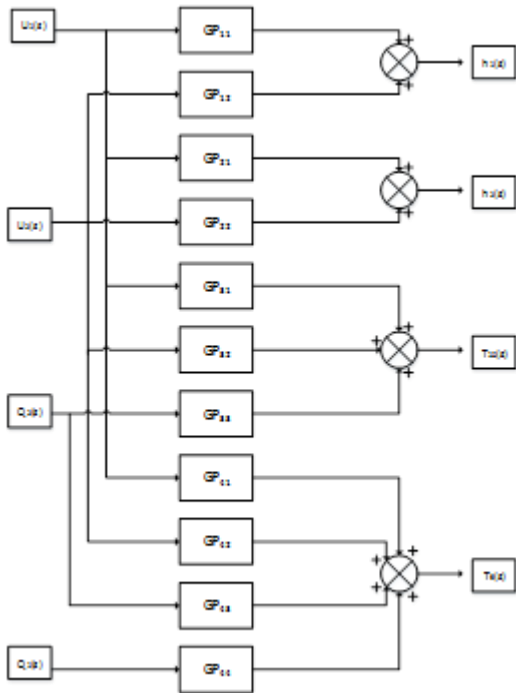
Gambar 1. Skema *Quadruple Tank* pada Simulasi NI LabView 2013

Pada sistem ini, variabel yang dikendalikan yaitu level air pada tangki 1 dan 2 ( $h_1$  &  $h_2$ ) serta temperatur air keluar tangki 1 dan 2 ( $T_9$  &  $T_{10}$ ). Sedangkan variabel yang dimanipulasi yaitu laju alir ( $U_1$  &  $U_2$ ) serta panas yang diberikan ( $Q_1$  &  $Q_2$ ). Sehingga sistem menjadi MIMO 4×4. Diagram blok MIMO 4×4 pada sistem *quadruple tank* tertera pada Gambar 2. Kondisi *steady state* pada proses simulasi tertera pada Tabel 3.

Tabel 3. Kondisi *Steady State*

Variabel	Nilai
$\gamma_1 = \gamma_2$	0,7

Variabel	Nilai
$h_1$	0,250 m
$h_2$	0,255 m
$h_3$	0,023 m
$h_4$	0,022 m
$T_9$	40 °C
$T_{10}$	40 °C
$U_1$	0,13 L/s
$U_2$	0,17 L/s
$Q_1$	5796 J/s
$Q_2$	6827 J/s



**Gambar 2.** Blok Diagram Sistem *Quadruple Tank*

### 3.2 Identifikasi Transfer Fungsi dan Analisa Interaksi

Identifikasi transfer fungsi dilakukan dengan memberikan *step* sebesar 5% pada sistem *open loop* setelah mencapai keadaan *steady*. *Step test* dilakukan pada  $t=200s$  diberikan *disturbance* dengan mengubah *input signal*. *Input signal* yang diubah adalah  $U_1$ ,  $U_2$ ,  $Q_1$ , dan  $Q_2$ .

Perubahan laju alir ( $U_2$ ) mempengaruhi semua variabel kontrol, level tangki 1 mengalami kenaikan karena adanya penambahan aliran dari tangki 2 menuju tangki 1. Selain itu, penambahan air dengan suhu yang lebih rendah ke dalam tangki 2 mengakibatkan temperatur pada tangki 1 dan 2 menurun. Begitu pula dengan perubahan laju alir ( $U_1$ ) yang mempengaruhi semua variabel kontrol.

Selanjutnya perubahan  $Q_1$  dan  $Q_2$  tidak mempengaruhi variabel  $h_1$  dan  $h_2$ , karena kenaikan temperatur tidak ada

kaitannya dengan level tangki 1 dan 2. Namun, kenaikan  $Q_2$  mempengaruhi variabel  $T_9$  karena aliran berjalan dari tangki 2 yang membawa aliran panas menuju tangki 1 sehingga temperatur tangki 1 ( $T_9$ ) naik, sedangkan perubahan  $Q_1$  hanya mempengaruhi variabel kontrol  $T_9$ . Dengan demikian, matriks transfer Fungsi yang didapat yaitu:

$$\begin{bmatrix} h_1(s) \\ h_2(s) \\ T_{10}(s) \\ T_9(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} Gp_{11} & Gp_{12} & 0 & 0 \\ Gp_{21} & Gp_{22} & 0 & 0 \\ Gp_{31} & Gp_{32} & Gp_{33} & 0 \\ Gp_{41} & Gp_{42} & Gp_{43} & Gp_{44} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} U_1(s) \\ U_2(s) \\ Q_2(s) \\ Q_1(s) \end{bmatrix} \quad (25)$$

Berdasarkan hasil *step test*, matriks transfer fungsi sistem *quadruple tank* 4x4 yang didapat yaitu:

$$G_p = \begin{bmatrix} \frac{30,18e^{-0,98s}}{109,98s+1} & \frac{26,04e^{-4,98s}}{127,98s+1} & 0 & 0 \\ \frac{26,37e^{-4,98s}}{126,98s+1} & \frac{30,62e^{-0,98s}}{108,98s+1} & 0 & 0 \\ -\frac{177,52e^{-15,98s}}{64,98s+1} & -\frac{815,11e^{-0,98s}}{53,98s+1} & \frac{1,47e^{-0,98s}}{49,98s+1} & 0 \\ -\frac{912,94e^{-0,98s}}{58,98s+1} & -\frac{258,45e^{-12,98s}}{82,98s+1} & \frac{0,12e^{-29,98s}}{110,98s+1} & \frac{1,59e^{-0,98s}}{50,98s+1} \end{bmatrix} \quad (26)$$

Selanjutnya analisis interaksi dilakukan untuk menentukan pasangan konfigurasi yang tepat. Karena dengan konfigurasi yang tepat dapat meminimalisir adanya interaksi antar variabel. Hasil perhitungan dengan Metode RGA yaitu:

$$\lambda = \begin{bmatrix} 3,9 & -2,9 & 0 & 0 \\ -2,9 & 3,9 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 1 \end{bmatrix} \quad (27)$$

Hasil Metode RGA menganjurkan untuk memilih variabel-variabel yang memiliki harga elemen RGA yang positif dan



mendekati 1, maka *pairing* yang dipilih adalah:

$$\begin{matrix} h_1-U_1 & h_2-U_2 \\ T_9-Q_1 & T_{10}-Q_2 \end{matrix}$$

### 3.3 Analisa Respon Controller PI-PID

Parameter pengendali PI (untuk level) dan PID (untuk temperatur) dicari menggunakan *Tuning* Ziegler-Nichols dengan hasil pada Tabel 4.

**Tabel 4.** Parameter Pengendali PI-PID dengan *Tuning* Ziegler-Nichols

Pairing	Parameter		PI dan PID			
	$\omega_c$	$K_{cu}$	$\omega_c$	$K_{cu}$		
$h_1 - U_1$	1,6	5,8	3,9	2,6	3,3	-
$h_2 - U_2$	1,6	5,7	3,9	2,6	3,3	-
$T_{10}-Q_2$	1,6	55	3,9	33	2	0,5
$T_9-Q_1$	1,6	52	3,9	31	2	0,5

Selanjutnya dari hasil *Tuning* Ziegler-Nichols dilakukan *detuning* menggunakan Metode BLT dan Mc Avoy.

#### 3.3.1 Detuning BLT

Pada pengendali PI dilakukan perhitungan parameter dengan menggunakan Metode Ziegler-Nichols dengan *Detuning* BLT didapatkan parameter seperti tertera pada Tabel 5.

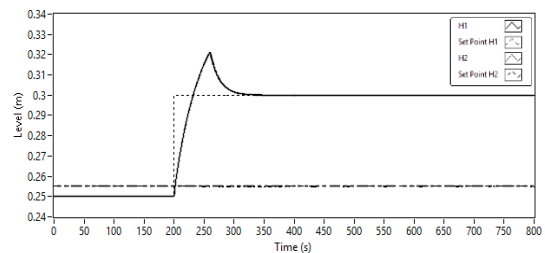
**Tabel 5.** Parameter Pengendali PI dengan *Detuning* BLT

Pairing	$K_{ZNI}$	$\tau_{ZNI}$	$K_C$	$\tau_I$
$h_1 - U_1$	2,7	3,3	0,6	15,5
$h_2 - U_2$	2,6	3,3	0,6	15,5
$T_{10}-Q_2$	25	3,3	5,3	15,5

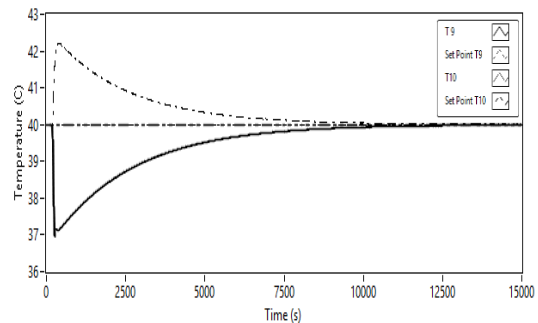
Parameter yang telah didapatkan digunakan untuk simulasi *closed loop*. Pada awal simulasi, sistem telah stabil

sesuai kondisi *steady state*. Selanjutnya dilakukan perubahan *set point* pada setiap variabel *control* guna menguji kehandalan *controller*. Perubahan *set point* dilakukan pada waktu simulasi mencapai 200 detik. Perubahan tersebut dilakukan pada masing–masing variabel *control*  $h_1$ ,  $h_2$ ,  $T_9$ , dan  $T_{10}$ , artinya salah satu variabel dilakukan perubahan *set point* kemudian dilakukan analisis respon terhadap variabel *control* yang lain.

Pertama dilakukan perubahan *set point* pada variabel  $h_1$ , respon proses kemudian di plot ke dalam bentuk grafik, sehingga dapat diamati pada Gambar 3. Simulasi dilakukan pada sistem *closed loop*, yaitu sistem yang telah dipasang *controller*. Sistem diberikan perubahan *set point* pada level  $h_1$  sebesar 20% yaitu dari 0,25m ke 0,3m pada detik ke-200.



(a)

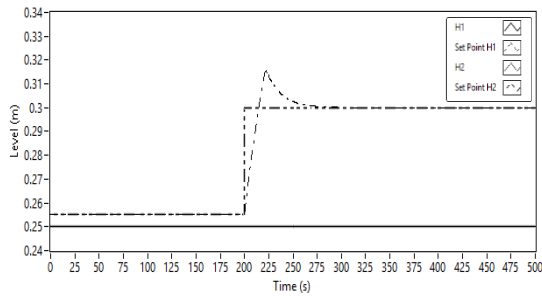


(b)

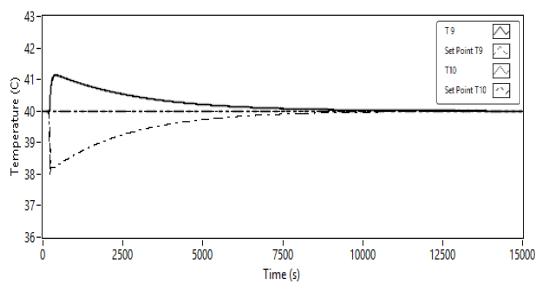
**Gambar 3.** Hasil Simulasi (a) Level dan (b) Temperatur terhadap Perubahan *Set Point*  $h_1$

Berdasarkan grafik pada Gambar 3a, level  $h_1$  dapat mencapai *set point* pada

detik ke-343. Selanjutnya perubahan *set point* juga dilakukan pada level  $h_2$  dari 0,255m ke 0,3m pada detik ke-200.



(a)



(b)

**Gambar 4.** Hasil Simulasi (a) Level dan (b) Temperatur terhadap Perubahan *Set Point*  $h_2$

Grafik pada Gambar 4a menunjukkan level  $h_2$  dapat mencapai *set point* pada detik ke-312. Hasil simulasi pada perubahan *set point*  $h_2$  dapat diamati pada Gambar 4.

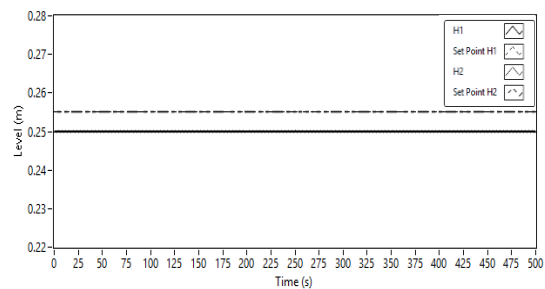
Adanya perubahan *set point* pada level  $h_1$  maupun  $h_2$  ternyata berpengaruh pada pengendalian temperatur. Dari grafik hasil simulasi pada Gambar 3b dapat diamati bahwa ketika dilakukan perubahan *set point* pada  $h_1$ , maka temperatur tangki 1 ( $T_9$ ) terjadi penurunan sebesar 3°C sebagai akibat bertambahnya jumlah *freshwater* yang masuk. Sedangkan pada tangki 2 ( $T_{10}$ ) terjadi kenaikan temperatur sebesar 2°C sebagai akibat bertambahnya aliran air panas dari tangki 1 ke tangki 2.

Sama halnya ketika dilakukan perubahan *set point* pada  $h_2$ . Berdasarkan

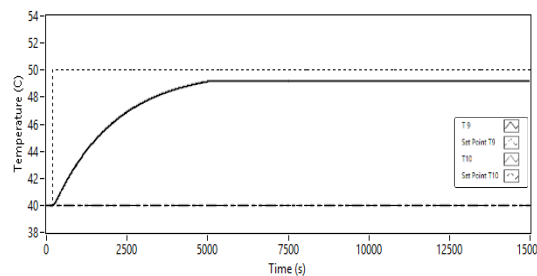
analisa grafik pada Gambar 4b, terjadi kenaikan temperatur pada tangki 1 ( $T_9$ ) sebesar 1°C karena adanya penambahan aliran air panas dari tangki 2 ke tangki 1. Sedangkan pada tangki 2 ( $T_{10}$ ) terjadi penurunan temperatur sebesar 2°C karena jumlah *fresh water* yang masuk bertambah.

Naik dan turunnya temperatur pada kedua tangki dapat teratasi dengan baik oleh pengendali PI, hal tersebut dapat dilihat dari temperatur  $T_9$  dan  $T_{10}$  yang mencapai *set point* tanpa adanya *offset*. Sehingga dapat dikatakan bahwa pengendali temperatur pada sistem ini bekerja dengan baik, namun membutuhkan waktu yang sangat lama untuk mencapai *set point*.

Simulasi dilanjutkan dengan melakukan perubahan *set point* pada temperatur di tangki 1 ( $T_9$ ). Hasil simulasi untuk perubahan *set point* pada  $T_9$  dapat dilihat pada Gambar 5.



(a)

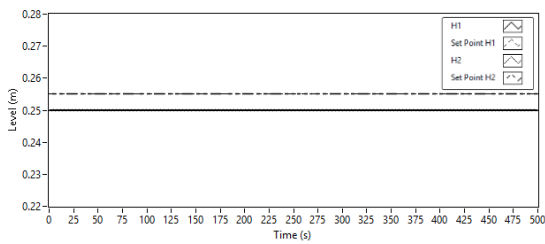


(b)

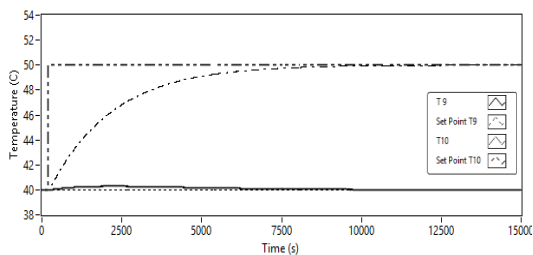
**Gambar 5.** Hasil Simulasi (a) Level dan (b) Temperatur terhadap Perubahan *Set Point*  $T_9$

Sistem diberi perubahan *set point* pada temperatur di tangki 1 ( $T_9$ ) dari  $40^\circ\text{C}$  ke  $50^\circ\text{C}$  pada waktu simulasi 200 detik. Berdasarkan hasil simulasi pada Gambar 5b, respons proses mengalami *error steady state* pada detik ke-4945. Hal ini terjadi karena adanya interaksi secara horizontal antara tangki 1 dan tangki 2 dengan level tangki 1 lebih rendah dari level tangki 2 yang menyebabkan air mengalir dari tangki 2 ke tangki 1. Saat temperatur di tangki 1 dinaikkan, temperatur tidak bisa mencapai *set point* baru karena tangki 1 mendapat *supply freshwater* terus menerus dari tangki 2.

Hasil simulasi untuk perubahan *set point* pada  $T_{10}$  dapat dilihat pada Gambar 6. Namun, ketika dilakukan perubahan *set point* pada tangki 2 ( $T_{10}$ ) dari  $40^\circ\text{C}$  ke  $50^\circ\text{C}$  pada waktu yang sama. Gambar 6b menunjukkan respons proses dapat mencapai *set point* pada detik ke-14139. Interaksi antar tangki 1 dan 2 tidak berpengaruh karena level tangki 2 lebih tinggi daripada level tangki 1.



(a)



(b)

**Gambar 6.** Hasil Simulasi (a) Level dan (b) Temperatur Terhadap Perubahan *Set Point*  $T_{10}$

Adanya perubahan *set point* pada temperatur ( $T_9$  dan  $T_{10}$ ) tidak menyebabkan gangguan pada pengendali level yang ditunjukkan oleh Gambar 5a dan 6a. Karena tidak ada interaksi antara  $Q_1$  dan  $Q_2$  dengan  $h_1$  dan  $h_2$ . Sehingga ketika dilakukan perubahan *set point* temperatur, maka tidak ada perubahan pada level. Respons proses tetap stabil pada *set point* awal.

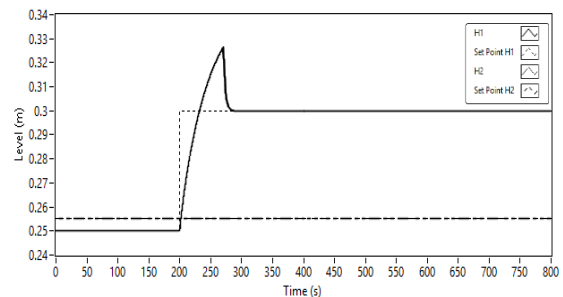
### 3.3.2 Detuning Mc Avoy

Selain dilakukan *detuning* dengan Metode BLT, pada penelitian ini juga dilakukan *detuning* parameter pengendali dengan Metode Mc Avoy sebagai pembandingan. Hasil *detuning* dengan Metode Mc Avoy tertera pada Tabel 6.

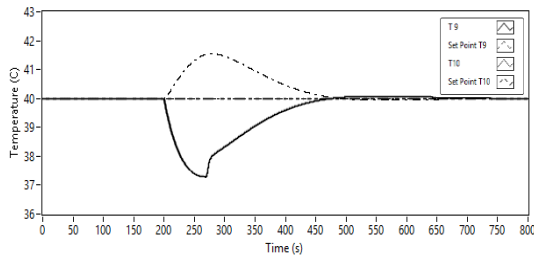
**Tabel 6.** Parameter Pengendali PI–PID dengan *Detuning* Mc Avoy

Pairing	Kc	$\tau_i$	$\tau_D$
$h_1 - U_1$	1,41	3,26	-
$h_2 - U_2$	1,38	3,26	-
$T_{10} - Q_2$	17,71	1,95	0,49
$T_9 - Q_1$	16,66	1,95	0,49

Sama halnya dengan simulasi pada Metode BLT, Metode Mc Avoy juga dilakukan perubahan *set point* pada waktu simulasi mencapai 200 detik. Pertama dilakukan perubahan *set point*  $h_1$ , respon proses dapat diamati pada Gambar 7.



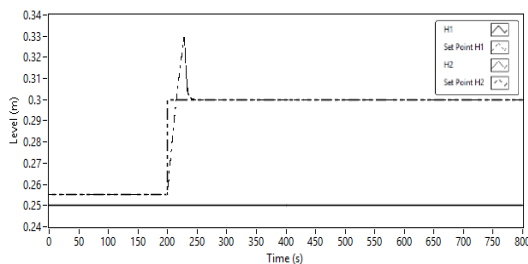
(a)



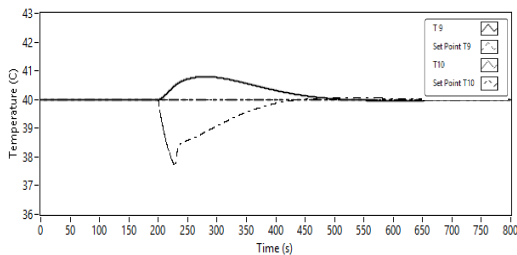
(b)

**Gambar 7.** Hasil Simulasi (a) Level dan (b) Temperatur Terhadap Perubahan Set Point  $h_1$

Pada proses tersebut diberikan perubahan *set point* pada level ( $h_1$ ) dari 0,25m ke 0,3m pada waktu simulasi 200 detik. Berdasarkan hasil simulasi pada Gambar 7a, respons proses dapat mencapai *set point* tanpa adanya *offset* pada detik ke-290. Sama halnya ketika dilakukan perubahan *set point* pada level  $h_2$  dari 0,255m ke 0,3m pada waktu yang sama. Hasil pada Gambar 8a menunjukkan respons proses dapat mencapai *set point* tanpa adanya *offset* pada detik ke-248. Hasil simulasi pada perubahan *set point*  $h_2$  dapat diamati pada Gambar 8.



(a)

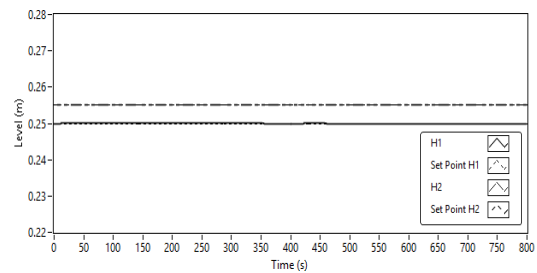


(b)

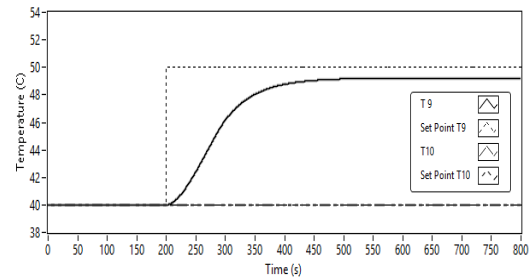
**Gambar 8.** Hasil Simulasi Pengendali (a) Level dan (b) Temperatur Terhadap Perubahan Set Point  $h_2$

Temperatur juga mengalami gangguan saat diberikan perubahan *set point* pada level. Berdasarkan grafik hasil simulasi pada Gambar 7b menunjukkan bahwa ketika dilakukan perubahan *set point* pada  $h_1$ , temperatur tangki 1 ( $T_9$ ) mengalami penurunan sebesar 3°C, sedangkan pada tangki 2 ( $T_{10}$ ) mengalami kenaikan sebesar 2°C. Hal tersebut juga terjadi ketika dilakukan perubahan *set point* pada  $h_2$ . Hasil grafik pada Gambar 8b, temperatur tangki 1 ( $T_9$ ) mengalami kenaikan sebesar 1°C, sedangkan temperatur tangki 2 ( $T_{10}$ ) mengalami penurunan temperatur sebesar 2°C.

Selanjutnya dilakukan simulasi dengan memberikan perubahan *set point* pada  $T_9$ . Hasil simulasi untuk perubahan *set point* pada  $T_9$  dapat dilihat pada Gambar 9.



(a)

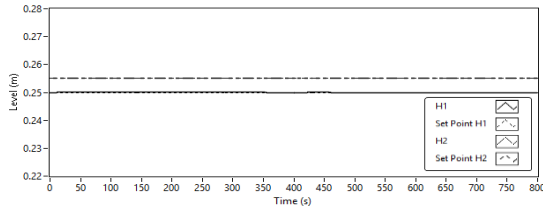


(b)

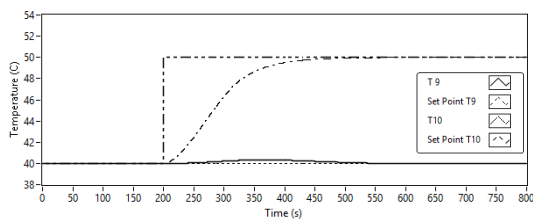
**Gambar 9.** Hasil Simulasi Pengendali (a) Level dan (b) Temperatur Terhadap Perubahan Set Point  $T_9$

Berdasarkan hasil simulasi pada Gambar 9b, respons proses mengalami *error steady state* pada detik ke-448.

Hasil simulasi pada perubahan *set point*  $T_{10}$  dapat diamati pada Gambar 10. Lain halnya dengan hasil respon Gambar 9b yang mengalami *error steady state*, hasil respon Gambar 10b dapat mencapai *set point* pada detik ke-429.



(a)



(b)

**Gambar 10.** Hasil Simulasi (a) Level dan (b) Temperatur Terhadap Perubahan *Set Point*  $T_{10}$

Level  $h_1$  maupun  $h_2$  (Gambar 9a dan 10a) tidak mengalami gangguan ketika diberi perubahan *set point* pada temperatur ( $T_9$  dan  $T_{10}$ ). Hal ini sama dengan hasil pada simulasi dengan Metode BLT. Respons level tetap stabil pada *set point* awal.

Tahap terakhir dari penelitian ini adalah melakukan analisis performa sistem pengendalian menggunakan perbandingan nilai IAE. Respon yang baik adalah yang memiliki nilai IAE paling kecil. Nilai IAE hasil simulasi tertera pada Tabel 5. Berdasarkan nilai IAE, Metode *Detuning* Mc Avoy menunjukkan nilai IAE yang lebih kecil daripada Metode *Detuning* BLT, baik pada pengendali level maupun temperatur.

Pada pengendali level, nilai IAE sangat kecil sehingga dapat dikatakan

bahwa pengendali dengan *Detuning* Mc Avoy mampu mengatasi gangguan pada level sistem *quadruple tank*.

Pada pengendali temperatur, nilai IAE pada *Detuning* Mc Avoy masih tergolong besar meskipun tidak sebesar nilai IAE pada *Detuning* BLT. Hal ini karena kecepatan respon pengendali temperatur terhadap adanya gangguan masih lamban. Pada Gambar 9b dan 10b menunjukkan bahwa temperatur membutuhkan waktu yang cukup lama untuk mencapai *set point*.

**Tabel 7.** Nilai dari IAE pada Respon *Closed Loop* Sistem *Quadruple Tank*

Perubahan <i>Set point</i>	<i>Detuning</i> BLT			
	PI (level)		PI (temperatur)	
	$h_1$	$h_2$	$T_9$	$T_{10}$
$h_1$	2,06	0,23	7922,3	5694,6
$h_2$	0,51	0,68	3270,1	4659,2
$T_9$	0,28	0,06	25761,2	24066
$T_{10}$	0,28	0,06	1510,2	20118,4

Perubahan <i>Set point</i>	<i>Detuning</i> Mc Avoy			
	PI (level)		PID (temperatur)	
	$h_1$	$h_2$	$T_9$	$T_{10}$
$h_1$	1,33	2,9E-04	322,12	230,36
$h_2$	2,2E-04	0,63	134,16	193,74
$T_9$	2,3E-08	1,4E-08	12229	0,01
$T_{10}$	2,3E-08	1,4E-08	62,86	917,84

#### 4. KESIMPULAN

Simulasi sistem *quadruple tank* baik *open* maupun *closed loop* dapat berjalan dengan baik dan dapat digunakan untuk menguji kehandalan *controller* PI-PID dengan *Detuning* BLT dan Mc Avoy. Berdasarkan nilai IAE, diperoleh hasil pengendali dengan *Detuning* Mc Avoy lebih unggul dibandingkan pengendali

dengan *Detuning* BLT, baik pada pengendali level maupun temperatur.

#### **DAFTAR PUSTAKA**

Jayaprakash, J., Senthilrajan, T., dan T, H. B. (2014). Analysis of Modelling Methods of Quadruple Tank System, 11552–11565.

Juwari, Renanto, Hisyam, A., dan Rahayu, S. P. (2014). Dynamic Model and Interaction of Modified Quadruple Tanks System.

Luyben, W. L. (1996). Process Modeling, Simulation, and Control for Chemical Engineers.

Seborg, D., Edgar, T., Mellicamp, D., dan Doyle III, F. (2011). Process Dynamics and Control. *John Wiley & Sons*, 595.

Vijula, P. D. A., Anu, K., P, H. M., dan S, P. P. (2013). Mathematical Modelling of Quadruple Tank System, 3(12), 261–265.