

Perancangan Kendali Silang Pada Sistem Multivariabel Menggunakan Pengendali *Proportional, Integral dan Derivative (PID)*

Ade Elbani

Jurusan Teknik Elektro Fakultas Teknik,
Universitas Tanjungpura Pontianak
E-mail : adeelbani@yahoo.com

Abstract–. Sistem multivariabel merupakan suatu sistem yang memiliki masukan dan keluaran lebih dari satu variabel (*MIMO*). Dalam sistem multivariabel, biasanya terjadi interaksi antara masukan yang satu terhadap keluaran dari masukan yang lainnya, atau sebaliknya. Proses interaksi ini menyebabkan sistem menjadi tidak stabil. Pada sistem pengendalian tangki pencampur, ketinggian air dan suhu air dalam tangki pencampur merupakan variabel yang diinginkan selalu tetap atau stabil dengan mengendalikan besar debit air panas dan air dingin yang masuk ke dalam tangki pencampur.

Pengendali *PID* dengan pengendalian silang (*cross controller*) merupakan salah satu kompensasi yang digunakan untuk menghilangkan interaksi dalam sistem tangki pencampur sehingga keluaran yang berupa ketinggian air dan suhu air dapat dicapai.

Pada penelitian ini, telah di dapat nilai parameter kendali yaitu $K_P = 10$, $K_I = 0,5$ dan $K_D = 3$ serta lokasi pole pada $-3,12e3$, $-0,0033$, dan $-0,0001$ untuk sistem pengendalian ketinggian air serta $K_P = 8$, $K_I = 0,7$ dan $K_D = 2$ serta lokasi pole pada $-835,237$, $-3,84$, $-0,089$ untuk sistem pengendalian suhu air, yang memberikan hasil terbaik sesuai spesifikasi perancangan.

Keywords– Sistem Multivariabel, *PID*, Pengendalian Silang, Ketinggian air, Suhu air, trial and error.

1. Pendahuluan

Saat ini, banyak proses-proses di industri maupun proses yang sering kita jumpai setiap hari merupakan suatu proses yang memiliki banyak variabel (*multivariable process*) yang harus diperhatikan, tidak jarang variabel-variabel tersebut diperlukan dalam kondisi / persyaratan yang khusus seperti ketelitian yang tinggi, nilai yang konstan untuk selang waktu tertentu, nilai yang bervariasi dalam suatu rangkaian tertentu, perbandingan yang tetap antara dua variabel, atau suatu variabel sebagai fungsi dari variabel lainnya. Dalam proses yang melibatkan banyak variabel tersebut, Pengendalian dari sistem menjadi cukup rumit. Hal tersebut dikarenakan adanya kemungkinan interaksi dari variabel yang satu mempengaruhi variabel yang lain ,dan sebaliknya. Jelas semua ini tidak cukup dengan melakukan pengukuran saja, tetapi juga memerlukan suatu cara Pengendalian agar syarat-syarat tersebut dapat dipenuhi. Hal tersebut menjadi sangat penting pada industri-industri yang konsumtif dengan mutu dan produktifitas yang tinggi.

Karena alasan inilah diperkenalkan suatu konsep pengendalian yang disebut sistem kendali otomatis, sehingga pengendalian nilai variabel akan dilakukan dengan lebih teliti dan cepat. Tujuan dari sistem kendali itu sendiri adalah untuk mendapatkan keluaran sesuai dengan yang diinginkan dan menjaganya agar tetap konstan keputusan pemilihan mode pengendali (sistem Pengendali) yang akan dipergunakan pada Pengendalian proses merupakan hal yang harus diperhatikan. Pemilihan mode pengendali dengan mempertimbangkan karakteristik dari suatu proses akan menentukan konstanta mode pengendali yang tepat.

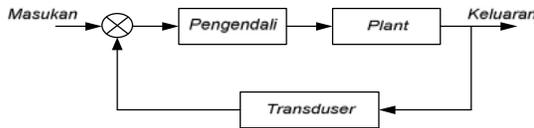
Salah satu mode pengendali yang sering dijumpai adalah mode pengendali *Proportional Integral Differential (PID)*. Mode pengendali *PID* merupakan mode pengendali konvensional yang telah banyak dimanfaatkan oleh industri-industri dan sudah terbukti kemampuannya dalam memperbaiki unjuk kerja (*performance*) sistem.

2. Sistem Pengendalian Proses

Sistem *regulator automatic* dengan keluaran berupa besaran seperti temperatur, tekanan, aliran atau tinggi muka cairan disebut sistem pengendalian proses. Pengendalian proses secara luas digunakan di industri. Pengendalian dengan program seperti pengendalian temperatur air dimana temperatur air dikendalikan sesuai dengan instruksi yang telah diprogram terlebih dahulu tanpa melalui operator. Biasanya sistem seperti ini melakukan proses secara kontinyu untuk mendapatkan keluaran yang sesuai dengan yang diinginkan.

2.1. Sistem Kendali Lup Tertutup

Sistem kendali lup tertutup adalah sistem kendali yang sinyal keluarannya mempunyai pengaruh langsung pada aksi pengendalian. Jadi, sistem lup tertutup adalah sistem kendali berumpan balik. Sinyal kesalahan penggerak, yang merupakan selisih antara sinyal masukan dan sinyal umpan balik (yang dapat berupa sinyal keluaran atau suatu fungsi sinyal keluaran dan turunannya), diumpankan ke pengendali (*controller*) untuk memperkecil kesalahan dan membuat agar keluaran sistem mendekati harga yang diinginkan. Dengan kata lain, lup tertutup berarti menggunakan aksi umpan balik untuk memperkecil kesalahan sistem. Gambar 1 menunjukkan hubungan masukan dan keluaran dari sistem kendali lup tertutup.



Gambar 1. Sistem Kendali Lup Tertutup

2.2. Persamaan Keadaan Sistem Multivariabel

Sistem multivariabel adalah sistem dengan proses yang memiliki variabel masukan dan variabel keluaran lebih dari satu (multi input-multi output, MIMO). Untuk memudahkan analisis model matematis dari sistem dengan proses multivariabel, maka digunakan representasi dalam ruang keadaan (*state space*). Metode ruang keadaan menggunakan notasi aljabar matriks sebagai representasinya.

$$\frac{dx}{dt} = Ax + Bu \quad y = Cx + Du$$

dimana

$$x = \begin{bmatrix} x_1 \\ x_2 \\ \vdots \\ x_n \end{bmatrix} = \text{Vektor keadaan,} \quad u = \begin{bmatrix} u_1 \\ u_2 \\ \vdots \\ u_m \end{bmatrix} = \text{Vektor masukan}$$

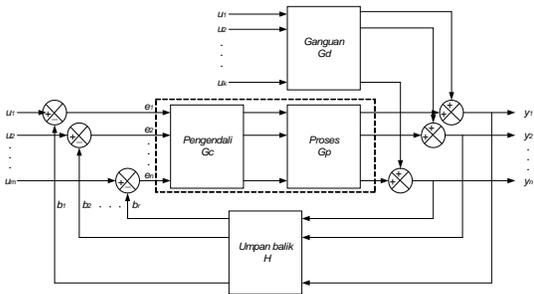
$$d = \begin{bmatrix} d_1 \\ d_2 \\ \vdots \\ d_s \end{bmatrix} = \text{Vektor Masukan Gangguan} \quad y = \begin{bmatrix} y_1 \\ y_2 \\ \vdots \\ y_l \end{bmatrix} = \text{Vektor keluaran}$$

Sedangkan matriks :

$$A = \begin{bmatrix} a_{11} & a_{12} & \dots & a_{1n} \\ a_{21} & a_{22} & \dots & a_{2n} \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ a_{n1} & a_{n2} & \dots & a_{nm} \end{bmatrix} \quad B = \begin{bmatrix} b_{11} & b_{12} & \dots & b_{1m} \\ b_{21} & b_{22} & \dots & b_{2m} \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ b_{n1} & b_{n2} & \dots & b_{nm} \end{bmatrix}$$

$$C = \begin{bmatrix} c_{11} & c_{12} & \dots & c_{1n} \\ c_{21} & c_{22} & \dots & c_{2n} \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ c_{l1} & c_{l2} & \dots & c_{ln} \end{bmatrix} \quad D = \begin{bmatrix} d_{11} & d_{12} & \dots & d_{1k} \\ d_{21} & d_{22} & \dots & d_{2k} \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ d_{l1} & d_{l2} & \dots & d_{lk} \end{bmatrix}$$

dapat berupa konstanta atau variabel yang merupakan fungsi waktu.



Gambar 2. Diagram Blok Sistem Multivariabel

2.3. Matriks Alih Sistem Multivariabel^[7]

Matriks alih $G(s)$ merealisasikan keluaran

$$Y(s) \tag{2.1}$$

dengan masukan

$$U(s) \tag{2.2}$$

Atau

$$Y(s) = G(s)U(s) \tag{2.3}$$

Jika vektor masukan u adalah m dimensi sedangkan vektor keluaran y adalah n dimensi, maka matriks alih tersebut adalah matriks alih $n \times m$. Dalam bentuk uraian, persamaan diatas, dapat ditulis sebagai

$$\begin{bmatrix} y_1 \\ y_2 \\ \vdots \\ y_n \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{11}(s) & G_{12}(s) & \dots & G_{1r}(s) \\ G_{21}(s) & G_{22}(s) & \dots & G_{2r}(s) \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ G_{m1}(s) & G_{m2}(s) & \dots & G_{mr}(s) \end{bmatrix} \begin{bmatrix} u_1 \\ u_2 \\ \vdots \\ u_m \end{bmatrix}$$

Elemen ke (i, j) $G_{ij}(s)$ dari $G(s)$ adalah fungsi alih yang merelasikan keluaran ke i dan masukan ke j . Pada Persamaan-persamaan diatas, serta menunjukkan penyajian ruang keadaan dari sistem, dimana x adalah vektor keadaan, u adalah masukan, dan y adalah keluaran. Transformasi laplace dari kedua persamaan tersebut adalah

$$sX(s) - x(0) = AX(s) + BU(s) \tag{2.4}$$

$$Y(s) = CX(s) + DU(s) \tag{2.5}$$

dan fungsi alih didefinisikan sebagai perbandingan transformasi laplace dari keluaran dan transformasi laplace dari masukan dengan syarat awal nol, maka kita anggap bahwa $x(0)$ pada persamaan (2.4) adalah nol. Dengan mensubstitusikan

$$X(s) = (sI - A)^{-1}BU(s)$$

ke dalam persamaan (2.5), diperoleh

$$Y(s) = [C(sI - A)^{-1}B + D]U(s) \tag{2.6}$$

Dengan membandingkan Pers (2.6) dengan Persamaan (2.3), dapat dilihat bahwa

$$G(s) = C(sI - A)^{-1}B + D \tag{2.7}$$

Ini merupakan ekspresi matriks alih dalam bentuk A, B, C dan D .

Untuk mendapatkan matriks alih lup tertutup seperti pada Gambar (2), dimana sistem mempunyai multi masukan-multi keluaran. Matriks alih lintasan umpan maju adalah $G_o(s)$ sedangkan matriks alih lintasan umpan balik adalah $H(s)$.

$$B(s) = H(s)Y(s), \text{ atau } B(s) = H(s)G_o(s)E(s)$$

maka diperoleh bahwa matriks alih antara $B(s)$ dan $E(s)$ adalah $H(s)G_o(s)$. Matriks alih elemen-elemen yang terhubung seri (*cascade*) merupakan hasil perkalian dari matriks alih masing-masing elemennya. Matriks alih lup tertutup diperoleh sebagai berikut :

$$Y(s) = G_o(s)[U(s) - B(s)]$$

$$= G_o(s)[U(s) - H(s)Y(s)]$$

maka diperoleh

$$[I + G_o(s)H(s)] = G_o(s)U(s),$$

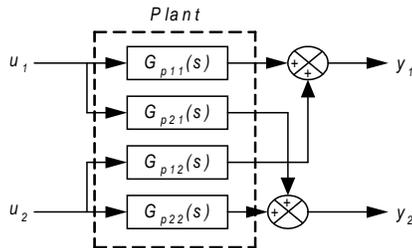
$$\text{atau } Y(s) = [I + G_o(s)H(s)]^{-1}G_o(s)U(s)$$

Matriks alih lup tertutup $G(s)$ adalah

$$G(s) = [I + G_o(s)H(s)]^{-1}G_o(s) \tag{2.8}$$

2.4. Interaksi Dalam Sistem Multivariabel

Permasalahan mendasar yang timbul dalam perancangan sistem pengendalian umpan balik pada sistem dengan proses multivariabel adalah adanya interaksi antara variabel masukan dan keluaran pada saat keadaan mantap maupun transiennya. Pada Gambar 3 diperlihatkan dimana pada sistem terjadi interaksi.



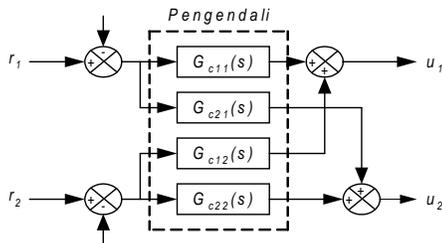
Gambar 3 Diagram Blok Sistem Dengan Proses Terjadi Interaksi

Bila dalam sistem tidak terjadi kopling atau interaksi antara variabel masukan dan variabel keluaran, maka sistem linier pada persamaan (2.1) merupakan matriks diagonal dari fungsi alih lup terbuka.

$$G(s) = \begin{bmatrix} g_{11}(s) & & 0 \\ & g_{22}(s) & \\ 0 & & \ddots \\ & & & g_{nn}(s) \end{bmatrix}$$

Karena matriks pengendali $G(s)$ merupakan matriks diagonal, maka fungsi alih lup tertutup yang menghubungkan y dengan y_s adalah matriks diagonal juga, sehingga masing-masing pengendali dapat ditala (*tuning*) sendiri-sendiri dengan menggunakan metoda perancangan pengendali klasik.

2.5. Pengendali Sistem Noninteraksi (Decoupler)



Gambar 4. Diagram Blok Dengan Pengendalian Silang (Cross Controller)

2.6. Pengendali Proportional Integral Derivative

Bentuk persamaan dari Pengendali PID adalah :

$$u(t) = K_p e(t) + \frac{K_p}{T_I} \int_0^t e(t) dt + K_p T_D \frac{de(t)}{dt} \tag{2.9}$$

dengan

K_p = konstanta *proportional*

T_I = waktu *integral*

T_D = waktu *derivative*

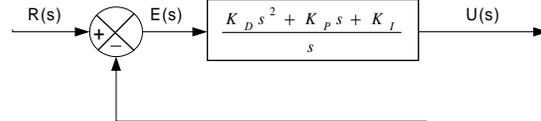
dalam bentuk transformasi *laplace* adalah :

$$U(s) = K_p E(s) + K_I \frac{E(s)}{s} + K_D s E(s) \tag{2.10}$$

bentuk fungsi alihnya adalah :

$$\frac{U(s)}{E(s)} = K_p + \frac{K_I}{s} + K_D s \tag{2.11}$$

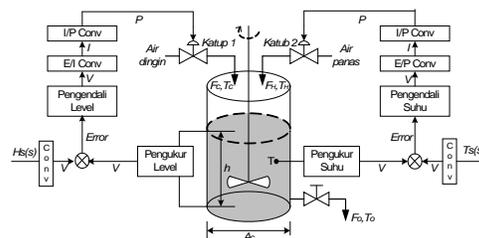
$$\frac{U(s)}{E(s)} = \frac{K_D s^2 + K_p s + K_I}{s}$$



Gambar 5. Diagram blok pengendali PID

Kombinasi dari masing-masing Pengendali P , I , dan D disebut juga sebagai pengendali PID. Kombinasi ini mempunyai keunggulan yang dipunyai masing-masing Pengendali apabila dipergunakan sendiri-sendiri. Pengendali ini banyak digunakan mengendalikan respons sebuah katup pengatur jenis pneumatik dan respons aktuator hidraulik. Tipe D berfungsi untuk mempertinggi kecepatan respons, sedang tipe I mencegah terjadinya kesalahan dalam keadaan dalam keadaan mantap. Pengendali I (*integral*) biasanya dipergunakan bila alat kendali akan dipakai untuk mempertahankan variabel proses agar tetap pada nilai kerja nominalnya, dan juga dalam keadaan dimana perubahan-perubahan variabel hanya disebabkan oleh perubahan beban. Jika masukan ke sebuah Pengendali PID diubah secara berarti (misalnya sewaktu perintah membuka katup agar mencapai posisi aliran nominalnya), maka Pengendali I biasanya ditiadakan atau diperkecil sampai variabel proses mencapai nilai nominalnya. Jika hal ini tidak dilakukan, maka perubahan masukan yang besar ke alat kendali tipe I menyebabkan osilasi yang akan menumpuk pada respon sistem kendali. Respons dari osilasi ini akan berinteraksi terhadap kedua Pengendali P dan D serta menghasilkan respons yang berputar dengan "*settling time*" yang sangat panjang.

3. Tangki Pencampur dan Representasi Model matematis



Gambar 6. Komponen Sistem Kendali Pada Sistem Fisik

Dengan menggunakan persamaan keseimbangan massa dan energi, model dari plant dapat diturunkan sebagai berikut :

Keseimbangan Massa,

$$A_c \frac{dh}{dt} = F_H + F_C - F_O \quad (3.1)$$

dengan

- A_c = Luas alas tangki pencampur [m²]
- h = ketinggian air [m]
- F_H = Laju aliran air panas [m³/s]
- F_C = Laju aliran air dingin [m³/s]
- F_O = Laju aliran air keluar [m³/s]

Keseimbangan energi :

$$\rho C_p A_c \frac{d(hT)}{dt} = \rho C_p [F_H T_H + F_C T_C - F_O T_O] \quad (3.2)$$

dengan

- T = Suhu terukur [°C]
- T_H = Suhu air panas [°C]
- T_C = Suhu air dingin [°C]
- T_O = Suhu air keluar [°C]
- ρ = Kerapatan aliran air [Kg/m³]
- C_p = Koefisien aliran [0,6]

F_O merupakan fungsi dari ketinggian, sehingga :

$$F_O = K\sqrt{h}, \text{ dengan } K = C_p A_o \sqrt{2g} \quad (3.3)$$

dengan

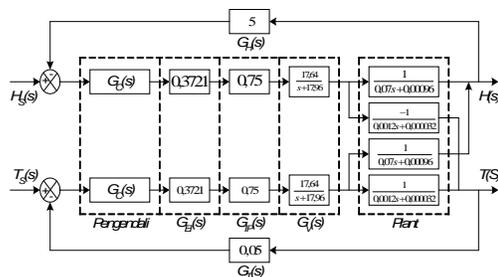
- g = Gravitasi [9,8 m/s²]
- A_o = Luas penampang pipa keluar [m²]

Nilai parameter-parameter yang digunakan pada tangki pencampur ini adalah sebagai berikut :

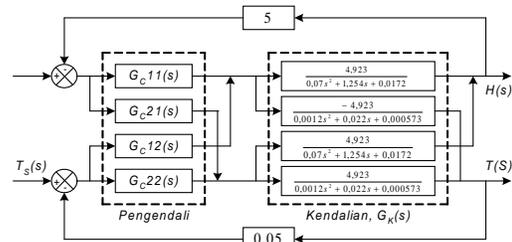
- Suhu air dingin (T_C) = 20 °C
- Suhu air panas (T_H) = 80 °C
- Suhu air dalam keadaan mantap (T_S) = 50 °C
- Tinggi air dalam keadaan mantap (h_s) = 0,5 meter
- Luas penampang pipa keluar (A_o) = 5,07.10⁻⁴ meter²
- Luas alas tangki pencampur (A_c) = 0.07 meter²
- Konstanta aliran (K) = $C_p A_o \sqrt{2g}$ = 1,35.10⁻³

Dari persamaan dasar diatas, serta dengan memasukkan nilai parameter sistem, serta menurunkan secara matematis, didapat model sistem sebagai berikut.

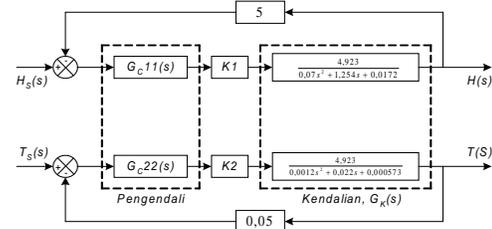
$$G_K(s) = \begin{bmatrix} \frac{4,923}{0,07s^2 + 1,254s + 0,0172} & \frac{4,923}{0,07s^2 + 1,254s + 0,0172} \\ -4,923 & 4,923 \\ \frac{0,0012s^2 + 0,022s + 0,000573}{0,0012s^2 + 0,022s + 0,000573} & \frac{0,0012s^2 + 0,022s + 0,000573}{0,0012s^2 + 0,022s + 0,000573} \end{bmatrix}$$



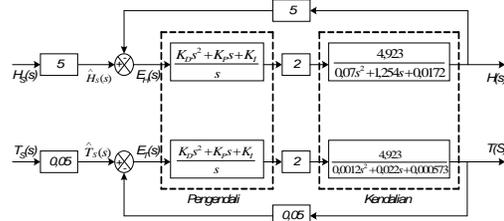
Gambar 7. Model Matematis Rancangan Sistem Pengendalian Tangki Pencampur



Gambar 8. Model Matematis Sistem Dengan Pengendalian Silang (cross controller)



Gambar 9. Model Sistem Dengan Lup Terpisah Karena Adanya Pengendalian Silang (Cross Controller)



Gambar 10. Model Matematis Sistem Pengendalian Tangki Pencampur Dengan Pengendali PID

4. Hasil dan Analisa

Unjuk kerja sistem pengendalian ketinggian dan suhu air pada tangki pencampur dengan pengendali PID diutamakan pada stabilitas dan tanggapan sistem. Pada Pengujian ini, akan diberikan parameter masukan (*set point*) ketinggian air $H_S(s) = 0,5$ meter dan masukan (*set point*) suhu air $T_S(s) = 50^\circ C$.

4.1. Mode Pengendalian PID

Mode Pengendali PID merupakan gabungan dari pengendali PI dan pengendali PD. Pengendali PID dimaksudkan untuk memperbaiki unjuk kerja sistem untuk seluruh keadaan baik pada keadaan tunak maupun keadaan peralihan. Nilai-nilai parameter K_p , K_I serta K_D yang akan diuji ditetapkan sebagai berikut :

4.1.1. Sistem Pengendalian Ketinggian Air

Tabel 1

Variasi Nilai K_p , K_I dan K_D

Fungsi Alih Pengendali	K_p	K_I	K_D
$G_c(s) = \frac{K_D s^2 + K_p s + K_I}{s}$	1	0,3	1
	5	0,5	2
	10	1	3

Berdasarkan persamaan Fungsi alih lup tertutup sistem pengendalian ketinggian air untuk masing-masing nilai parameter K_p , K_I dan K_D tersebut adalah :
 Fungsi alih lup tertutup sistem untuk $K_p = 1$, $K_I = 0,3$ dan $K_D = 1$ adalah :

$$H(s) = \frac{49,23s^2 + 49,23s + 14,77}{0,07s^3 + 50,48s^2 + 49,25s + 14,77} \cdot H_s(s)$$

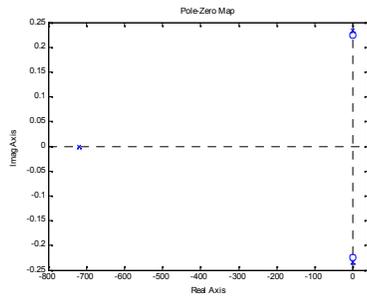
Fungsi alih lup tertutup sistem untuk $K_p = 5$, $K_I = 0,5$ dan $K_D = 2$ adalah :

$$H(s) = \frac{98,46s^2 + 146,2s + 24,62}{0,07s^3 + 99,71s^2 + 246,2s + 24,62} \cdot H_s(s)$$

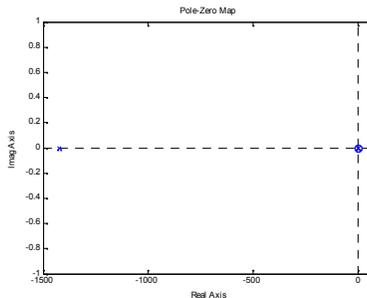
Fungsi alih lup tertutup sistem untuk $K_p = 10$, $K_I = 0,5$ dan $K_D = 3$ adalah :

$$H(s) = \frac{147,7s^2 + 492,3s + 24,62}{0,07s^3 + 148,9s^2 + 492,3s + 24,62} \cdot H_s(s)$$

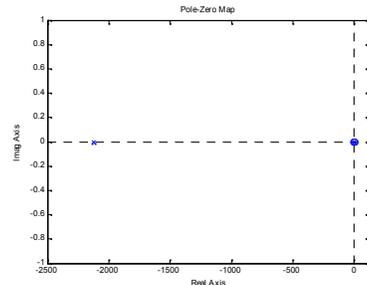
Root locus sistem pengendalian ketinggian air untuk masing-masing perubahan nilai K_p , K_I , K_D dapat dilihat pada Gambar 5.a - 7.



Gambar 11. Root Locus Pengendalian Ketinggian Air Untuk $K_p = 1$, $K_I=0,3$, $K_D = 1$

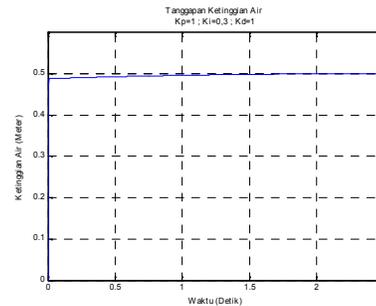


Gambar 12. Root Locus Pengendalian Ketinggian Air Untuk $K_p = 5$, $K_I=0,5$, $K_D = 2$

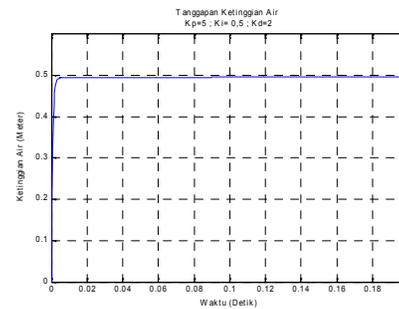


Gambar 13. Root Locus Pengendalian Ketinggian Air, Untuk $K_p = 10$, $K_I=0,5$, $K_D = 3$

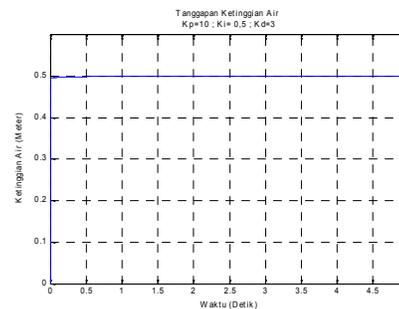
Kurva Tanggapan sistem pengendalian ketinggian air terhadap masukan (*set point*) suhu air $H_s(s) = 0,5$ meter dapat dilihat pada Gambar 8 - 10.



Gambar 14. Kurva Tanggapan Sistem Pengendalian Ketinggian Air, Untuk $K_p=1$, $K_I = 0,3$, $K_D = 1$



Gambar 15. Kurva Tanggapan Sistem Pengendalian Ketinggian Air, Untuk $K_p = 5$, $K_I = 0,5$, $K_D = 2$



Gambar 16. Kurva Tanggapan Sistem Pengendalian Ketinggian Air, Untuk $K_p=10$, $K_I = 0,5$, $K_D = 3$

Data-data hasil pengujian untuk fungsi alih keluaran sistem pengendalian ketinggian air untuk masing masing nilai K_p terdapat pada Tabel 2

Tabel 2.
Unjuk Kerja Sistem Ketinggian Air dengan Variasi Nilai K_p , K_I , K_D

No	K_p	K_I	K_D	Lokasi pole	t_r (s)	M_r (%)	t_p (s)	t_s (s)	C_{ss} (m)	e_{ss} (m)
1	1	0,3	1	-7,2e2 -0,0049±0,0023i	0,003	-	2,5	0,163	0,5	-
2	5	0,5	2	-1,42e3 -0,0024 -0,0001	0,001	-	0,2	0,003	0,5	-
3	10	0,5	3	-3,12e3 -0,0033 -0,0001	0,001	-	0,0020	0,0029	0,5	-

3.1.2. Sistem Pengendalian Suhu Air

Tabel 2
Variasi Nilai K_P , K_I dan K_D

Fungsi Alih Pengendali	K_P	K_I	K_D
$G_C(s) = \frac{K_D s^2 + K_P s + K_I}{s}$	1	0,3	0,5
	4	0,5	1
	8	0,7	2

Berdasarkan persamaan fungsi alih sistem pengendalian suhu air untuk masing-masing nilai parameter K_P , K_I dan K_D adalah :

Fungsi alih lup tertutup sistem untuk $K_P = 1$, $K_I = 0,3$ dan $K_D = 0,5$ adalah :

$$T(s) = \frac{0,2462s^2 + 0,4923s + 0,1477}{0,0012s^3 + 0,2682s^2 + 0,4929s + 0,1477} \cdot T_s(s)$$

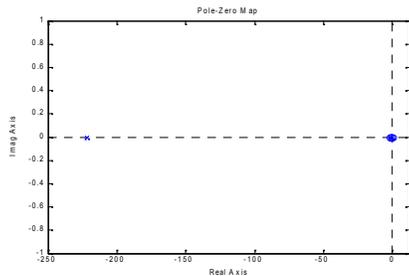
Fungsi alih lup tertutup sistem untuk $K_P = 4$, $K_I = 0,5$ dan $K_D = 1$ adalah :

$$T(s) = \frac{0,4923s^2 + 1,969s + 0,2462}{0,0012s^3 + 0,5143s^2 + 1,97s + 0,2462} \cdot T_s(s)$$

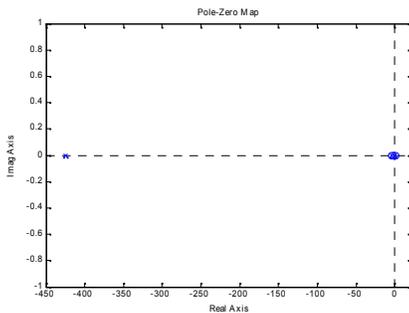
Fungsi alih lup tertutup sistem untuk $K_P = 8$, $K_I = 0,7$ dan $K_D = 2$ adalah :

$$T(s) = \frac{0,9846s^2 + 3,938s + 0,3446}{0,0012s^3 + 1,007s^2 + 3,939s + 0,3446} \cdot T_s(s)$$

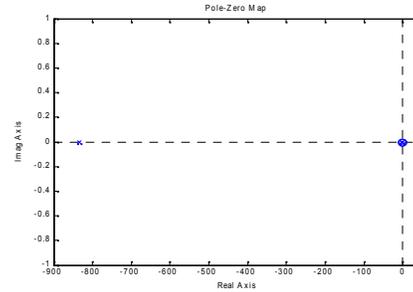
Root locus sistem pengendalian suhu air untuk masing-masing perubahan nilai K_P , K_I , K_D dapat dilihat pada Gambar 11 - 13.



Gambar 17. Root Locus Pengendalian Suhu Air Untuk $K_P = 1$, $K_I = 0,3$, $K_D = 0,5$

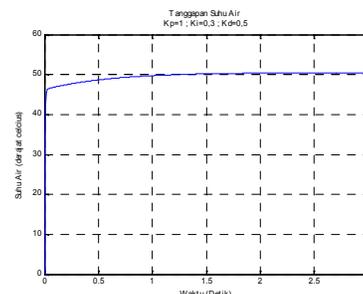


Gambar 18. Root Locus Pengendalian Suhu Air Untuk $K_P = 4$, $K_I = 0,5$, $K_D = 1$

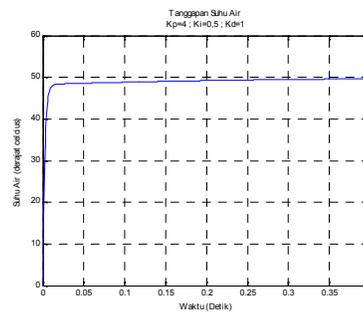


Gambar 19. Root Locus Pengendalian Suhu Air Untuk $K_P = 8$, $K_I = 0,7$, $K_D = 2$

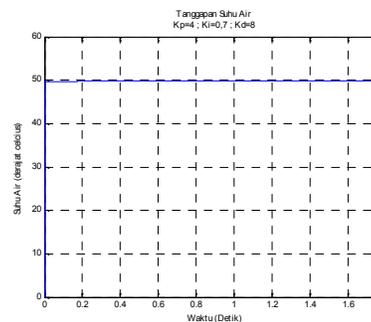
Kurva Tanggapan sistem pengendalian suhu air terhadap masukan (set point) suhu air $T_S(s) = 50$ °C dapat dilihat pada Gambar 14 - 16



Gambar 20. Kurva Tanggapan Sistem Pengendalian Suhu Air, Untuk $K_P = 1$, $K_I = 0,3$, $K_D = 0,5$



Gambar 21. Kurva Tanggapan Sistem Pengendalian Suhu Air, Untuk $K_P = 4$, $K_I = 0,5$, $K_D = 1$



Gambar 22. Kurva Tanggapan Sistem Pengendalian Suhu Air, Untuk $K_P = 8$, $K_I = 0,7$, $K_D = 2$

Data-data hasil pengujian untuk fungsi alih keluaran sistem pengendalian suhu air untuk masing masing nilai K_P terdapat pada Tabel 3 berikut.

Tabel 3
Unjuk Kerja Sistem Suhu Air dengan Variasi Nilai K_P , K_I , K_D

No.	K_P	K_I	K_D	Lokasi pole	t_r (s)	M_p (%)	t_p (s)	t_s (s)	C_{SS} (°C)	e_{SS} (°C)
1	1	0,3	0,5	-221,6494 -1,4739 -0,3764	0,015	-	2,48	0,619	50	-
2	4	0,5	1	-424,719 -3,734 -0,129	0,01	-	0,6	0,319	50	-
3	8	0,7	2	-835,237 -3,84 -0,089	0,002	-	0,16	0,006	50	-

Dari data-data pada Tabel 3 dan Tabel 5 diketahui bahwa tanggapan sistem pengendalian ketinggian air dan sistem pengendalian suhu air untuk semua perubahan nilai parameter K_P , K_I dan K_D adalah stabil. Tanggapan sisten stabil untuk semua perubahan nilai parameter pengendali PID karena akar-akar karakteristik berada disebelah kiri sumbu khayal seperti yang diperlihatkan pada Gambar 14–16 untuk sistem pengendalian ketinggian air serta Gambar 20–22 untuk sistem pengendalian suhu air. Sedangkan unjuk kerja sistem untuk setiap perubahan nilai parameter PID, baik sistem pengendalian ketinggian air yang diperlihatkan Gambar 14–16 maupun sistem pengendalian suhu air yang diperlihatkan pada Gambar 20–22, mengakibatkan: Hilangnya persentase lewatan maksimum (*over shoot*), Waktu naik berkurang, Waktu penetapan berkurang dan Galat keadaan tunak hilang.

Jadi setelah penggunaan pengendali PID pada sistem pengendalian ketinggian air dan sistem pengendalian suhu air, diperoleh tanggapan sistem yang memenuhi spesifikasi perancangan, untuk sistem pengendalian ketinggian air yakni :

Persentase lewatan maksimum (*overshoot*), $M_p = 0\%$.

Waktu penetapan (*settling time*), $t_s = 0,0020$ s.

Waktu naik (*rise time*), $t_r = 0,001$ s.

Waktu puncak (*peak time*), $t_p = 0,0029$ s.

Galat keadaan tunak (*error steady state*), $e_{SS} = 0$.

Kriteria unjuk kerja tersebut diperoleh dari hasil penalaan pada $K_P = 10$, $K_I = 0,5$ dan $K_D = 3$. Gambar *root locus* dan gambar tanggapan sistem pengendalian ketinggian air masing-masing diperlihatkan pada Gambar 16 dan Gambar 19.

Sedangkan untuk sistem pengendalian suhu air, yakni :

1. Persentase lewatan maksimum (*overshoot*), $M_p = 0\%$.

2. Waktu penetapan (*settling time*), $t_s = 0,006$ s.

3. Waktu naik (*rise time*), $t_r = 0,002$ s.

4. Waktu puncak (*peak time*), $t_p = 0,16$ s.

5. Galat keadaan tunak (*error steady state*), $e_{SS} = 0$.

Kriteria unjuk kerja tersebut diperoleh dari hasil penalaan pada $K_P = 8$, $K_I = 0,7$ dan $K_D = 2$. Gambar *root locus* dan gambar tanggapan sistem pengendalian suhu air masing-masing diperlihatkan pada Gambar 15 dan Gambar 22.

4. Kesimpulan

Pada sistem *multivariable*, akan terjadi interaksi antara masukan satu dengan masukan yang lainnya, akibat adanya pengendalian silang (*cross controller*), sistem

akan terpisah menjadi dua lup, sehingga dalam perhitungan dan analisis model matematis sistem serta penalaan nilai parameter pengendali PID dapat dikerjakan sendiri-sendiri secara terpisah juga pada masing-masing lup tersebut.

Pada model awal rancangan sistem pengendalian ketinggian air dan suhu air pada tangki pencampur dengan pengendali PID galat keadaan tunak sistem sangat besar, oleh karena itu sistem harus dimodifikasi dengan menambahkan komponen *pre-amp* pada masukan sehingga umpan balik sistem dapat dibandingkan dengan masukan.

Pada mode Pengendali PID dengan parameter-parameter $K_P = 10$, $K_I = 0,5$ dan $K_D = 3$ serta lokasi *pole* pada $-3,12e3$, $-0,0033$, dan $-0,0001$ untuk sistem pengendalian ketinggian air, serta $K_P = 8$, $K_I = 0,7$ dan $K_D = 2$ serta lokasi *pole* pada $-835,237$, $-3,84$, $-0,089$ untuk sistem pengendalian suhu air, telah memberikan hasil terbaik, sesuai dengan spesifikasi perancangan.

Referensi

- [1]. Dorf, Richard C, *Sistem Pengaturan*, terjemahan : Ir. Farid Ruskanda, Msc., Erlangga, Jakarta, 1983.
- [2]. Friedland, Bernard, *Control Sistem Design*, McGraw-Hill Book Company.
- [3]. Hartanto, Dwi T. W, *Analisis Dan Desain Sistem Kendali dengan Matlab*, Andi, Yogyakarta.
- [4]. Kuo, Benjamin C: *Teknik Kontrol Automatik*, Edisi Bahasa Indonesia, Jilid 1, terjemahan: Ir.Mhd. Zulfan, PT. Prenhallindo, Jakarta, 1998.
- [5]. Ogata, Katsuhiko, *Designing Linear Control Systems With Matlab*, Prentice Hall Inc, 1994.
- [6]. Ogata, Katsuhiko, *Modern Control Engineering, third Edition*, Prentice Hall Inc, 1997.
- [7]. Pakpahan, Sahat, Ir., *Kontrol Otomatik*, Erlangga, Jakarta, 1988.
- [8]. Philip, C. L., Harbor, R. D., *Sistem Kontrol Lanjutan*, Edisi Bahasa Indonesia, terjemahan: prof. Dr, Ir, R, J. Widodo, PT. Prenhallindo, Jakarta, 1998.
- [9]. White, Frank M, *Mekanika Fluida*, Edisi Bahasa Indonesia, jilid 1, terjemahan: Ir. Mahana Hariandja, Erlangga, Jakarta, 1988.

Biografi

Ade Elbani, lahir di Sanggau pada tanggal 22 Mei 1963. Menyelesaikan program Strata I (S1) di Universitas Gajah Mada Fakultas MIPA, Jurusan Fisika, pada tahun 1992 dan program Strata II (S2) di Institut Teknologi Bandung (ITB), Magister Teknik Program Instrumentasi dan Kontrol, Fakultas Teknologi Industri selesai pada tahun 2003. Sejak tahun 1995 sampai sekarang mengajar di Fakultas Teknik Jurusan Teknik Elektro Universitas Tanjungpura. Penelitian yang diminati saat ini adalah : Sistem Pemodelan dan Kontrol.