

PERMODELAN DAN SIMULASI PID KONTROL PADA ALAT PENUKAR PANAS

Eko Ariyanto^{1*}, Cekmas Cekdin²

¹ Program Studi Teknik Kimia, ² Program Studi Teknik Elektro

Universitas Muhammadiyah Palembang

Jln. A. Yani 13 Ulu Palembang

*eko.ariyanto@umpalembang.ac.id

ABSTRAK

Alat penukar panas secara luas digunakan untuk memindahkan panas dari fluida panas ke fluida dingin, sehingga pengendalian temperatur fluida aliran keluar dari alat penukar panas menjadi sangat penting. Pengendali PID secara konvensional dapat digunakan untuk mengoptimalkan suhu keluar dari alat penukar panas. Untuk pengendali PID alat penukar panas, nilai parameter tuning dihitung dengan metode tangen. Perancangan pengendali mengatur suhu fluida keluar pada pada *set point* yang diinginkan dalam waktu sesingkat mungkin tanpa memperhatikan massa aliran dan proses gangguan, ketidakstabilan peralatan dan tidak linier. Pengendali IMC Model memberikan hasil yang sangat baik pada overshoot dari kurva proses dibandingkan dengan pengendali klasik.

Kata kunci: PID Kontrol, temperatur, tangen

ABSTRACT

Heat exchanger is widely used to transfer heat from a hot fluid to a cooler fluid, so temperature control of outlet fluid is very importance. A conventional PID controller can be used to optimize the outlet temperature of heat exchanger. For the PID controller in the heat exchanger, the values of tuning parameters obtained were calculated by tangent method. The designed controller regulates the temperature of the outlet fluid to a desired set point in the shortest possible time irrespective of load and process disturbances, equipment saturation and nonlinearity. The developed internal model based PID controller was demonstrated to gives satisfactory performance in the overshoot as compared to the classical controller.

Keywords: PID Control, temperature, tangent

PENDAHULUAN

Heat exchanger merupakan unit proses yang banyak dibutuhkan dalam industri proses kimia. Peralatan ini digunakan untuk melakukan pertukaran panas (enthalpy) antara dua fluida atau lebih, antara permukaan padatan yang memiliki beda temperature (Shah R.K., dkk. 2003).

Ada beberapa peristiwa fisik yang dapat merubah karakteristik proses pertukaran panas sehingga menyebabkan kestabilan sistem terganggu, seperti perubahan temperatur fluida yang masuk dan jumlah massa fluida, untuk itu diperlukan system pengendali yang dapat mengatasi perubahan parameter proses tersebut (Najim K, 1989). Menjaga kestabilan heat exchanger harus dapat dipertahankan demi kelangsungan proses secara keseluruhan, dan juga sangat menentukan hasil produk akhir

pada industri tersebut. Menjaga kestabilan temperature diperlukan pengendali PID (Proporsional, Integral, dan Diferensial) (Malleswararou, Y.S.N dan Chidambaran M., 1992).

Pengendali PID terdiri dari tiga proses pengendalian yaitu : Proporsional (P), Integral (I) dan Diferensial (D) (Triksa dkk., (2012). Dalam operasinya ketiga parameter pengendali itu memerlukan penalaan yang baik, agar dapat memberikan tanggapan keluaran yang baik dan cepat.

Kebanyakan operator dalam menentukan parameter pengendali PID dengan menggunakan *rule of thumb* (cara uji coba). Cara ini mengandung resiko yang berbahaya karena tidak bisa diprediksi proses yang sedang berjalan selanjutnya, hanya berdasarkan perkiraan. Disamping itu juga

pekerjaan melakukan penalaan kembali pengendali adalah pekerjaan yang membutuhkan waktu dan sangat mengganggu proses yang sedang berjalan. Untuk itu diperlukan suatu teknik yang mampu mengadaptasi perubahan parameter proses yang terjadi, dan sekaligus melakukan penalaan kembali parameter pengendali secara otomatis. Untuk menentukan model proses, banyak metode telah diperkenalkan dalam identifikasi sebagai *setting* parameter pengendali PID, seperti metode identifikasi : *Tangent*, *Tangent* plus satu titik, C.L. Cecil, Broida, dan *De Srejc* (Riggs J.B., 2001). Identifikasi dengan metode *tangent* adalah metode yang paling handal digunakan dalam menentukan model proses untuk *setting* parameter pengendali PID, karena metode ini cepat penyelesaiannya dan akurat. Metode ini adalah dengan menganalisa kurva peralihan dari sebuah proses. Analisa kurva peralihan ditetapkan pada saat *process variabel* mempunyai amplitudo dengan waktu harga akhir dari keadaan mantapnya yang diproyeksikan ke sumbu waktu. Hasil proyeksi ke sumbu waktu akan didapat waktu tunda t_d (*dead time*) dari proses, dan τ adalah konstanta waktu (*time constan*) dari proses. Dengan didapatnya waktu tunda t_d dan konstanta waktu τ , maka model proses tersebut akan dapat ditentukan, sehingga *setting* parameter pengendali PID didapatkan (Liu G.P dan Daley S., 2001).

Pengendali PID (*Proporsional Integral Defferensial*) sangat sering digunakan dalam sistem kendali industri. Dibeberapa literatur PID dapat secara matematis dinyatakan dalam pers (1) (Ang dkk., 2005, Åström and Hägglund, 1995, Mansour, 2011, Alfaro dkk., 2008):

$$G_c(s) = K_p \left(1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s \right) \quad (1)$$

dimana K_p adalah penguat proporsional, T_i adalah waktu integral, dan T_d adalah waktu turunan. Jika $e(t)$ adalah sinyal masukkan ke alat kendali PID, keluaran $u(t)$ dari alat kendali ini diberikan pers (2)

$$u(t) = K_p \left[e(t) + \frac{1}{T_i} \int_0^t e(t) dt + T_d \frac{de(t)}{dt} \right] \quad (2)$$

dimana K_p adalah penguat proporsional, K_i adalah penguat integral, dan K_d adalah penguat turunan (derevatif). Persamaan (2) dapat ditulis juga sebagai berikut (Astrom K.J. dan Hagglund T., 2001);

$$G_c(s) = K_p + \frac{K_i}{s} + K_d s \quad (3)$$

Untuk menentukan harga penguatan proporsional K_p , waktu integral T_i , dan waktu turunan T_d adalah didasarkan dengan metoda Ziegler-Nichols (Riggs 2001). Penentuan parameter-parameter dari kendali PID disebut penalaan.

Dari karakteristik kurva dapat ditentukan tiga konstanta, yaitu K_s sebagai penguatan statis, waktu tunda t_0 dan konstanta waktu τ . Dengan ditentukannya tiga konstanta tersebut, maka untuk menentukan harga penguatan proporsional K_p , waktu integral T_i , dan waktu turunan T_d adalah didasarkan dengan metoda Ziegler-Nichols seperti pada Tabel 1 berikut :

Tabel 1. Penalaan Ziegler-Nichols berdasarkan pada tanggapan undak satuan dari sistem (Ishak dan Hussain, 2000)

Mode	P, %	I, Time	D, time
P	100.T _d .RR		
PI	111,1.T _d .RR	3,33 T _d	
PID	83,3.T _d .RR	2. T _d	0,25.T _d

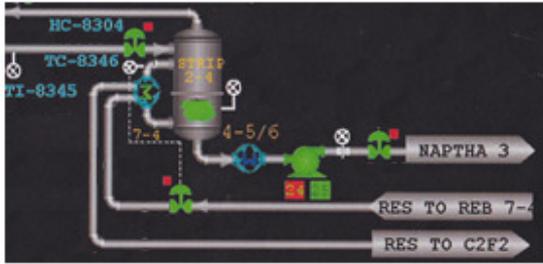
Menganalisa kurva peralihan dari sebuah proses dengan menggunakan metode tangen, dimana pendekatan model proses yang diidentifikasi, menurut Rigg (2001) adalah seperti terlihat pada fungsi alih berikut ini :

$$G_p(s) = \frac{K_s \cdot e^{-t_d s}}{\tau s + 1} \quad (4)$$

dimana $G_p(s)$ merupakan fungsi alih proses, K_s adalah penguatan statis dari proses, t_d adalah waktu tunda (*dead time*) dari proses, dan τ adalah konstanta waktu (*time constan*) dari proses.

Pemodelan Matematika Fungsi Transfer Proses

Heat exchanger HE 7-5 digunakan untuk memanaskan produk bawah dari STRIP 2-5 menggunakan fluida panas yang berasal dari REB 7-5. Temperatur HE 7-5 dikontrol oleh TC-8404 yang mengirim signal ke Valve aliran fluida panas REB 7-5. Lebih detail dapat dilihat pada Gambar (1). Fungsi transfer elemen kontrol seperti sensor, *controller*, *actuator* dan *heat exchanger* yang digunakan dalam *temperature control loop* dapat secara matematis disimulasikan (Mukherjee, 1998).



Gambar 1. Heat Exchanger HE 7-5

Fungsi transfer GP (s) adalah hubungan antara temperature *outlet* $\Delta\theta$ dan jumlah aliran fluida panas pada waktu pencapaian konstan 20 detik. Adapun persamaannya dapat ditulis sebagai berikut (Sharma dkk., 2011):

$$G_p(s) = \frac{\Delta\theta/\Delta m}{\tau s + 1} \quad (5)$$

dimana temperatur *oulet* ($\Delta\theta$) HE 7-5 adalah 217°C dan aliran fluida panas (Δm) dari REB 7-5 adalah 10,4 kg/det, maka pers (10-36) dapat disederhanakan menjadi pers (5).

$$G_p(s) = \frac{217^\circ\text{C}/10,4\text{kg/det}}{20s+1} = \frac{20,86}{20s+1} \quad (6)$$

Dinamika Kontrol Valve

Proses pengendali HE 7-5 menggunakan type control pneumatic. Adapun *opening* atau *closing* control valve biasanya dilakukan secara otomatis oleh pneumatik aktuator. Adapun gaya yang bekerja tersebut antara lain:

- PdA adalah gaya yang diberikan oleh udara yang terkompresi pada bagian atas diafragma.
- Kx adalah gaya yang diberikan oleh pegas yang melekat pada *stem* dan diafragma.
- $C \frac{dx}{dt}$ adalah gaya gesekan ke atas dan yang dihasilkan dari kontak antara *stem* penutup valve.

di mana A adalah luas Diafragma, Pd adalah tekanan yang bekerja pada diafragma, x adalah jarak, K adalah Hook konstan, C adalah koefisien gesekan antara *stem* dan penutup valve.

Dinamika *pneumatic control valve* dapat diperkirakan dengan menggunakan *second order system* sebagai berikut:

$$\frac{x(s)}{P_d(s)} = \frac{A/K}{(1+\tau s)} \quad (7)$$

dimana diameter diafragma adalah 273 mm. Nilai K dapat dihitung dengan asumsi bahwa system pada keadaan steady state;

$$Pd A = Kx \quad (8)$$

Nilai K dapat dihitung;

$$K = \frac{PdA}{x} \quad (9)$$

dimana $A = 90,73 \text{ in}^2$; $x = 14,28 \text{ mm}$; dan $P_d = 15 \text{ psi}$.

$$K = \frac{(15)(90,73)}{14,28} \quad (10)$$

Sehingga nilai $K = 95,30 \text{ psi/mm}$

Control Valve Gain

Dari analisa diatas dapat diperkirakan *control valve gain* adalah;

$$\frac{\text{Control Valve Gain}}{\text{Rentang dari Stem}} = \frac{\text{Rentang Pressure}}{\text{Rentang Pressure}} = \frac{15 \text{ mm}}{(15-3) \text{ psi}} = 1,25$$

Sehingga total *transfer function actuator* adalah

$$G_v(s) = \frac{1,25}{3s+1} \quad (11)$$

Sensor Transfer Function

Dalam sistem, 3 *wire* PT-100 RTD dengan rentang -200 sampai 600°C digunakan karena dapat menahan suhu tinggi dengan tetap menjaga stabilitas yang sangat baik. Gambar 10.3 adalah detail 3-*wire* PT-100 RTD sensor *probe*. Temperatur koefisien kawat platinum adalah 0,00385 ohm/°C. Sensor ini memiliki rentang 0 sampai 200°C dan waktu konstan 1 sampai 2 detik.

Dari deskripsi diatas maka sensor gain dapat dihitung sebagai berikut;

$$\text{Sensor Gain} = \frac{(20-4) \text{ mA}}{(200-0)^\circ\text{C}} = 0,08 \text{ mA/C} \quad (12)$$

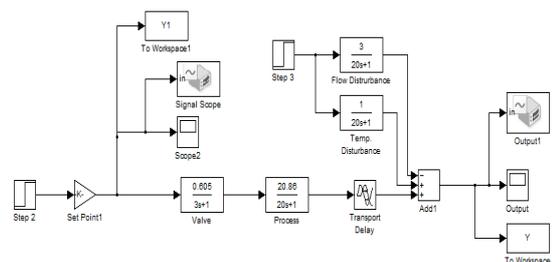
Maka sensor transfer function (H_s) adalah

$$H(s) = \frac{0,08}{10s+1} \quad (13)$$

HASIL DAN PEMBAHASAN

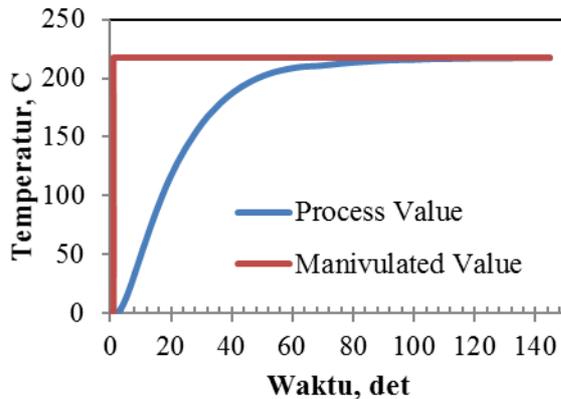
Open-Loop Test

Open-loop test dapat dihitung menggunakan pers. (6) dan pers. (11). Proses simulasi dilakukan dengan menggunakan Simulink Matlab yang ditunjukkan didalam Gambar 2 dibawah ini,



Gambar 2 Simulink Open-Loop Test HE 7-5

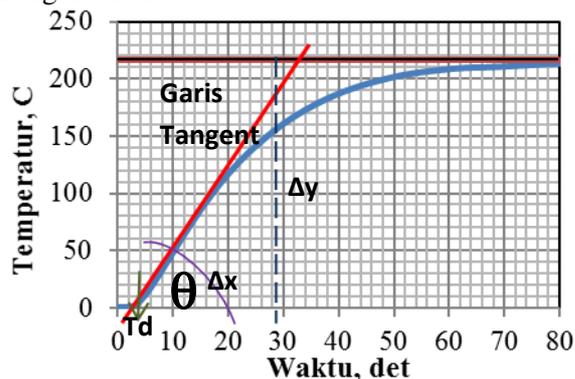
Hasil simulasi Simulink matlab pada Gambar 2 menghasilkan *open-loop test curve* (Gambar 3).



Gambar 3. Curva Open-Loop Test

Analisis Tuning PID Menggunakan Ziegler-Nicolas.

Kurva respon pada Gambar 2 dapat dianalisa menggunakan Tangen Method. Gambar 4 adalah analisa dengan menggunakan Tangen Method.



Gambar 4. Garis tangen pada Open Loop Test Curve Respon

Gambar 4 adalah hasil analisis dengan menggunakan metode tangen. Kurva respon tersebut dapat menghasilkan *dead-time* proses (T_d) dan laju respon (RR) dengan menggambarkan garis tangen (Ishak dan Hussain, 2000). *Dead-time* proses (T_d) dihitung berdasarkan perpotongan garis antara baseline kurva respon *open loop* dan garis tangen.

Laju respon proses (RR) didefinisikan sebagai (Ishak dan Hussain, 2000);

$$RR = \frac{(\Delta PV / \Delta t)}{\Delta MV} \quad (14)$$

dimana RR adalah laju respon (1/waktu), ΔPV adalah perubahan dalam pengukuran (%), Δt

adalah perubahan waktu (waktu), dan ΔMV adalah perubahan *output controller* (%).

T_d dan RR digunakan dalam *tuning rule* untuk menghitung optimalisasi PID proses kontrol. Salah satu *open loop tuning rule* adalah Ziegler-Nicolas yang ditunjukkan pada Tabel 1.

Laju respon proses (RR) dari pers. (14) dapat di rumuskan kembali dengan menganalisis Gambar 4.

$$\frac{(\Delta PV / \Delta t)}{\Delta MV} = \frac{\frac{\Delta y}{\Delta x}}{\Delta MV} \quad (15)$$

dimana a adalah faktor skala untuk sumbu y, (%/panjang), b adalah factor skala untuk sumbu x (waktu/panjang).

Diketahui bahwa $\Delta y / \Delta x = \tan \theta$, dan mensubstitusikan Pers. (14) dan (15), maka,

$$RR = \frac{\tan \theta a}{\Delta MV b} \quad (16)$$

Perhitungan Laju Respon Proses (RR) dan *Dead Time* (T_d) sebagai berikut;

$$\frac{\Delta PV}{\Delta t} = \tan 54^\circ \frac{100^\circ C / 29mm}{10 \text{ det} / 15 \text{ mm}} = 7,11^\circ C / \text{det}$$

$$RR = \frac{7,11^\circ C / \text{det}}{217^\circ C} = 0,033 / \text{det}$$

$$T_d = 3 \text{ det}$$

Dengan mensubstitusikan perhitungan diatas kedalam Tabel 2, maka

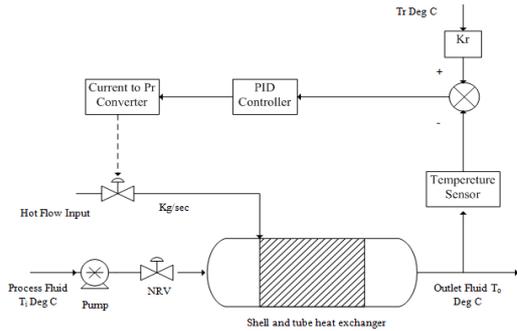
Tabel 2 Nilai Tuning PID

Mode	P, %	I, Time	D, time
P	9,9		
PI	10,9989	9,99	
PID	8,2467	6	0,75

Nilai *tuning* PID pada Tabel 2 digunakan untuk mensimulasikan HE 7-5.

Feedback Control System

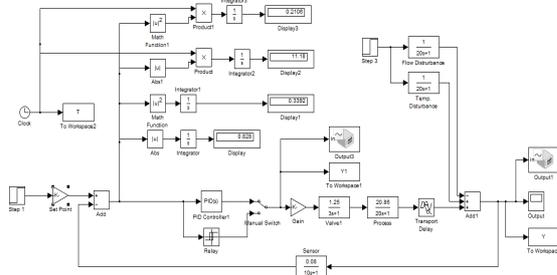
Feedback control system merupakan proses mengukur keluaran dari sistem yang dibandingkan dengan suatu standar tertentu (Marlin T.E., 2000).



Gambar 5 Skema *Feedback control* untuk heat exchanger sistem

Gambar 5 menunjukkan skema simulasi *feedback control* untuk heat exchanger sistem. Pengontrol PID digunakan sebagai elemen pengendali untuk mengontrol suhu outlet *heat exchanger* (Ang K.H., 2005)

Gambar 6 menggambarkan *feedback control* simulink model dari heat exchanger sistem. *Feedback control* dicapai dengan menggunakan PID controller. Sebuah relay blok ditempatkan secara paralel dengan PID controller, yang akan bertindak seperti sebuah *auto tuner*. PID controller dan relay blok terhubung menggunakan saklar manual. Operator dapat secara manual mengubah saklar baik PID controller atau auto tuner.

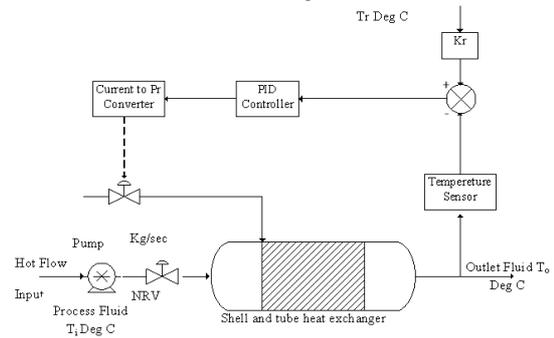


Gambar 6 Unit Step Respon Heat Exchanger system dengan PID Controller

Feedback Plus Feed Forward Controller

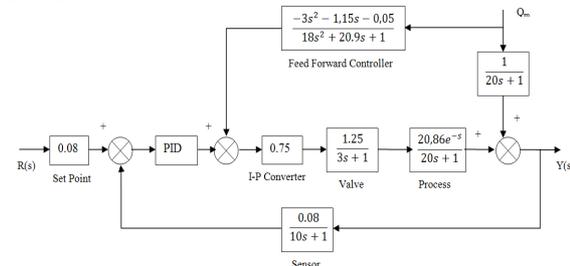
Pengendalian proses control *feedback* dan *feedforward* dijumlahkan untuk memberikan sinyal kontrol gabungan. Sinyal kontrol gabungan dapat meningkatkan kinerja kontroler. Gambar 7 menunjukkan skema kombinasi kontrol. Dalam skema kontrol ini gangguan utama (perubahan volume input aliran fluida) diukur dan dikendalikan menggunakan *feedforward* controller. Untuk alasan tersebut sebuah *orifice plate* dan *Differential Pressure Transmitter* (DPT) digunakan untuk mengukur aliran fluida input seperti yang ditunjukkan pada Gambar 7.

Output dari DPT dikirim ke *feedforward controller*. Tindakan pengendalian *feedback* dan *feedforward controller* dijumlahkan dan dikirimkan ke *valve* melalui *actuator*.



Gambar 7 Skema *feedforward plus feedback control* pada HE 7-5

Dalam skema *feedback controller*, sensor yang digunakan untuk mendeteksi keluaran proses dan memberikan nilai *error* ke *controller* kemudian melakukan tindakan pengendalian tercapai, output proses telah berubah. *Feedforward controller* memperkirakan nilai *error* dan mengubah *manipulating variabel* sebelum gangguan mempengaruhi output (Martin F.G dan Coelho M.A.N., 200). Gambar 8 menunjukkan skema *feedback* dan *feedforward controller*.



Gambar 8 Skema *Feed-forward plus feedback control* dari Heat Exchanger

$G_p(s)$ menunjukkan fungsi transfer dari proses dan $G_d(s)$ menunjukkan fungsi transfer dari gangguan aliran.

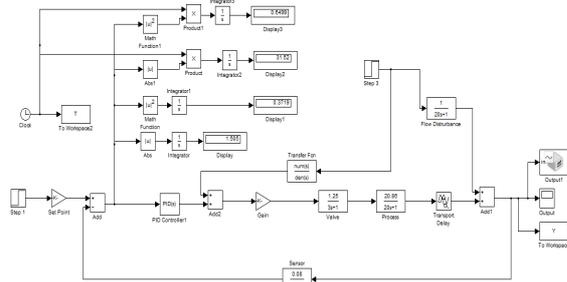
$$G_p(s) = \frac{20s^{-2}}{60s^2 + 23s + 1} \text{ dan } G_d(s) = \frac{1}{20s + 1}$$

Fungsi transfer pada *feed-forward controller* adalah;

$$G_{ff}(s) = \frac{-G_d(s)}{G_p(s)} \tag{17}$$

$$G_{ff}(s) = \frac{1}{\frac{(20s+1)(60s^2+23s+1)}{60s^2+23s+1}} = \frac{-3s^2 - 1.15s - 0.05}{18s^2 + 20.9s + 1} \tag{18}$$

Gambar 9 menunjukkan representasi Simulink *feedback* dan *feedforward controller* pada *heat exchanger system*



Gambar 9 Representasi Simulink *feedback plus feedforward controller* pada *heat exchanger*

Internal Model Controller (IMC)

Struktur IMC ditunjukkan pada Gambar 10. Fungsi transfer dari proses ditunjukkan dalam pers (19);

$$G_p(s) = \frac{20s^{-5}}{60s^2 + 23s + 1} \quad (19)$$

Proses IMC meliputi waktu tunda dalam bentuk $e^{-T_d s}$ (Riggs, 2001). Pendekatan persamaan *first* dan *second order* dalam fungsi transfer proses dapat ditulis ulang sebagai berikut;

$$G_p(s) = \frac{20}{(20s+1)(3s+1)} \left(\frac{1.5s+1}{1.5s+1} \right) \quad (20)$$

$$G_p(s) = \frac{5}{(20s+1)(3s+1)} \left(\frac{-0.25s^2 - 1.5s + 1}{0.25s^2 + 1.5s + 1} \right) \quad (21)$$

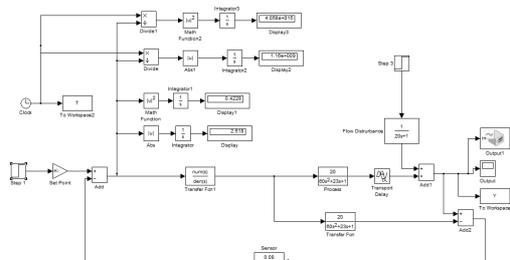
IMC dapat dirancang dengan melakukan invers model proses beserta fungsi transfer filter. Sehingga fungsi transfer IMC ditulis sebagai berikut (Ho W.K., dkk 2001);

$$Q(s) = \tilde{G}^{-1}_p - (s) f(s) \quad (22)$$

$$Q(s) = \frac{(20s+1)(3s+1)(0.25s^2 + 1.5s + 1)}{20(\lambda s + 1)^4} \quad (23)$$

Substitusikan nilai λ 17 pada persamaan (25) dan didapatkan;

$$Q(s) = \frac{0.75s^4 + 9.575s^3 + 1.7375s^2 + 1.225s + 0.2}{83521s^4 + 19652s^3 + 1734s^2 + 68s + 1} \quad (25)$$



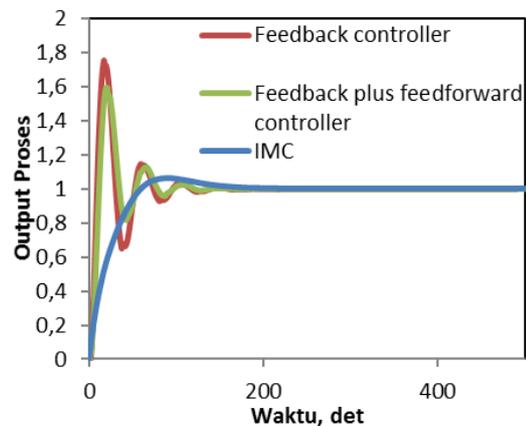
Gambar 10. Skema Simulink IMC model untuk *heat exchanger*

Analisa Kinerja Pengendalian Proses

Evaluasi kinerja pengendali dianalisis menggunakan *step respon* dari berbagai parameter yang berbeda. Parameter penting tersebut adalah puncak *overshoot* dan *settling time*. Puncak *overshoot* menunjukkan perbedaan normalisasi antara puncak waktu respon dan output yang stabil. Puncak *overshoot* didefinisikan sebagai berikut (Riggs 2001);

$$\%M_p = \frac{c(t_p) - c(\infty)}{c(\infty)} \times 100\% \quad (20)$$

Settling Time adalah waktu yang diperlukan dari respon untuk mencapai dan tetap berada dalam toleransi garis tertentu pada nilai akhir.



Gambar 11 Perbandingan *step respon* pada variasi pengendali konvensional yang berbeda

Gambar 11 menunjukkan perbandingan *step respon* pengendali. PID *Feedback controller* menunjukkan puncak *overshoot* 75,3%, *feedback plus feedforward controller* digunakan untuk mengontrol HE 7-5 dapat mengurangi puncak *overshoot* 56,1% dan *Internal Model Controller (IMC)* dapat mengurangi secara signifikan puncak *overshoot* dan puncak *overshoot* IMC adalah 6,2%. Hal ini dengan jelas menunjukkan bahwa IMC memberikan kontrol yang lebih baik daripada *feedback* dan *feedforward controller*. Pengendali IMC secara signifikan mengurangi *overshoot* yang hamper mendekati 0%. Untuk lebih detail hasil *output respon* dari perbandingan jenis pengendali dapat dilihat pada Tabel 3.

Tabel 3 Perbandingan puncak *overshoot*, *settling time* dan *rise time* dari pengendali yang berbeda

No	Tipe Pengendali	<i>Overshoot (%)</i>	<i>Settling Time (det)</i>	<i>Rise Time, (det)</i>
1	Feedback	75,3	107,3	9,4
2	Feedback plus feedforward (Tanpa delay)	56,1	104,0	11,9
3	Feedback plus feedforward (Ada delay)	64,8	98,3	11,1
4	IMC	6,2	88,8	59,8

Tabel 3 merupakan hasil identifikasi pada Gambar 10. Dari Tabel 3 memberikan analisis perbandingan puncak garis *overshoot*, *settling time* dan *rise time* hasil *output respon* untuk heat exchanger sistem. *Feedback controller* (PID controller) memberikan 75,3% *overshoot* dan 107,3 detik *settling time*. Untuk menghindari puncak *overshoot* yang tinggi, pengendali *feedforward* perlu untuk ditambahkan didalam pengendalian temperature heat exchanger sistem. *Feedforward controller* memperkirakan kesalahan dan memperbaiki proses *output respon* yang sesuai dengan *setpoint*. Dalam penelitian ini dua bentuk pengendali *feedforward* dikembangkan lebih lanjut. Ada dua kasus permasalahan yang dikembangkan dalam pengendali *feedforward*, pertama diasumsikan bahwa tidak ada waktu tunda (*delay time*) antara *step input* ke proses dan *step gangguan (disturbance)*. Dalam hal ini kombinasi pengaruh pengendali *feedback* dan *feedforward* memberikan 56,1% *overshoot* dan *settling time* adalah 104,0 detik.

Dalam kasus kedua, diasumsikan bahwa ada waktu tunda antara antara *step input* ke proses dan *step gangguan (disturbance)*. Dalam kasus kedua meskipun puncak *overshoot* naik menjadi 64,8% tetapi *settling time* menurun menjadi 98,3 detik, tetapi setelah menggunakan pengendali *feedback plus feedforward* menghasilkan puncak *overshoot* yang sangat tinggi 56,1%. Untuk mengurangi puncak *overshoot*, pengendali IMC dikembangkan lebih lanjut. *Internal Model Controller* (IMC) dapat mengurangi puncak *overshoot* menjadi 6,2% dan mengurangi *settling time* 88,8 detik. Dari Tabel 3 jelas bahwa pengendali IMC memberikan hasil kontrol yang lebih baik dibandingkan dengan pengendali *feedback* dan *feedforward* ketika *step input* digunakan dan pengendali dievaluasi puncak *overshoot* dan *settling time*.

Kesimpulan

Evaluasi metode proses pengendali pada *Heat Exchanger HE 7-5* menggunakan metode pengendali yang berbeda untuk pengontrolan temperatur fluida. Analisis *Tuning PID* menggunakan *Ziegler-Nicolas*.

Tiga jenis pengendali disimulasikan untuk mengontrol temperatur. Metode untuk evaluasi kinerja pengendali adalah analisis *overshoot*, *settling time* dan *rise time*. Kinerja pengendali PID *Feedback Controller* menghasilkan *overshoot* yang sangat tinggi. Pengendali PID *Feedback Plus Feedforward controller* dapat menurunkan *overshoot* sampai 56,1 %. Pengendali PID IMC memberikan kinerja proses pengendalian temperatur yang sangat baik. Pengendali PID IMC menghasilkan *overshoot* 6,2 % dan *Settling time* 88,8 det.

Daftar Pustaka

- Alfaro, V. M., Vilanova, R. & Arrieta, O. Two-Degree-Of-Freedom Pi/Pid Tuning Approach For Smooth Control On Cascade Control Systems. 47th Ieee Conference On Decision And Control, 2008 Cancun, Mexico. Ieee, 5680 - 5685.
- Ang, K. H., Chong, G. & Li, Y. 2005. Pid Control System Analysis, Design, And Technology. *Ieee Transactions On Control Systems Technology*, 13, 559 - 576.
- Åström, K. J. & Hägglund, T. 1995. *Pid Controllers: Theory, Design, And Tuning*, United State Of America, Isa.
- Astrom K J And T Hagglund, "The Future Of Pid Control," *Control Engineering Practice*, Vol. 9, 2001, Pp. 1163-1175
- Fernando G. Martins, Manuel A.N Coelho, "Application Of Feed-Forward Artificial Neural Networks To Improve Process Control Of Pid Based Control Algorithms," *Computers And Chemical Engineering*, Vol. 24, 2000, Pp. 853-858

- Ho w k, t h lee, h p han and y hong, “self-tuning imc-pid control with interval gain and phase margins assignment,” *iee transactions on control systems technology*, vol. 9, no. 3, may 2001, pp. 535-541
- Ishak, a. A. & hussain, m. A. Reformulation of the tangent method for pid controller tuning. *Tencon 2000*, 2000 kuala lumpur. *Ieee*, 484 – 488
- Kaddour najim, “process modeling and control in chemical engineering,” new york: marcel dekker, inc., 1989.
- Kiam heong ang, gregory chong and yun li, “pid control system analysis, design and technology,” *iee transactions on control system technology*, vol. 13, no. 4, july 2005, pp. 559-576
- Liu g. P and s. Daley, “optimal-tuning pid control for industrial systems,” *control engineering practice*, 9, 2001, pp. 1185-1194
- Malleswararao y.s.n and m chidambaram, “non-linear controllers for a heat exchanger,” *journal of process control*, vol. 2, no. 1, 1992, pp. 17-21
- Mansour, t. 2011. *Pid control: implementation and tuning*, united state of america, intech.
- Marlin, t. E. 2000. *Process control designing processes and control systems for dynamic performance*, united state of america, mcgraw-hill science
- Rajiv mukherjee, “effectively design shell-and-tube heat exchangers,” *chemical engineering progress*, feb 1998, pp. 1-17
- Riggs, j. B. 2001. *Chemical process control*, united state of america, ferret publishing.
- Ramesh k. Shah and dusan p. Sekulic, “fundamentals of heat exchanger design,” usa: john willey and sons, 2003
- Sharma, c., gupta, s. & kumar, v. Modeling and simulation of heat exchanger used in soda recovery. *World congress on engineering*, 6 - 8 july 2011 2011 londok. Newswood limited, 1406 - 1409.
- Trikha, m., sharma, n., singhal, m. & pandey, a. 2012. Heat exchanger system controlled by fuzzy self-adapting pid controller. *Mit international journal of electrical and instrumentation engineering*, 2, 31 – 36