

Studi Pemodelan Bond Graph dan Perancangan Pengontrol Proportional + Integral untuk Level Boiler dan Temperatur Penukar Kalor pada Sistem Miniplant

Nur Havid Yulianto, Parsaulian I. Siregar, Edi Leksono

Program Studi Teknik Fisika, Institut Teknologi Bandung

Jalan Ganesha 10 Bandung

Abstrak

Tujuan penelitian ini adalah menurunkan model level Boiler dan temperatur keluaran penukar kalor pada sistem miniplant untuk memahami dinamika proses dan perancangan pengontrol proportional dan integral. Penurunan model dilakukan dengan metode Bond Graph. Titik operasi dipilih berdasarkan kondisi kesetimbangan proses. Miniplant Boiler tank dan penukar kalor memiliki dua proses utama yaitu level Boiler dan temperature produk penukar kalor. Proses level Boiler dimodelkan menjadi sistem orde satu. Didapatkan akar kuadrat rata-rata kesalahan model level yaitu 5.7 mm pada titik operasi aliran masuk 4.3 m³/jam dan aliran keluar 4 m³/jam. Proses temperatur penukar kalor dimodelkan menjadi sistem orde dua. Didapatkan akar kuadrat rata-rata error model temperatur sebesar 0.4°C.

Level Boiler merupakan proses *non self-regulatory*, pada kondisi aliran masuk sama dengan aliran keluar maka level akan tetap. Level Boiler harus dikontrol karena aliran keluar dari boiler digunakan sebagai manipulated variable bagi proses temperature penukar kalor. Temperatur penukar kalor merupakan proses *self-regulatory* dengan empat input. Variable yang ingin dikontrol adalah temperatur produk dengan manipulated variable adalah aliran keluar dari Boiler Tank. Pengontrolan level Boiler dan temperatur penukar kalor dilakukan dengan penambahan parameter proportional dan integral.

Penentuan proportional band (Pb) dilakukan menggunakan kurva karakteristik statis untuk mendeskripsikan daerah operasi *control valve* sebelum mencapai saturasi dan metode *pole placement* agar letak pole mendekati sumbu riil. Penentuan Ti dilakukan dengan meletakkan satu pole berhimpit dengan zero sehingga pengaruh zero menjadi kecil. Pengontrolan level dilakukan di titik operasi 50%-60%. Pengontrolan temperatur penukar kalor dilakukan di titik operasi temperatur pemanas = 45°C, temperatur air suplai batch tank = 23.4°C dan aliran produk divariasikan di 1 m³/jam, 1.6 m³/jam, 2.12 m³/jam dan 3.3 m³/jam. Pengontrolan Pb = 10% dan Ti = 20 s pada level Boiler memberikan respon dengan rise time (2%) 9 s dan settling time (2%) 39 s dengan integral kesalahan absolut model = 107.1 dan plant = 132. Pengontrolan Pb = 25% dan Ti=40 s pada temperatur penukar kalor memberikan integral kesalahan absolut model = 62.3 dan plant = 77.4. Sedangkan pengontrolan Pb=20% dan Ti=40 s memberikan integral kesalahan absolut model = 43.6 dan plant = 66.5. Untuk penelitian selanjutnya direkomendasikan menambah parameter pengontrolan derivative untuk mengurangi overshoot dan perbaikan pemanas agar rentang operasi semakin lebar.

Kata Kunci: Level Boiler Tank dan temperatur penukar kalor, Pemodelan Bond Graph, dan Pengontrol PI

1 Pendahuluan

Program studi Teknik Fisika ITB memiliki mini plant *Boiler Drum and Heat Exchanger Model* BDT921 yang terletak di gedung labtek VI lantai . Terdapat dua proses utama di mini plant yaitu *Boiler* dan penukar kalor. Kedua proses ini saling berkaitan dan mempengaruhi. Peningkatan pemahaman kedua *behavior* proses dilakukan dengan studi pemodelan. Studi pemodelan keseluruhan miniplant sudah dilakukan pada penelitian sebelumnya [1]. Model Penukar kalor yang dibentuk pada penelitian sebelumnya masih memiliki banyak error dan

penulis melakukan pemodelan dengan pendekatan yang berbeda. Penelitian sebelumnya terbatas pada penurunan model yang akan penulis lanjutkan dengan studi pengontrolan. Pengontrolan disediakan pada mini plant dengan menggunakan *Single Loop Controller*. Pengontrolan berfungsi agar proses *variable* sesuai dengan set point sehingga dihasilkan kualitas produk yang baik dan optimal serta agar menghindarkan *proses variable* dari kondisi kritis yang berbahaya. Selain dilakukan studi pemodelan dan pengontrolan juga dilakukan penentuan titik proses kesetimbangan mini plant *Boiler* dan penukar kalor ketika dilakukan pengontrolan.

2 Teori Dasar

2.1 Bond Graph

Definisi Bond Graph adalah alat *modelling* yang menggunakan pola aliran energi dan daya sebagai variabel yang mampu menghasilkan interaksi fisis pada setiap sistem. Aliran energi pada Bond Graph dijelaskan melalui *variable effort* $e(t)$ dan *flow* $f(t)$. Laju aliran energi merupakan *product* dari *effort* dan *flow* [2]. $P(t) = e(t) * f(t)$. Variabel *effort* dan *flow* ini dapat dianalogikan pada sistem mekanik, hidrolik, dan sistem termal. Sistem Penukar kalor merupakan sistem termal. Pada sistem termal digunakan *Pseudo Bond Graph* dikenalkan oleh Karnopp dimana produk *variable effort* dan *flow* tidak menghasilkan daya [2]. Pada sistem termal, digunakan variabel temperatur T sebagai variabel *effort* dan laju entalpi \dot{h} sebagai variabel *flow*. Sedangkan pada sistem hidrolik variabel tekanan P sebagai variabel *effort* dan variabel laju massa \dot{m} sebagai variabel *flow*.

2.2 Persamaan Keadaan

Berikut adalah langkah pemodelan Bond Graph untuk mendapatkan persamaan keadaan [3]. Pertama yaitu strukturalisasi masalah dengan penentuan input, state variable dan output. Kedua yaitu pembentukan persamaan dasar. Pembentukan word Bond Graph dengan menggambarkan subsistem yang saling terhubung dan berfungsi membantu dalam memulai pembangunan submodel, kausalitas dan membangun Bond Graph sistem secara lengkap. Ketiga membentuk persamaan keadaan dari persamaan tiap komponen dan *junction*.

2.3 Design pengontrol

Desain pengontrol yang dirancang menggunakan metode PID pengontrol *proportional*, *integral* dan *derivative*. Tujuan utama dari pengontrolan adalah menghasilkan output tunak sesuai dengan nilai set point dengan *settling time* sekecil mungkin dan osilasi $\frac{1}{4}$ redaman. Berikut adalah persamaan MV(t) dari input E(t) :

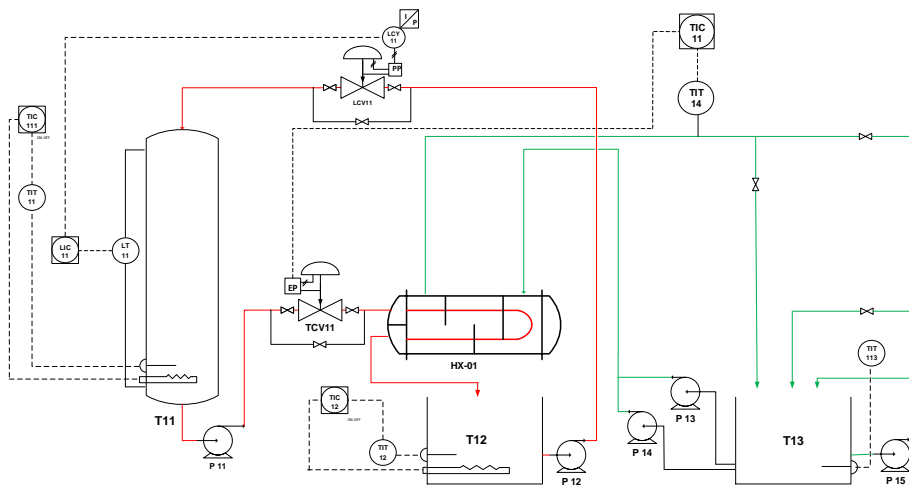
$$MV(t) = K[E(t) + \frac{1}{T_i} \int_0^t E(t) dt + T_d \frac{dE(t)}{dt}] \quad (1)$$

2.4 Deskripsi Proses Boiler Tank & Penukar kalor Model BDT921

Fluida panas dipanaskan dengan pemanas di tangki *Boiler*. Karena terdapat pemanas pada *Boiler tank* maka level tangki harus dijaga pada level 50-60 %. Untuk keperluan pengontrolan terdapat *level control valve* 11 yang akan mengatur *flow* yang masuk tangki *Boiler*. Fluida panas ditukarkan kalor dengan fluida produk/dingin di penukar kalor.

Terdapat pompa dan *control valve* untuk mengatur seberapa banyak fluida panas yang akan ditukarkan kalornya. Setelah melewati penukar kalor fluida panas dipanaskan lagi di tangki prapemanas (T12) baru kemudian dialirkan menuju tangki *Boiler* dengan menggunakan pompa 11.

Fluida produk pada tangki 13 disedot dengan menggunakan dua pompa untuk dialirkan menuju penukar kalor untuk ditukarkan kalor dengan fluida panas dan kemudian dialirkan kembali menuju *batch tank*. Agar temperatur di *batch tank* homogen digunakan pompa 15. Proses utama di miniplant merupakan penukar kalor. *Controlled variable* adalah temperatur 14 yang merupakan temperatur keluaran air dingin penukar kalor. Input yang digunakan adalah *flow* dari fluida panas. Pemanasan fluida produk dengan cara mengatur seberapa banyak fluida panas yang dialirkan. Sementara itu fluida panas keluaran *Boiler* merupakan gangguan bagi proses level *Boiler*. Gangguan dari *Boiler* akan berubah-ubah bergantung pada set point temperatur keluaran dari penukar kalor. Gangguan ini akan mempengaruhi level dari *Boiler* sehingga level pada *Boiler* harus dikontrol.



Gambar 1 Diagram alir mini plant boiler dan penukar kalor

3 Pemodelan dan Pengontrolan Level Boiler Tank dan Temperatur Penukar Kalor

3.1 Penurunan Model Temperatur Penukar Kalor

Asumsi yang digunakan antara lain dinding tidak menyimpan energi dan merupakan hambatan thermal, temperatur masukan panas dan dingin konstan, aliran masukan air dingin dan air panas dianggap konstan, temperatur di *shell* dan *tube* seragam dan *Overall Heat Transfer a coefficient* dianggap konstan

$$C \frac{dT_H}{dt} = F_H \rho c (T_{inH} - T_{outH}) - \frac{1}{R_{Tot}} (T_H - T_C), T_{outH} = T_H \quad (2)$$

$$C \frac{dT_C}{dt} = F_C \rho c (T_{inc} - T_{outC}) + \frac{1}{R_{Tot}} (T_H - T_C), T_{outC} = T_C \quad (3)$$

3.2 Penentuan Hambatan Thermal Dinding

R_{tot} memiliki hubungan dengan overall heat transfer coefficient (W/m².°C) (U) dan luas transfer kalor pada penukar kalor (m²) (A) [4] sebagai berikut:

$$R_{Tot} = \frac{1}{UA} \quad (4)$$

Langkah penentuan parameter UA:

1. Menentukan kalor yang ditransfer oleh air panas

$$Q_T = mc(T_{Hin} - T_{Hout}) \quad (5)$$

2. Menentukan ΔT_{lm} dengan pendekatan $\Delta T_{lm, cf}$ use of a correction factor [4]

$$\Delta T_{lm, cf} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1 / \Delta T_2)}, \left[\Delta T_1 \equiv \Delta T_{h,i} - \Delta T_{c,o}, \Delta T_2 \equiv \Delta T_{h,o} - \Delta T_{c,i} \right], \Delta T_{lm} = F * \Delta T_{lm, cf} \quad (6)$$

Menentukan nilai F dengan mencari nilai R dan P :

$$R = \frac{T_1 + T_2}{t_2 - t_1} = \frac{\text{Range of shell fluid}}{\text{Range of tube fluid}}, P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{\text{Range of tube fluid}}{\text{Maximum temperature difference}} \quad (7)$$

F didapat dengan memplot R dan P pada chart

3. Menentukan nilai UA dengan mensubstitusi ΔT_{lm} dan Q_T yang didapat pada persamaan berikut:

$$UA \approx \frac{Q_T}{F \Delta T_{lmtd}} \quad (8)$$

3.3 Transformasi Laplace Persamaan Temperatur

$$\bar{T}_C(s) = \frac{(1+\tau_1 s) K_4 \bar{T}_{inc}(s)}{(1+\tau_1 s)(1+\tau_2 s) - K_5 K_2} + \frac{K_5 K_1 \bar{T}_{inH}(s)}{(1+\tau_1 s)(1+\tau_2 s) - K_5 K_2} + \frac{K_5 K_3 \bar{F}_H(s)}{(1+\tau_1 s)(1+\tau_2 s) - K_5 K_2} + \frac{(1+\tau_1 s) K_6 \bar{F}_C(s)}{(1+\tau_1 s)(1+\tau_2 s) - K_5 K_2} \quad (9)$$

Dengan

$$\tau_1 = \frac{M_T c_H}{m_{Hss} c_H + UA}, K_1 = \frac{m_{Hss} c_H}{m_{Hss} c_H + UA}, K_2 = \frac{UA}{m_{Hss} c_H + UA}, K_3 = \frac{c_H (T_{inHss} - T_{Hss})}{m_{Hss} c_H + UA}$$

$$\tau_2 = \frac{M_S c_C}{m_{Css} c_C + UA}, K_4 = \frac{m_{Css} c_C}{m_{Css} c_C + UA}, K_5 = \frac{UA}{m_{Css} c_C + UA}, K_6 = \frac{c_C (T_{inCss} - T_{Css})}{m_{Css} c_C + UA}$$

3.4 Pengontrolan Proportional dan Integral Temperatur

Berikut adalah fungsi transfer closed loop temperatur penukar kalor:

$$\frac{Pv(s)}{r(s)} = \frac{Gcv(s) K_3 K_5 K_p + Gcv(s) K_3 K_5 K_p T_i s}{T_i \tau_1 \tau_2 s^3 + (\tau_1 + \tau_2) T_i s^2 + (T_i - K_2 K_5 T_i + Gcv(s) K_3 K_5 K_p T_i) s + Gcv(s) K_3 K_5 K_p} \quad (10)$$

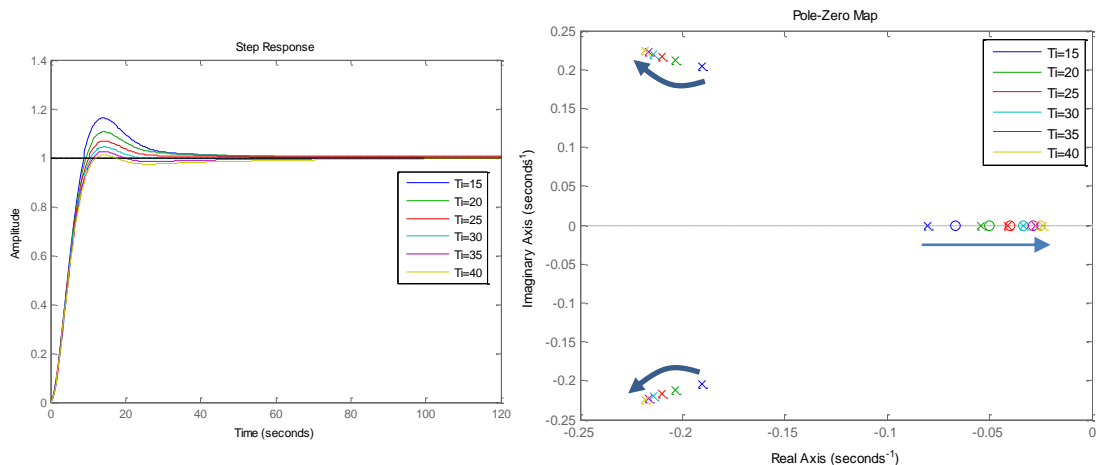
Menyamakan denum persamaan (10) dengan karakteristik orde tiga didapat hubungan

$$K_p = \frac{\tau_1 \tau_2 \omega_0^2 - 1 + K_2 K_5}{Gcv(s) K_3 K_5} \quad (11)$$

Kp dicari untuk damping ratio 0.7 hingga 1 didapat nilai Kp dari 6.5 hingga 2.7

$$T_i = \frac{Gcv(s) K_3 K_5 K_p}{\alpha \omega_0^3 \tau_1 \tau_2} \quad (12)$$

Nilai Ti dicari dari persamaan (12) dengan settling time 50 s dan damping ratio 0.7 didapat 12.6 s.



Gambar 2 respon penambahan Ti pada model temperature

Adanya zero pada pole zero map Gambar 2 memberikan pengaruh overshoot. Pengaruh zero dapat dikurangi dengan menggeser satu pole agar terletak di sebelah kanan posisi zero. Penggeseran letak satu pole ini dilakukan dengan memperbesar Ti sehingga didapat Ti 40 s.

3.5 Penurunan Persamaan Level Boiler Tank

$$\frac{dP}{dt} = \frac{V_{in}}{c} - \frac{V_{out}}{c} \quad (13)$$

3.6 Transformasi Laplace Persamaan Level Boiler Tank

$$\tilde{h}(s) = \frac{1}{As} \tilde{V}_{in}(s) - \frac{1}{As} \tilde{V}_{out}(s) \quad (14)$$

3.7 Pengontrolan Proportional dan Integral Level Boiler Tank

Berikut adalah fungsi transfer closed loop level boiler tank:

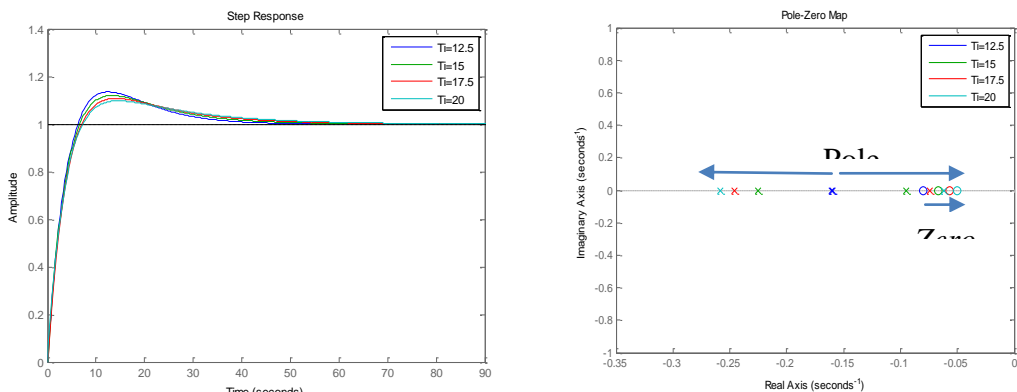
$$\frac{Pv(s)}{r(s)} = \frac{KpKiGcv \cdot s + KpKGcv}{ATis^2 + KpKGcvTi \cdot s + KpKGcv} \quad (15)$$

Menyamakan denum persamaan (15) dengan karakteristik orde dua didapat hubungan

$$Kp = \frac{2A\zeta\omega_0}{KGcv} \quad (16)$$

$$Ti = \frac{2\zeta}{\omega_0} \quad (17)$$

Dengan *settling time* yang diinginkan 25 s dan *damping ratio* 1 didapat $Kp=10.2$ dan $Ti=12.5$

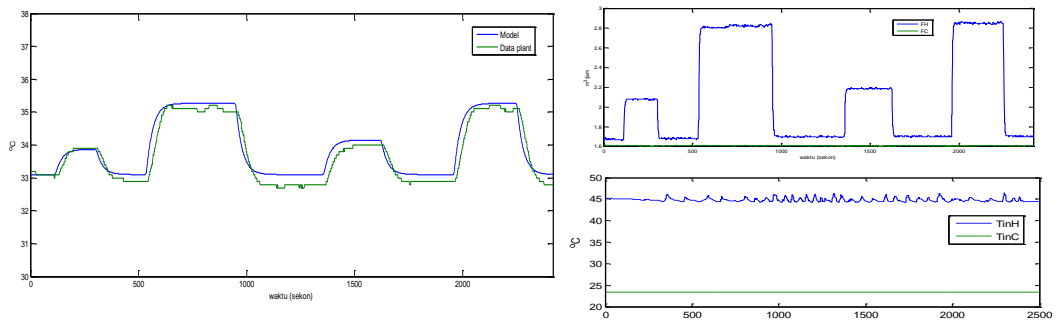


Gambar 3 Respon penambahan Ti pada model level boiler tank

Adanya zero pada pole zero map Gambar 3 memberikan pengaruh overshoot. Pengaruh zero dapat dikurangi dengan menggeser satu pole agar terletak di sebelah kanan posisi zero. Penggeseran letak satu pole ini dilakukan dengan memperbesar Ti sehingga didapat 20 s.

4 Analisis Data Simulasi dan Percobaan

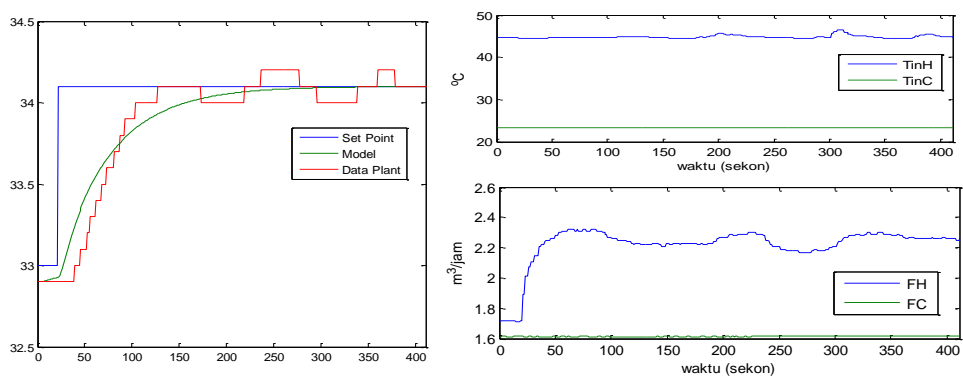
4.1 Validasi Model Fungsi Transfer Temperatur Penukar Kalor



Gambar 4 Validasi dan titik operasi model fungsi transfer temperatur

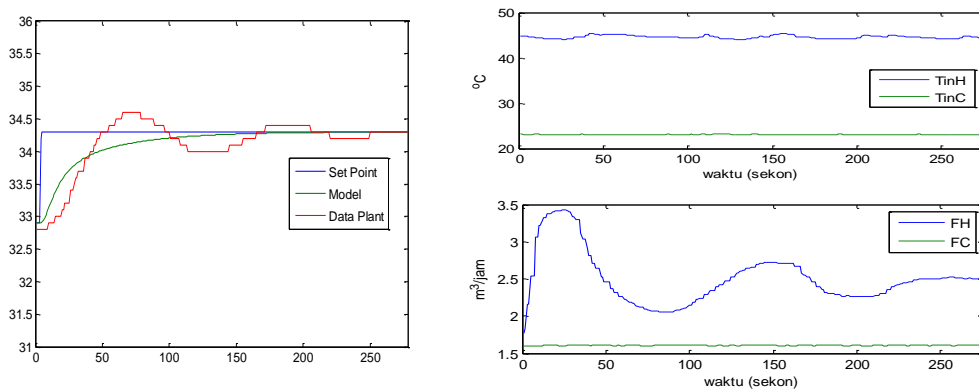
Konstanta waktu 63.2% = 58 dengan Time settling = 94-98 sekon dan Akar kuadrat rata-rata error 0.286°C (engineering unit)

4.2 Pengaplikasian parameter PI yang telah dirancang pada model temperatur dan *Single Loop Controller*



Gambar 5. Validasi model dengan pengontrol proportional band 25% dan integral time 40s

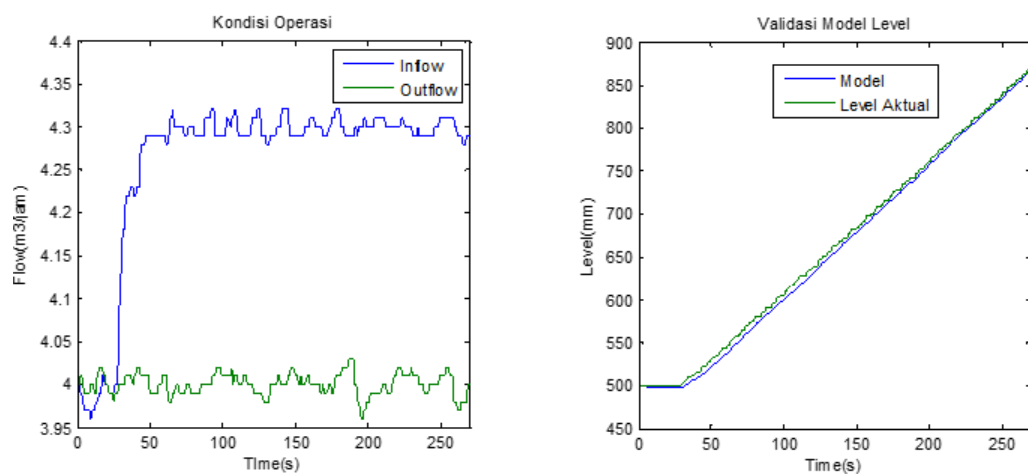
Integral absolut error model = 62.3 dan plant = 77.4



Gambar 6. Validasi model dengan pengontrol proporsional band 15% dan integral time 40s

Integral absolut error model 44.dan plant = 66.5

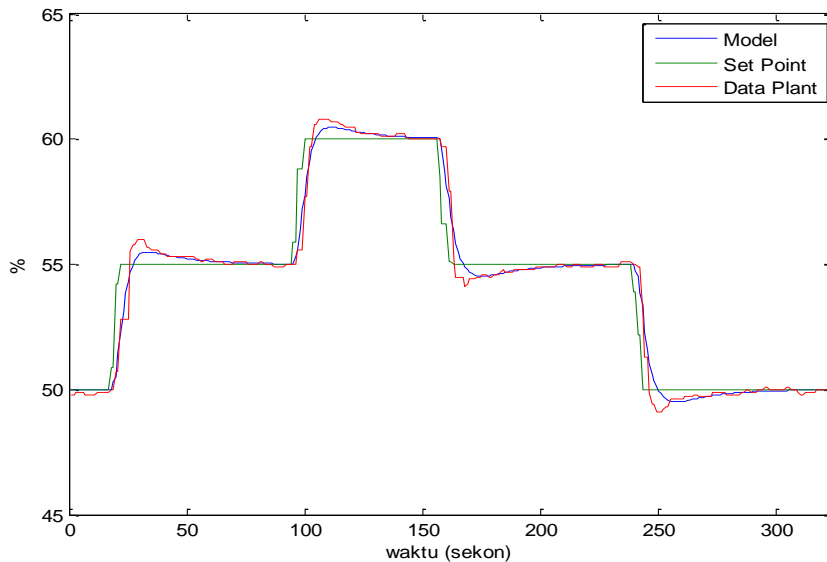
4.3 Validasi Model Level Boiler



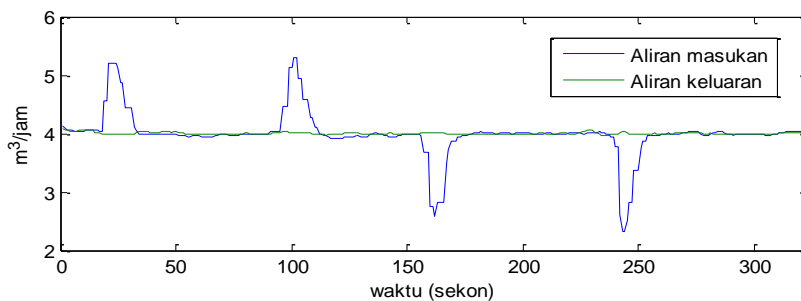
Gambar 7. Validasi model level

Akar kuadrat rata-rata error = 5.7 mm

4.4 Pengaplikasian parameter PI yang telah dirancang pada model level dan *Single Loop Controller*



Gambar 8. Validasi model closed loop level dengan $K_p=10$ dan $T_i=20$



Gambar 9. Titik Operasi validasi model closed loop level

Akar kuadrat rata-rata error = 3.385 mm dengan *rise time* (2%) 9 s dan *settling time* (2%) 39 s. *Integral Absolut Error* model 107.1 dan plant 132

5 Kesimpulan

Proses level *Boiler* dimodelkan dengan metode Bond Graph sistem hidrolik menjadi sistem orde satu yang merupakan proses *non self-regulatory*. Didapatkan akar kuadrat rata-rata error model level 5.7 mm pada titik operasi aliran masuk 4.3 m³/jam dan aliran keluar 4 m³/jam. Pseudo Bond Graph sistem thermofluid mampu menjelaskan *coupling* energi antara sistem hidrolik dan thermal pada proses temperatur penukar kalor. Proses temperatur penukar kalor dimodelkan menjadi sistem orde dua yang merupakan proses

self-regulatory. Didapat akar kuadrat rata-rata eror model persamaan keadaan temperatur 0.4°C.

Penentuan *proportional band* dengan analisis kurva karakteristik statik dapat mendeskripsikan daerah operasi *control valve* sebelum mencapai saturasi namun tanpa memperhatikan respon dinamik. Penentuan *proportional band* dilakukan pula dengan *pole placement* dengan meletakkan *pole* mendekati sumbu real agar tidak dihasilkan respon yang *underdamped*. Penentuan T_i dengan *pole placement* dilakukan dengan meletakkan letak *pole* agar berhimpit dengan letak *zero*, sehingga pengaruh *zero* menjadi kecil. Pengontrolan temperatur dilakukan pada titik operasi kesetimbangan yaitu temperatur pemanas (T_{inH}), temperatur air *supply batch tank* (T_{inc}) dan debit *product* (F_C) yang tetap dengan memanipulasi debit keluaran boiler (F_H). $T_{inH} = 45^\circ\text{C}$ pada kondisi kesetimbangan. $T_{inc} = 23.4^\circ\text{C}$. F_C divariasikan di 1 m³/jam, 1.6 m³/jam, 2.12 m³/jam dan 3.3 m³/jam.

Pengontrolan PI pada level *Boiler* dan temperatur penukar kalor memberikan *Integral Absolute Error* yang lebih kecil. Pengontrolan $P_b = 25\%$ dan $T_i = 40$ pada temperatur *Heat Exchanger* memberikan *Integral Absolute Error* model = 62.3 dengan *IAE plant* = 77.4. Pengontrolan $P_b = 20\%$ dan $T_i = 40$ pada temperatur *Heat Exchanger* memberikan *IAE* model = 43.6 dengan *IAE plant* = 66.5 yang memberikan respon lebih *underdamped* namun masih memenuhi *quarter decay ratio*. Pengontrolan $P_b = 10\%$ dan $T_i = 20$ pada level *Boiler* mampu memberikan respon dengan *rise time* (2%) 9 s dan *settling time* (2%) 39 s dengan *Integral Absolut Error* model 107.1 dan *plant* 132.

6 Daftar Pustaka

- [1] Y. Sunjaya, "Studi Pemodelan dan Simulasi Boiler Drum & Penukar kalor dengan metodologi Bond Graph," Program Studi Teknik Fisika Institut Teknologi Bandung, Bandung, 2013.
- [2] A. K. Samantaray and B. O. Bouamama, Model-Based Proses Supervision A Bond Graph Approach, Springer, 2008.
- [3] L. Ljung and T. Glad, Modeling Of Dynamic Sistem, New Jersey: Prentice Hall , 1994.
- [4] Y. A. Cengel, Heat and Transfer A Practical Approach Third Edition, SIngapore: McGraw-Hill, 2006.