

## PEMODELAN DINAMIK DAN PENGENDALIAN PROSES STIRRED TANK HEATER MENGGUNAKAN SISTEM DINAMIK

Abdul Wahid, I Gede Eka Perdana Putra, Ferdi Fajrian Adicandra,  
Agasta Prio Prasetyo, dan Yoga Wiranoto

Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Indonesia  
Depok, 16425, Indonesia

Email: wahid@che.ui.ac.id i.gede34@ui.ac.id ferdi.fajrian@ui.ac.id  
agasta.prio@ui.ac.id yoga.wiranoto@ui.ac.id

**Abstrak** -- *Stirred tank heater digunakan dalam proses kimia untuk memanaskan fluida hingga mencapai suhu yang diinginkan. Prinsip pemanasan pada stirred tank heater adalah dengan mengalirkan fluida pemanas dalam koil atau jaket pemanas. Suhu fluida proses dijaga dengan mengendalikan laju alir fluida pemanas. Pengendalian suhu stirred tank heater dengan algoritma proportional-integral-derivatif (PID) dilakukan menggunakan model dinamik proses yang diturunkan dari persamaan neraca massa dan energi. Pemodelan dinamik dan pengendaliannya menggunakan metode sistem dinamik dengan bantuan perangkat lunak ithink<sup>TM</sup>. Hasil simulasinya menunjukkan bahwa pengendali yang dipasang dapat menangani perubahan setpoint dan gangguan hingga  $\pm 15\%$  secara baik.*

**Kata Kunci:** Model sistem dinamik, Stirred Tank Heater, Pengendalian sistem

**Abstract** -- *Stirred tank heater used in chemical processes to heat the fluid until it reaches the desired temperature. The principle of heating in the stirred tank heater is to flow the fluid in the heating coil or a heating jacket. The process fluid temperature is maintained by controlling the flow rate of the fluid heater. Stirred tank heater temperature control with proportional-integral-derivative (PID) algorithm is performed using a dynamic model of the process derived from mass and energy balance equation. Dynamic modeling and control using system dynamic method assisted by ithink<sup>TM</sup> software. The simulation results indicate that the controller can handle setpoint changes and disturbances up to  $\pm 15\%$  as well.*

**Keywords:** Dynamic System Model, Stirred Tank Heater, Control System

### PENDAHULUAN

Prinsip kerja tangki pemanas berpengaduk (*stirred tank heater*) banyak digunakan dalam proses kimia, seperti pada pembuatan biodiesel (Gupta, 2017). Proses pemanasan dalam *stirred tank heater* diperlukan untuk mendapatkan dan menjaga suhu fluida proses sesuai dengan yang diinginkan. Stirred tank heater tersusun atas suatu tangki sebagai wadah pemanas fluida proses yang dilengkapi pengaduk dan komponen pemanas. Pengaduk berperan dalam membuat proses pemanasan lebih cepat dan merata. Biasanya pemanas dalam stirred tank heater berupa koil atau jaket. Pada tangki dengan pemanas koil, fluida mengalir dalam koil yang berada di dalam tangki. Sementara pada sistem pemanas jaket, tangki diselubungi oleh suatu ruang yang dialiri fluida pemanas.

Proses pada stirred tank heater adalah fluida yang berasal dari proses lain masuk ke dalam tangki kemudian diaduk dan dipanaskan secara bersamaan. Fluida proses yang masuk

ke dalam tangki menerima panas dari fluida pemanas yang berada di dalam koil atau jaket. Seringkali kondisi pada tangki pencampur dijaga suhunya dengan menggunakan koil atau jaket pemanas di sekelilingnya. Suhu fluida dalam tangki dapat berubah yang disebabkan oleh perubahan laju alir atau suhu masuk fluida pemanas. Oleh karena itu pada stirred tank heater diperlukan pengendali suhu untuk menjaga suhu operasi sesuai yang diinginkan (Wahid dan Iqbal, 2016).

Perubahan laju alir atau suhu fluida pemanas yang menyebabkan perubahan suhu fluida proses, merupakan suatu proses yang dinamik. Dengan mendapatkan model dinamik dari proses stirred tank heater, dapat dirancang pengendali suhu menggunakan pengendali PID. Sudah banyak penelitian seperti ini (Costello dan Gawthrop, 1997; Bequette, 1998, 2002; Thornhill dkk., 2008; Bayusari dkk., 2013;), tetapi belum ada yang menggunakan metode sistem dinamik (diambil dari istilah aslinya, *system dynamics*, tetapi sengaja tidak

diterjemahkan dengan “dinamika sistem” agar pengucapannya sesuai nama aslinya). Metodologi sistem dinamik ini pertama kali dikembangkan oleh Forrester (1968) yang menggabungkan teori kontrol dan manajemen, sehingga biasa digunakan di bidang manajemen kebijakan (Wahid dan Pangestu, 2003; Özgün dan Barlas, 2015). Oleh karena itu, di penelitian ini akan dikaji penggunaan metode sistem dinamik dalam kasus pengendalian stirred tank heater.

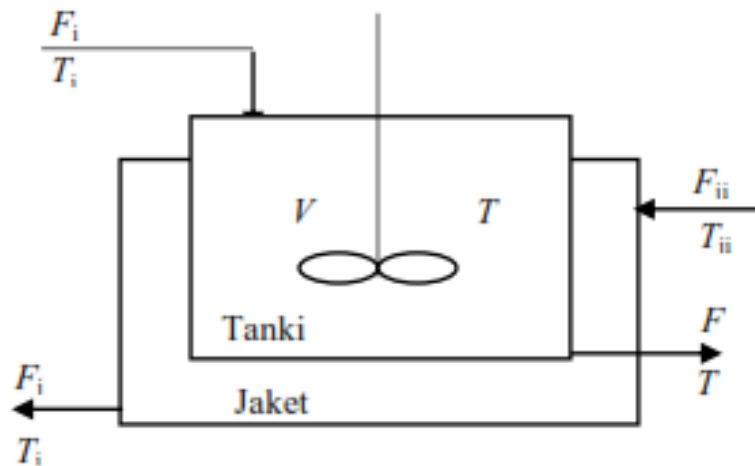
**DESKRIPSI DAN MODEL PROSES**

Pada artikel ini, proses yang dibahas adalah pemanasan dan pengendalian suhu pada *jacketed stirred tank heater*. Model yang digunakan adalah model yang disusun oleh Bequette. Gambar 1 menunjukkan *stirred tank heater* yang akan dimodelkan.

Dalam penyusunan model dinamik, digunakan beberapa asumsi, persamaan neraca massa dan energi sistem, serta nilai parameter-parameter. Asumsi-asumsi yang digunakan untuk mendapatkan model dinamik adalah sebagai berikut.

- Volume fluida dalam tangki ( $V$ ) dan jaket ( $V_j$ ) konstan
- Densitas ( $\rho$  dan  $\rho_j$ ) dan kapasitas panas ( $C_p$  dan  $C_{pj}$ ) fluida dalam tangki dan jaket konstan
- Pengadukan berlangsung sempurna, sehingga suhu fluida keluar tangki ( $T_{out}$ ) sama dengan di dalam tangki ( $T$ ):  $T_{out} = T$
- Variabel suhu fluida proses masuk ( $T_i$ ), laju alir fluida masuk ( $F_i$ ), suhu jaket masuk ( $T_{ji}$ ), dan laju alir jaket masuk ( $F_{ji}$ ) dapat berubah-ubah
- Laju perpindahan panas ( $Q$ ) didasarkan pada persamaan  $Q = UA(T_j - T)$ , dengan  $U$  adalah koefisien perpindahan panas dan  $A$  adalah luas area perpindahan panas
- Tidak ada panas yang terbuang ke lingkungan
- Kerja oleh pengaduk serta perubahan energi kinetik dan potensial dapat diabaikan
- Tidak terjadi perubahan fasa fluida dalam tangki dan jaket

Dengan asumsi-asumsi tersebut, persamaan neraca massa dan energi dapat diturunkan.



Gambar 1. Tangki pemanas berpengaduk berjaket (Bequette, 1998)

**Persamaan Neraca Massa**

Persamaan neraca massa diturunkan dari hukum konservasi massa.

$$\frac{dm_{tank}}{dt} = m_i - m$$

dengan  $m_{tank}$  adalah massa di dalam tangki,  $m_i$  massa yang masuk ke dalam tangki dan  $m$  massa yang keluar dari tangki.

$$\frac{d(\rho V)}{dt} = \rho F_i - \rho F$$

Dengan asumsi densitas konstan dan volume konstan, didapatkan persamaan neraca massa pada tangki.

$$F = F_i \tag{1}$$

Dengan langkah dan asumsi yang sama, didapatkan persamaan neraca massa pada jaket.

$$F_j = F_{ji} \tag{2}$$

### Persamaan Neraca Energi

Persamaan neraca energi diturunkan dari hukum konservasi energi berdasarkan asumsi-asumsi di atas dan menggunakan persamaan massa yang telah diturunkan sebelumnya. Persamaan neraca energi pada tangki diturunkan dengan langkah-langkah berikut.

$$\frac{dU_{tank}}{dt} = (\bar{U} + \bar{EP} + \bar{EK})\dot{m}_i - (\bar{U} + \bar{EP} + \bar{EK})\dot{m} + \dot{Q} + \dot{W}$$

dengan  $U_{tank}$  adalah energi dalam tangki,  $\bar{U}$  energi dalam rerata,  $\bar{EP}$  energi potensial dan  $\bar{EK}$  energi kinetik,  $\dot{m}_i$  laju alir massa masuk,  $\dot{m}$  laju alir massa keluar,  $\dot{Q}$  laju perpindahan panas, dan  $\dot{W}$  kerja yang dilakukan pada sistem.

$$\frac{dU_{tank}}{dt} = \bar{U}_i\dot{m}_i - \bar{U}\dot{m} + \dot{Q}$$

$$\frac{dH}{dt} + \frac{dPV}{dt} = (\bar{H} + \bar{PV})_i\rho F_i - (\bar{H} + \bar{PV})\rho F + \dot{Q}$$

dengan  $H$  adalah entalpi dan  $P$  tekanan.

$$\frac{dH}{dt} = \rho F_i(\bar{H}_i - \bar{H}) + \dot{Q}$$

$$\rho V C_p \frac{dT}{dt} = \rho C_p F_i(T_i - T) + UA(T_j - T)$$

$$\frac{dT}{dt} = \frac{F_i}{V}(T_i - T) + \frac{UA(T_j - T)}{\rho V C_p} \quad (3)$$

Dengan menggunakan cara dan asumsi yang sama, didapatkan persamaan neraca energi pada jaket.

$$\frac{dT_j}{dt} = \frac{F_{ji}}{V_j}(T_{ji} - T_j) - \frac{UA(T_j - T)}{\rho_j V_j C_{pj}} \quad (4)$$

### Parameter Proses

Nilai parameter-parameter dalam proses yang digunakan untuk mensimulasikan proses ditunjukkan pada Tabel 1 (Bequette, 1998).

Tabel 1. Nilai parameter-parameter proses

Parameter	Nilai
$T_i$	50 °F
$T_{ji}$	200 °F
$V$	10 ft <sup>3</sup>
$V_j$	1 ft <sup>3</sup>
$\rho C_p$	61,3 Btu / °F.ft <sup>3</sup>
$\rho_j C_{pj}$	61,3 Btu / °F.ft <sup>3</sup>
$UA$	183,9 Btu / °F.menit
$F_i$	1 ft <sup>3</sup> /menit
$F_{ji}$	1,5 ft <sup>3</sup> /menit

### Pengendalian Suhu dengan Pengendali PID

Suhu fluida proses keluaran tangki dijaga dengan mengendalikan laju alir fluida pemanas di dalam jaket. Sehingga suhu fluida proses ( $T$ ) adalah *controlled variable* (CV) dan laju alir fluida pemanas ( $F_j$ ) adalah *manipulated variable* (MV).

$$F_j(t) = K_c \left( E(t) + \frac{1}{T_I} \int_0^{\infty} E(t) dt + T_D \frac{dE(t)}{dt} \right) \quad (5)$$

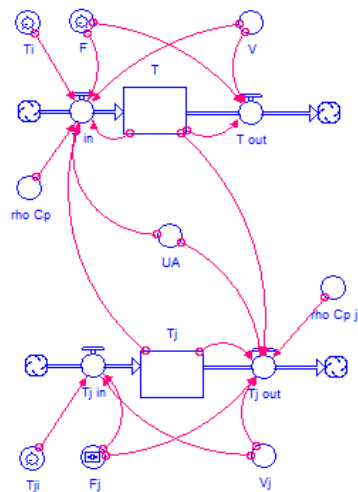
dengan  $K_c$  adalah *controller gain*,  $E(t)$  kesalahan antara *set point* (SP) dan suhu keluar ( $T$ ),  $T_I$  waktu integral, dan  $T_D$  waktu derivatif.

$$E(t) = SP(t) - T(t) \quad (6)$$

### METODOLOGI

#### Menyusun Model Dinamik Proses

Persamaan yang digunakan dalam menyusun model dinamik pada program *ithink*<sup>TM</sup> adalah persamaan 3 dan 4. Ruas kiri persamaan 3 dan 4 ( $dT/dt$  dan  $dT_j/dt$ ) dimodelkan sebagai *stock*, sementara ruas kanan persamaan 3 dan 4 dimodelkan sebagai *flow*. Semua model *stock* disetel dalam mode *reservoir* dan *non-negative*, sedang model *flow* dalam mode *uniflow*. Variabel  $T_i$ ,  $T_{ji}$ ,  $F$ ,  $F_j$ ,  $V$ ,  $V_j$ ,  $\rho C_p$ ,  $\rho_j C_{pj}$ , dan  $UA$  dimodelkan sebagai *converter*. Gambar 2 menunjukkan model proses secara keseluruhan. Hasil simulasi dengan program *ithink*<sup>TM</sup> kemudian dibandingkan dengan hasil simulasi oleh Bequette untuk mengetahui apakah model yang disusun dalam program sudah valid.



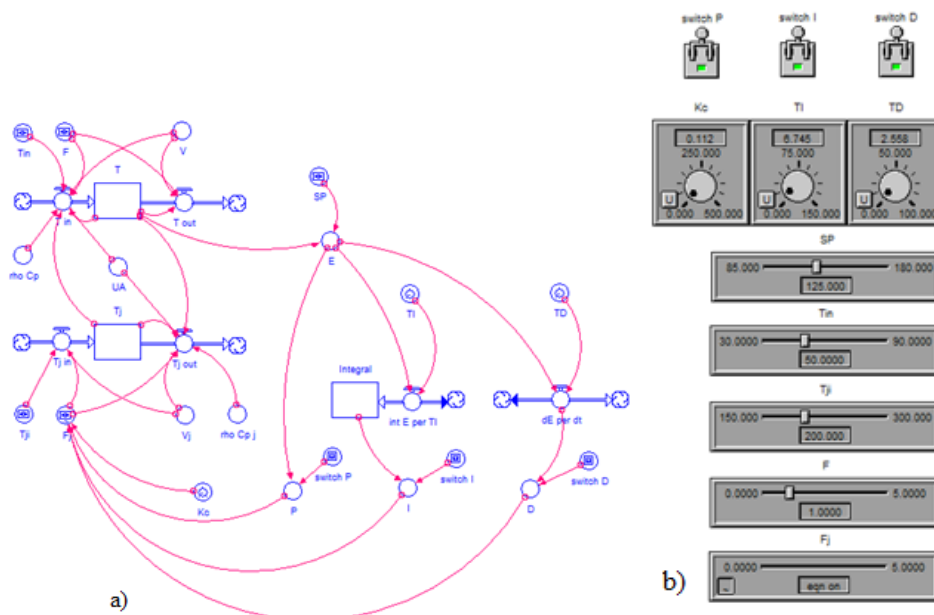
Gambar 2. Model dinamik proses dalam program ithink™

**Menyusun Model Pengendalian Suhu**

Model pengendalian suhu dapat disusun dari model dinamik proses sebelumnya. Namun pada model pengendalian proses nilai *converter*  $F_{ji}$  tidak ditetapkan karena merupakan *manipulated variable*. *Converter*  $F_{ji}$  dibuat dalam bentuk persamaan  $F_j = Kc(P + I + D)$ . Pengendali  $P$  dimodelkan sebagai *converter* yang nilainya sama dengan  $E$ , di mana  $E(t) = SP(t) - T(t)$ . Pengendali  $I$  dimodelkan sebagai *stock*, sedangkan pengendali  $D$  dapat dimodelkan sebagai *stock* dengan memasukkan fungsi “derivn(E,1)”. Gambar 3 menunjukkan model pengendalian suhu *stirred tank heater* secara keseluruhan.

**Menyetel Parameter Pengendali PID**

Penyetelan parameter pengendali dilakukan secara *open loop* dengan menonaktifkan persamaan di dalam *converter*  $F_j$ . *Process reaction curve* (PRC) didapatkan dengan melakukan simulasi proses *open loop* hingga proses mencapai keadaan tunak, kemudian harga  $F_j$  diubah untuk mendapatkan respon  $T$  terhadap perubahan  $F_j$ . Model empirik FOPDT berdasarkan PRC didapat menggunakan metode 2 (Marlin, 2000). Penyetelan pengendali berdasarkan model empirik FOPDT dilakukan menggunakan metode WRV (Wahid dan Gunawan, 2005; Wahid, 2006).



Gambar 3. Tampilan input di program STELLA™: a) Model dinamik pengendalian suhu *stirred tank heater*, b) Parameter proses

### Melakukan Simulasi Pengendalian

Simulasi pengendalian dilakukan dengan mengubah harga *setpoint* sebesar  $\pm 15\%$  untuk mengetahui kemampuan pengendali dalam menangani perubahan *setpoint*. Selain itu, dilakukan juga simulasi dengan memberikan gangguan-gangguan pada sistem sebesar  $\pm 15\%$  untuk mengetahui kemampuan pengendali dalam menangani gangguan.

### HASIL DAN PEMBAHASAN

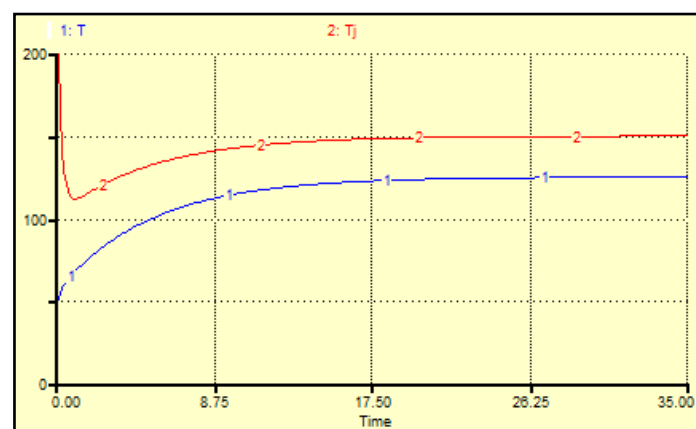
#### Hasil Simulasi Proses Tanpa Pengendalian

Berdasarkan hasil simulasi, suhu fluida proses ( $T_s$ ) dan fluida pemanas ( $T_{js}$ ) ketika

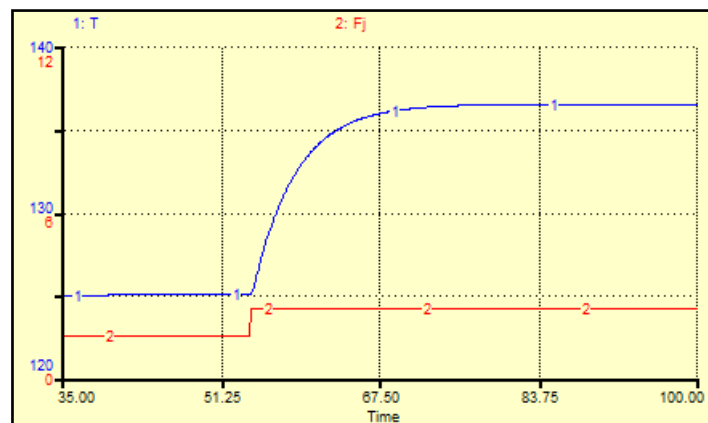
sistem mencapai kondisi tunak masing-masing adalah  $125\text{ }^\circ\text{F}$  dan  $150\text{ }^\circ\text{F}$ . Harga  $T_s$  dan  $T_{js}$  tersebut sama dengan hasil simulasi oleh Bequette, sehingga dapat dikatakan bahwa model dinamik yang disusun dalam program *ithink*<sup>TM</sup> sudah valid. Gambar 4 menunjukkan perilaku dinamik proses pemanasan pada *stirred tank heater*.

#### Penyetelan Pengendali

Dari simulasi *lup* terbuka dengan mengubah  $F_j$  sebesar  $+1\text{ ft}^3/\text{menit}$ , didapatkan PRC seperti pada Gambar 5.



Gambar 4. Perilaku dinamik sistem tanpa pengendali



Gambar 5. PRC akibat perubahan variabel masukan

Konstanta-konstanta model empirik FOPDT dari PRC di atas seperti ditunjukkan pada Tabel 2. Kemudian, berdasarkan model empirik di atas, didapatkan harga parameter-parameter pengendali PID seperti ditunjukkan pada Tabel 3.

Tabel 2. Konstanta model empirik FOPDT

$\Delta$	1	Kp	11.54
$\bar{\theta}$	11,54	$\tau$	4,35
$t_{63\%}$	4,52	$\theta$	0,16
$t_{28\%}$	1,61		

Tabel 3. Parameter pengendali PID

Parameter	Harga
Kc	0,112
Ti	6,744
Td	2,558

**Respon Pengendali Suhu terhadap Perubahan Setpoint**

Setpoint (suhu fluida keluar tangki) diubah dari 125 °F menjadi 143,75 °F (+15%) dan 106,25 °F (-15%). Gambar 6 menunjukkan bahwa pengendali suhu yang dipasang dapat menangani perubahan setpoint hingga ±15%.

**Respon pengendali suhu terhadap pemberian gangguan**

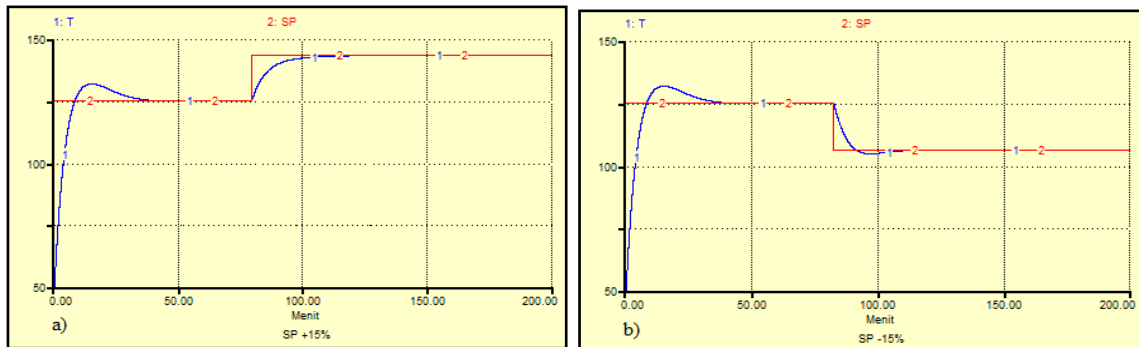
Hasil simulasi menunjukkan bahwa pengendali suhu dapat menangani gangguan-gangguan sebesar ±15% yang berupa

perubahan laju alir fluida proses, suhu masuk fluida proses, dan suhu masuk fluida pemanas.

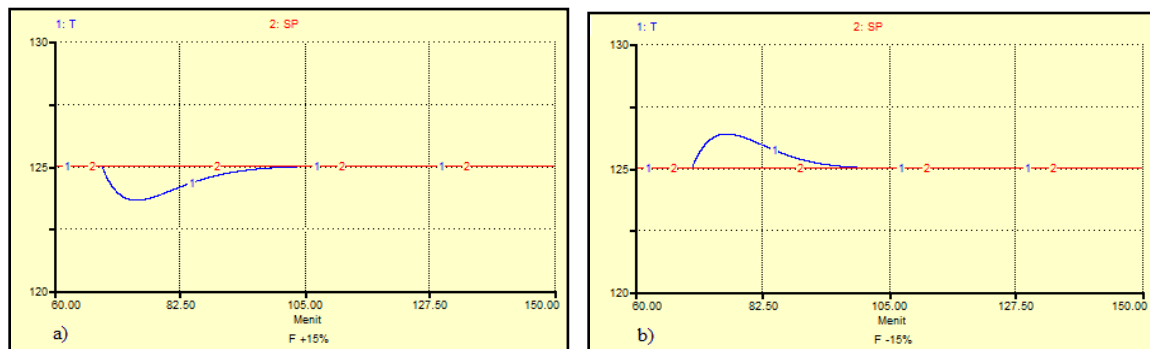
Gambar 7 menunjukkan kinerja pengendali saat diberi gangguan berupa perubahan laju alir fluida proses yang melewati tangki dari 1 ft<sup>3</sup>/menit menjadi 1,15 ft<sup>3</sup>/menit (+15%) dan 85 ft<sup>3</sup>/menit (-15%).

Gambar 8 menunjukkan kinerja pengendali saat diberi gangguan berupa perubahan suhu masukan fluida proses dari 50 °F menjadi 57,5 °F (+15%) dan 42,5 °F (-15%).

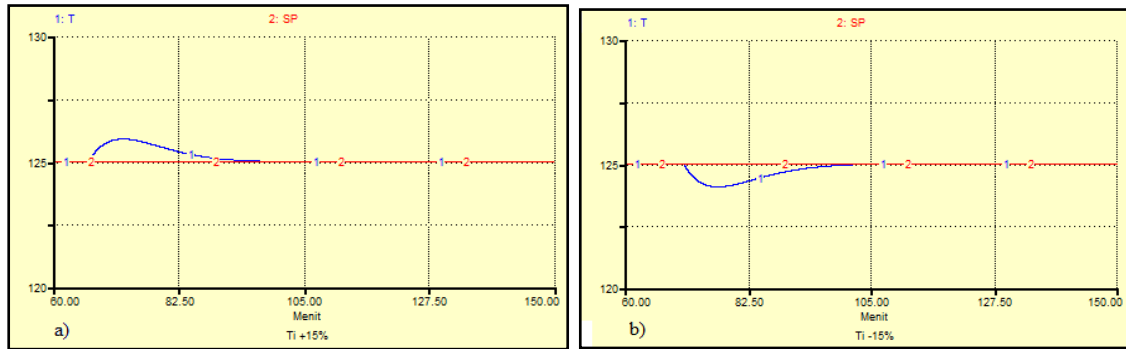
Gambar 9 menunjukkan kinerja pengendali saat diberi gangguan berupa perubahan suhu masukan fluida pemanas dari 200 °F menjadi 230 °F (+15%) dan 170 °F (-15%).



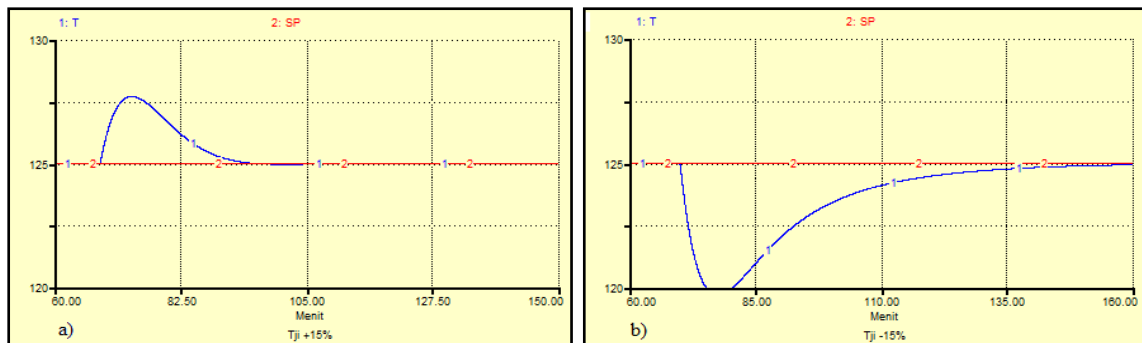
Gambar 6. Respon pengendali suhu terhadap perubahan setpoint sebesar a) +15%, b) -15%



Gambar 7. Respon suhu terhadap gangguan berupa perubahan laju alir fluida proese sebesar a) +15%, b) -15%



Gambar 8. Respon suhu terhadap gangguan berupa perubahan suhu fluida proses sebesar a) +15%, b) -15%



Gambar 9. Respon suhu terhadap gangguan berupa perubahan suhu fluida pemanas sebesar a) +15%, b) -15%

## KESIMPULAN

Proses pemanasan liquid pada *continuous stirred tank heater* dapat disimulasikan dengan model dinamik menggunakan program itthink™. Model dinamik diturunkan dari persamaan neraca massa dan energi. Suhu fluida yang keluar tangki dikendalikan dengan mengubah laju alir pemanas. Pengendali yang dipasang dapat menangani perubahan *setpoint* maupun gangguan sebesar  $\pm 15\%$ . Parameter pengendali PID yang didapatkan pada studi ini adalah  $K_c = 0,112$ ,  $T_i = 6,744$ , dan  $T_D = 2,558$ .

## DAFTAR NOTASI

$T_i$  : suhu awal fluida proses  
 $T$  : suhu akhir fluida proses  
 $T_{ji}$  : suhu awal fluida pemanas  
 $T_j$  : suhu akhir fluida pemanas  
 $V$  : volume fluida proses dalam tangki  
 $V_j$  : volume fluida pemanas dalam jaket  
 $\rho$  : densitas fluida proses  
 $\rho_j$  : densitas fluida pemanas  
 $C_p$  : kapasitas panas fluida proses  
 $C_{pj}$  : kapasitas panas fluida pemanas  
 $UA$  : luas area perpindahan panas  
 $F_i$  : laju alir fluida proses  
 $F_{ji}$  : laju alir fluida pemanas  
 $E$  : error (Galat)  
 $SP$  : *setpoint*

$t$  : waktu

## REFERENSI

- Bayusari, I., Caroline, Septiadi, R. dan Suprpto, B. Y. Perancangan Sistem Pemantauan Pengendali Suhu pada Stirred Tank Heater menggunakan Supervisory Control and Data Acquisition (SCADA). *Jurnal Rekayasa Elektrika*. 2013; 10 (3): 153-159.  
<http://dx.doi.org/10.17529/jre.v10i3.1031>
- Bequette, B. W. *Process Control Modeling Design and Simulation*. Prantice Hall International, New Jersey. 2002.
- Bequette, B. W. *Process Dynamics: Modeling Analysis and Simulation*. Prantice Hall International, New Jersey. 1998.
- Costello, D. J., dan Gawthrop, P. J. Physical-Model Based Control: Experiments with a Stirred-Tank Heater. *Chemical Engineering Research and Design*. 1997; 75 (3): 361-370.  
<http://dx.doi.org/10.1205/026387697523679>
- Forrester, Jay W. *Principle of Systems*. Wright-Allen Press, Inc. Cambridge, Massachusetts, USA. 1968.
- Gupta, M. K. *Practical Guide to Vegetable Oil Processing*. AOCS Publishing. 2017.

- Marlin, T. *Process Control: Designing Processes and Control Systems for Dynamic Performance*. 2nd Edition, McGraw-Hill, New York. 2000.
- Özgün, O. dan Barlas, Y. Effects of systemic complexity factors on task difficulty in a stock management game. *System Dynamic Review*. 2015; 31: 115–146. <http://dx.doi.org/10.1002/sdr.1543>
- Thornhill, N. F., Patwardhan, S. C., dan Shah, S. L. A continuous stirred tank heater simulation model with applications. *Journal of Process Control*. 2008; 18: 347–360. <http://dx.doi.org/10.1016/j.jprocont.2007.07.006>
- Wahid, A. Penyetelan Pengendali PID. *Presentasi Kuliah Pengendalian Proses*. Depok. Departemen Teknik Kimia Universitas Indonesia. 2006.
- Wahid, A. dan Gunawan, R. Metode Korelasi Baru Pada Penyetelan Pengendali PID dengan Pendekatan Model Empirik FOPDT. *Prosiding Seminar Nasional Teknologi Proses Kimia VII 2005*. Jakarta, Indonesia, 2005:1-9.
- Wahid, A. and Pangestu, M. Cipto. Analisis kebijakan industri minyak dan gas: Pendekatan sistem dinamik dan tabel input-output. *Prosiding Seminar Nasional Teknologi Proses Kimia V*. Jakarta. 2003; 1-11.
- Wahid, A. dan Iqbal, M. Pengendalian Kompresor dan Steam Reformer pada Perancangan Pabrik Biohidrogen dari Biomassa dengan Pengendali PI. *SINERGI*. 2016; 20 (2): 81-90. <http://dx.doi.org/10.22441/sinergi.2016.2.001>