

## Simulasi Pengendali Proporsional Integral pada Proses Penguapan

### Simulation of Proportional Integral Control for an Evaporation Process

Rudy Agustriyanto

Jurusan Teknik Kimia Universitas Surabaya, Jl. Raya Kalirungkut, Surabaya 60293

\*E-mail: rudy.agustriyanto@staff.ubaya.ac.id

#### Abstrak

Makalah ini mempresentasikan metode penyaringan signal input gradien sehingga dapat meningkatkan kinerja sistem pengendalian bila terjadi gangguan (*noise*) pada pembacaan sensor. Sistem pengendalian yang dipelajari adalah sistem pengendalian unit penguapan. Dua macam metode penyaringan akan diinvestigasi (yaitu: rerata empat harga berurutan dari signal yang terlibat dalam perhitungan gradien dan dengan menggunakan rumus:  $y_f(t) = (1+a) \times y(t) - a \times y_f(t-1)$ ). Keuntungan metode ini dinyatakan dalam reduksi biaya operasi total dibandingkan dengan kendali gradien yang tidak difilter. Penelitian menunjukkan bahwa dengan menyaring signal input gradien dapat mereduksi biaya operasi total.

Kata kunci: penguapan, pengendalian proses, saringan signal

#### Abstract

This paper presents filtering method for gradient input signal in order to enhance control performance under measurement noise. The system being studied is an evaporation control system. Two types of filtering method were investigated (i.e averaging of 4 consecutive data and using the following formula:  $y_f(t) = (1+a) \times y(t) - a \times y_f(t-1)$ ). The benefit of this method is quantified in terms of the total operating cost reduction compared to nonfiltered gradient control. It was found that filtering gradient input signal can successfully reduce the total operating cost.

Keywords: evaporation, process control, signal filtering

### 1. Pendahuluan

Faktor-faktor yang dapat mempengaruhi kinerja suatu sistem pengendalian proses antara lain adalah: pemahaman terhadap proses (keterkaitan antar variabel), pemilihan variabel yang akan dikendalikan maupun yang dimanipulasi dan penentuan parameter pengendali. Metode pemilihan pasangan variabel yang dikendalikan dan dimanipulasi berkisar mulai dari yang sifatnya heuristic sampai dengan yang didasarkan pada metode optimisasi. (Wang dkk., 2001). Penentuan parameter pengendali dalam prakteknya juga berkisar mulai dari pendekatan coba-coba sampai dengan yang didasarkan metode optimisasi. Lebih lanjut lagi, peningkatan kinerja pengendalian proses dapat juga dicapai dengan mengeksplorasi kemungkinan penerapan strategi yang lebih modern (*model predictive control* dll) maupun pengkondisian signal. Namun demikian, pada umumnya suatu desain yang sederhana namun dapat berfungsi maksimal manakala terjadi ketidakpastian lebih

disukai. Sayangnya dalam berbagai kasus desain ideal tersebut sulit dicapai karena ketidaklinearan proses, kuatnya interaksi antar variabel, ruwetnya proses dan juga gangguan pada signal hasil pengukuran sensor.

*Self-optimizing control* adalah suatu strategi pemilihan variabel yang dikendalikan (Jäschke dkk, 2017). Pada strategi ini fungsi obyektif ekonomis diadopsi sebagai kriteria seleksi. Dalam penentuan konfigurasi loop pengendali, kriteria seperti efisiensi exergi (Munir dkk., 2013) dan ekonomi pengendalian *plant-wide* (Gera dkk., 2012) mungkin saja digunakan sebagai tambahan terhadap metode yang sudah mapan seperti *relative gain array* (RGA) dan Niederlinski index.

Skogestad (2000) telah mempresentasikan suatu prosedur untuk pemilihan pasangan variabel yang mengarah pada optimisasi dengan sendirinya (*self-optimizing control*). Masalah utama pada metode yang ditawarkan adalah mencari variabel yang

tepat untuk dijaga konstan sedemikian sehingga kerugian yang ditimbulkan masih dalam kisaran yang dapat ditoleransi. Beberapa kasus telah dipelajari untuk metode tersebut antara lain: pengendalian kolom distilasi (Skogestad, 2000), Tennessee Eastman (Larsson dkk., 2001) dan proses reactor-recycle (Larsson dkk., 2003). Aplikasi teori *self-optimizing control* pada siklus refrigerasi 2 tahap juga telah dipelajari (Verheyleweghen and Jäschke, 2016). Kemudian Sayalero dkk (2012) menerapkan metode tersebut untuk pengendalian *hydrodesulfurization* HDS plant pada kilang minyak.

Berdasarkan konsep tersebut, Cao (2004) mengajukan suatu metode baru melalui differensiasi untuk pemilihan pasangan variabel yang memungkinkan penggunaan variabel lain (tidak terbatas pada variabel proses yang tersedia) untuk dikendalikan. Gradien diturunkan sebagai fungsi variabel yang ada dan secara langsung dipakai sebagai salah satu variabel yang dikendalikan untuk mencapai kondisi optimal. Hasil simulasi pada kondisi pengukuran bebas *noise* (Cao, 2004) menunjukkan bahwa metode ini dapat meningkatkan kinerja proses. Namun demikian perhitungan fungsi gradien sensitive terhadap gangguan pengukuran sehingga menurunkan kinerja. Agustriyanto dan Zhang (2006) mempelajari penggunaan saringan signal input gradien dan menunjukkan efektivitasnya terhadap kinerja pengendalian ketika sistem diberikan gangguan yang mengikuti pola orde satu plus *noise*. Serupa dengan itu, dalam artikel ini juga digunakan penyaringan signal untuk mengurangi pengaruh *noise*, namun sistem diberikan gangguan dengan serangkaian perubahan step.

Pengendalian yang optimal dapat dicapai dengan menggunakan metode differensiasi (Cao, 2004, 2006). Dalam metode ini, kondisi optimal lokal dari sistem pengendalian diturunkan. Kondisi optimal tersebut, yang dinyatakan sebagai kombinasi dari pengukuran yang ada, dapat dipakai sebagai variabel yang dikendalikan. Ide tersebut dijelaskan sebagai berikut (Cao, 2004, 2006; Niva dkk, 2015).

Pada masalah optimisasi berikut ini:

$$\begin{aligned} \min_{x,u} J &= \phi(x,u,d) & (1) \\ \text{s.t. } f(x,u,d) &= 0 \\ g(x,u,d) &\leq 0 \end{aligned}$$

Dimana  $J$  adalah fungsi obyektif, sedangkan  $f$  dan  $g$  adalah fungsi persamaan (*equality*)

dan pertidaksamaan (*inequalities*) pembatas (Edgar & Himmelblau, 2001).

Asumsikan pada titik optimal, persamaan berikut ini tercapai:

$$F(x^*, u^*, d) = \begin{bmatrix} f(x^*, u^*, d) \\ g_1(x^*, u^*, d) \end{bmatrix} = 0 \quad (2)$$

Bila  $m = (n_x + n_u) - (n_f + n_1) \neq 0$ , maka menurut kondisi Kuhn Tucker, terdapat  $m$  kondisi optimal orde satu.

Bila  $u^* = [x^{*T} \quad u_1^{*T}]^T$  dan  $v = u_2$ . Maka masalah optimisasi (1) dapat diformulasikan kembali sebagai:

$$\begin{aligned} \min_{z,v} J &= \phi(z,v,d) & (3) \\ \text{s.t. } F(z,v,d) &= 0 \end{aligned}$$

Kondisi optimal orde satu dari masalah optimisasi tersebut adalah:

$$J_v = \phi_v + \frac{\partial z}{\partial v} \phi_z = 0 \quad (4)$$

$$F_v + \frac{\partial z}{\partial v} F_z = 0 \quad (5)$$

Bila matriks Jacobian,  $F_z$ , tidak singular, maka kondisi kedua (5) adalah:

$$\frac{\partial z}{\partial v} = -F_v F_z^{-1} \quad (6)$$

Gabungkan (6) dan (4) akan menghasilkan kondisi optimal m-dimensi berikut:

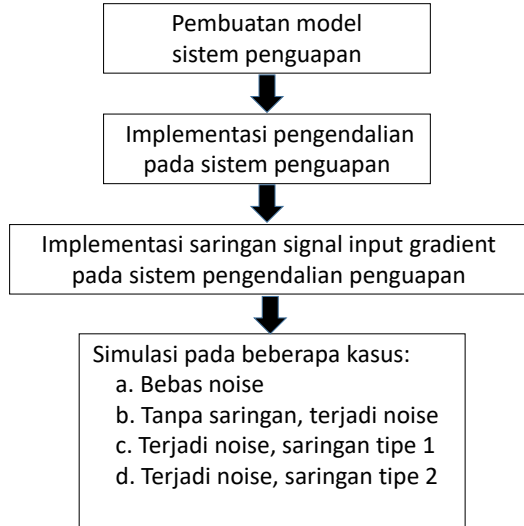
$$G(z,v,d) = J_v|_{F=0} = \phi_v - F_v F_z^{-1} \phi_z = 0 \quad (7)$$

Bila  $F(x^*, u^*, d) = 0$  adalah satu-satunya batasan (*constraint*) yang aktif untuk semua gangguan yang mungkin, maka nilai  $G(z,v,d) = 0$  adalah kondisi yang harus dipertahankan untuk menjamin operasi proses menjadi optimal. Maka, bila  $G(z,v,d) = 0$  dipertahankan oleh sistem pengendalian, maka operasi optimal dapat tercapai tanpa optimisasi ulang untuk gangguan yang berbeda, dengan demikian sistem akan terkendali optimal dengan sendirinya.

Newell (1989) menyediakan model sistem penguapan. Model ini telah dipelajari beberapa peneliti (Ye dkk, 2017; Hu dkk, 2012; Kariwala dkk, 2007; Cao 2004, 2006). Cao (2004, 2006) mempelajari pengendalian gradien dengan menggunakan kasus sistem penguapan tersebut. Sedangkan penelitian ini akan menerapkan saringan signal input gradien untuk kasus dimana terjadi *noise* pada pengukuran.

## 2. Metodologi

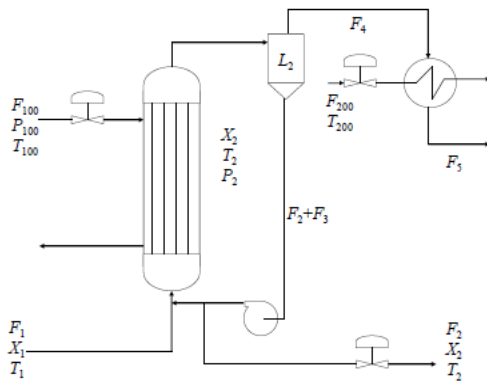
Penelitian ini merupakan studi simulasi atau modelling terhadap salah satu proses Teknik kimia, yaitu proses penguapan. Tahapan penelitian secara umum ditunjukkan pada Gambar 1. Detail tiap tahap dijelaskan pada subheading 2.1, 2.2, dan 2.3.



**Gambar 1.** Skema tahapan penelitian

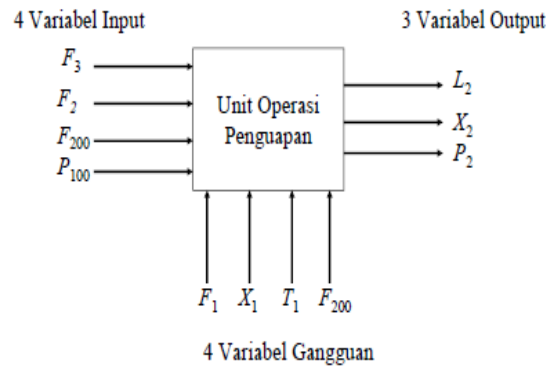
### 2.1. Sistem Penguapan

Sistem penguapan yang dipelajari (Newell, 1989) meliputi suatu bejana penukar kalor dengan pompa resirkulasi seperti ditunjukkan pada Gambar 2. Terdapat sebuah kondensator yang digunakan untuk mengembunkan uap produk. Terdapat tiga variabel yang akan dikendalikan ( $L_2$ ,  $X_2$  and  $P_2$ ), empat variabel manipulasi ( $F_2$ ,  $P_{100}$ ,  $F_3$  and  $F_{200}$ ), dan empat variabel gangguan ( $F_1$ ,  $X_1$ ,  $T_1$  and  $T_{200}$ ). Blok diagram proses penguapan ini ditunjukkan pada Gambar 3.



**Gambar 2.** Sistem penguapan

Model mekanistik untuk proses penguapan ini dan ringkasan semua variabel proses yang terlibat dapat dilihat di Tabel 1 dan 2.



**Gambar 3.** Blok diagram sistem penguapan

Biaya operasi meliputi ongkos listrik, uap pemanas, dan air pendingin (Heath et.al., 2000):

$$J = 600F_{100} + 0.6F_{200} + 1.009(F_2 + F_3) \quad (20)$$

Batasan kondisi operasi dinyatakan dalam pertidaksamaan berikut ini:

$$X_2 \geq 35 + 0.5\% \quad (21)$$

$$40kPa \leq P_2 \leq 80kPa \quad (22)$$

$$P_{100} \leq 400kPa \quad (23)$$

$$F_{200} \leq 400kg/min \quad (24)$$

$$0kg/min \leq F_3 \leq 100kg/min \quad (25)$$

**Tabel 1.** Model mekanistik proses penguapan

Model	
$\frac{dL_2}{dT} = \frac{F_1 - F_4 - F_2}{20}$	(8)
$\frac{dX_2}{dT} = \frac{F_1X_1 - F_2X_2}{20}$	(9)
$\frac{dP_2}{dT} = \frac{F_4 - F_5}{4}$	(10)
$T_2 = 0.5616P_2 + 0.3126X_2 + 48.43$	(11)
$T_3 = 0.507P_2 + 55.0$	(12)
$F_4 = \frac{Q_{100} - 0.07F_1(T_2 - T_1)}{38.5}$	(13)
$T_{100} = 0.1538P_{100} + 90.0$	(14)
$Q_{100} = 0.1839(F_1 + F_3)(T_{100} - T_2)$	(15)
$F_{100} = Q_{100}/36.6$	(16)
$Q_{200} = \frac{0.9576F_{200}(T_3 - T_{200})}{0.14F_{200} + 6.84}$	(17)
$T_{201} = T_{200} + \frac{13.68(T_3 - T_{200})}{0.14F_{200} + 6.84}$	(18)
$F_5 = \frac{Q_{200}}{38.5}$	(19)

**Tabel 2.** Variabel proses dan harga optimalnya (Newell, 1989, Cao, 2004))

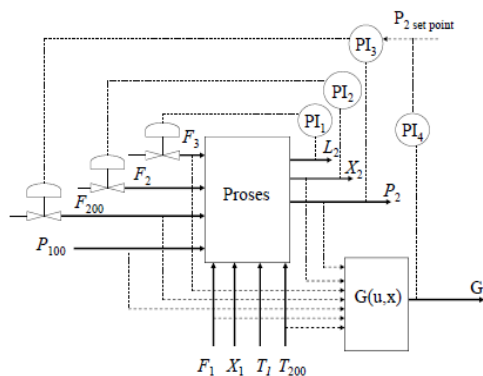
Variabel	Deskripsi	Harga	Satuan
$F_1$	Laju alir umpan	10	kg/min
$F_2$	Laju alir produk	1,41	kg/min
$F_3$	Laju alir sirkulasi	23,05	kg/min
$F_4$	Laju alir uap	8,59	kg/min
$F_5$	Laju alir kondensat	8,59	kg/min
$X_1$	Konsentrasi umpan	5	%
$X_2$	Konsentrasi produk	35,5	%
$T_1$	Suhu umpan	40	°C
$T_2$	Suhu produk	91,22	°C
$T_3$	Suhu uap	83,61	°C
$L_2$	Level separator	1	m
$P_2$	Tekanan operasi	56,42	kPa
$F_{100}$	Laju alir uap pemanas	10,02	kg/min
$T_{100}$	Suhu uap pemanas	151,52	°C
$P_{100}$	Tekanan uap pemanas	400	kPa
$Q_{100}$	Beban panas	366,63	kw
$F_{200}$	Laju alir air pendingin	230,54	kg/min
$T_{200}$	Suhu air pendingin masuk	25	°C
$T_{201}$	Suhu air pendingin keluar	45,5	°C
$Q_{200}$	Beban kondensor	330,77	kW

**2.2. Pengendalian Proses Penguapan**

Dengan menggunakan persamaan (7), fungsi gradien berikut ini dapat diturunkan untuk proses penguapan (Cao, 2004, 2006):

$$G = 0.6 - 0.5538 \frac{T_{201} - T_{200}}{F_{200}} \times \dots \left( 6.306 \frac{0.16(F_1 + F_3) + 0.07F_1}{T_{100} - T_2} + \frac{42F_1}{36.6} \right) \quad (26)$$

Fungsi gradien ini,  $G$ , dikendalikan oleh setpoint  $P_2$ , yang nantinya dikendalikan oleh  $F_{200}$  melalui struktur cascade. Loop lainnya dikonfigurasi sebagai berikut:  $L_2$  dikendalikan oleh  $F_3$  dan  $X_2$  oleh  $F_2$  (Gambar 4).



**Gambar 4.** Blok diagram sistem pengendalian proses dengan gradien ikut dikendalikan

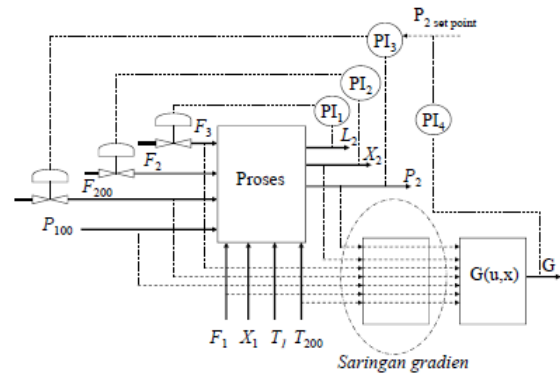
**2.3. Saringan Signal Input Gradien**

Seringkali dijumpai hasil pengukuran terganggu dengan *noise* yang dapat menghambat kinerja sistem pengendalian. Ada berbagai metode penyaringan untuk mengurangi *noise* pada signal pengukuran tetapi yang paling banyak dipakai adalah yang menggunakan prinsip sederhana rata-rata (Tham, 1998).

Metode berikut ini dipelajari untuk menyaring signal pada perhitungan gradien:

1. Tipe 1: Merata-rata empat harga berurutan dari signal yang terlibat dalam perhitungan gradien.
2. Tipe 2: Menggunakan filter berikut ini  $y_f(t) = (1+a) \times y(t) - a \times y_f(t-1)$ .

Implementasi saringan gradien pada sistem pengendalian penguapan ditunjukkan pada Gambar 5.



**Gambar 5.** Sistem pengendalian dengan saringan gradien

**3. Hasil dan Pembahasan**

**3.1. Struktur Pengendali**

Pada studi ini digunakan struktur pengendalian yang diusulkan Cao (2004). Sistem terdiri atas 3 loop pengendalian variabel proses dan sebuah loop pengendalian fungsi gradien dengan struktur *cascade* (Gambar 4). Pasangan loop dan parameter PI (*Proportional Integral*) ditunjukkan pada Tabel 3. Semua gangguan disimulasikan dengan signal step. Interval pergantian ditunjukkan pada Tabel 4. *Noise* pengukuran disimulasikan dan ditambahkan pada variabel proses. *Noise* pengukuran tersebut mengikuti distribusi normal dengan rata-rata nol dan standar deviasi diberikan pada Tabel 5.

Efektifitas metode penyaringan gradien ditunjukkan dengan hasil simulasi

penggunaan saringan tipe 1 dan 2 dibandingkan dengan tanpa saringan.

**Tabel 3.** Pasangan loop dan parameter pengendali PI

Loop	$K_c$	$T_i$ [min]
$(L_2-F_3)$	-200	5
$(X_2-F_2)$	-3	0,8
$(P_2-F_{200})$	-100	20
$(G-P_2_{setpoint})$	-2	1

**Tabel 4.** Interval gangguan

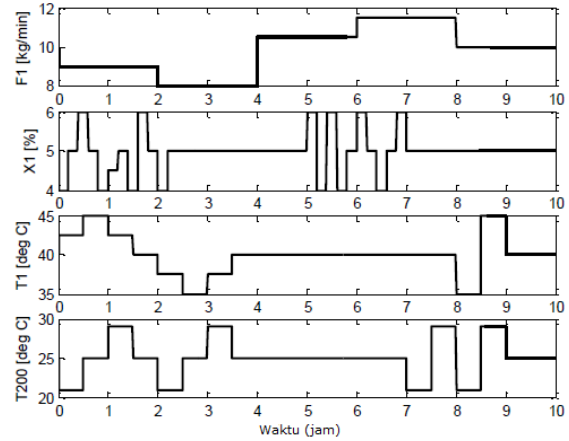
Gangguan	Interval (min.)
F1	120
X1	12
T1	30
T200	30

**Tabel 5.** Standar deviasi noise

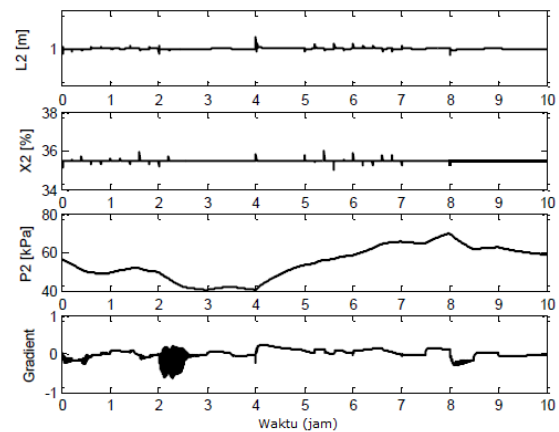
Variabel	Deskripsi	Standar deviasi
$F_1$	Laju alir umpan	0,2
$F_2$	Laju alir produk	0,1
$F_3$	Laju alir sirkulasi	0,2
$F_4$	Laju alir uap	0,2
$F_5$	Laju alir kondensat	0,2
$X_1$	Konsentrasi umpan	0,2
$X_2$	Konsentrasi produk	0,3
$T_1$	Suhu umpan	0,4
$T_2$	Suhu produk	0,9
$T_3$	Suhu uap	0,8
$L_2$	Level separator	0,02
$P_2$	Tekanan operasi	0,5
$F_{100}$	Laju alir uap pemanas	0,2
$T_{100}$	Suhu uap pemanas	1
$P_{100}$	Tekanan uap pemanas	1
$Q_{100}$	Beban panas	1
$F_{200}$	Laju alir air pendingin masuk	1
$T_{200}$	Suhu air pendingin masuk	0,3
$T_{201}$	Suhu air pendingin keluar	0,5
$Q_{200}$	Beban kondensor	1

**3.2. Kasus 1: Bebas Noise**

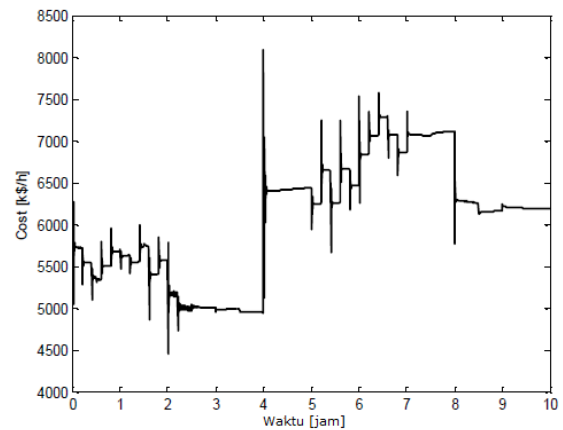
Pada kasus pengukuran bebas noise, dilakukan test perubahan gangguan seperti ditunjukkan pada Gambar 6. Gangguan yang diberikan sedikit berbeda dengan Cao (2004) maupun Agustriyanto & Zhang (2006). Kinerja sistem pengendalian dapat dilihat pada Gambar 7 dan 8. Tampak bahwa strategi pengendalian ini mampu menolak gangguan yang terjadi dengan baik dan semua variable yang dikendalikan tidak melanggar batasan yang diijinkan. Hasil ini sesuai dengan literature (Cao 2004, Agustriyanto & Zhang, 2006). Gambar 8 menampilkan profil biaya operasi untuk kondisi ini sedangkan total biaya operasi untuk 10 jam adalah \$ 60498 (Tabel 6).



**Gambar 6.** Profil gangguan (bebas noise)



**Gambar 7.** Profil variable yang dikendalikan (bebas noise)

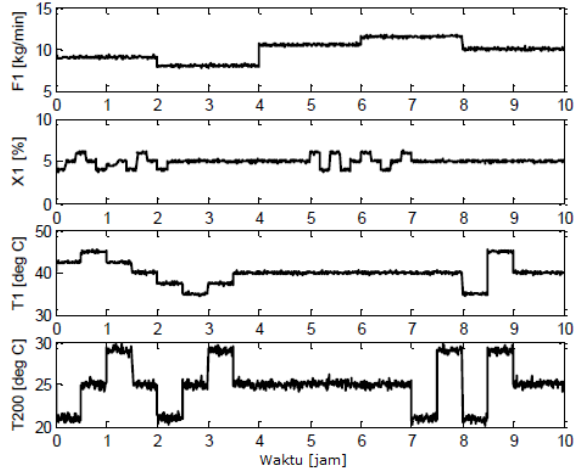


**Gambar 8.** Profil biaya operasi (bebas noise)

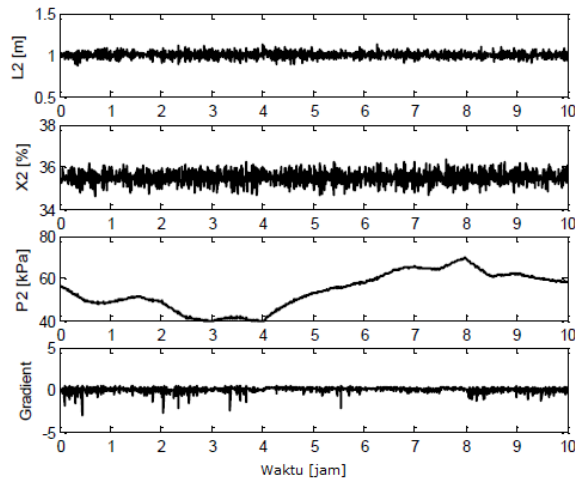
**3.3. Kasus 2: Tanpa Saringan, Terjadi Noise**

Pada kasus 2, ditunjukkan pengaruh noise pengukuran sensor pada sistem pengendalian yang dipelajari. Seperti ditunjukkan pada Tabel 6, noise pada hasil pengukuran sensor akan mengurangi kinerja pengendalian. Dalam 10 jam, biaya operasi meningkat sebanyak \$ 104 dibandingkan dengan kondisi tanpa noise. Profil variable gangguan

dan output proses dapat dilihat pada Gambar 9 dan 10. Gambar 11 menunjukkan profil biaya operasinya. Tampak bahwa noise pada pengukuran sensor akan meningkatkan batas bawah dan batas atas pada semua variable yang dikendalikan (Agustriyanto, 2010).



Gambar 9. Profil gangguan (terjadi noise)

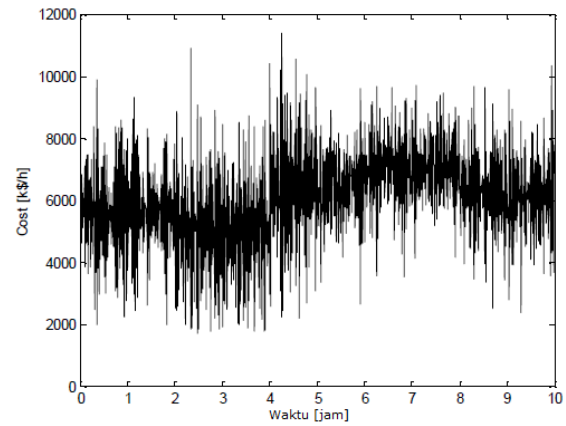


Gambar 10. Profil variable output – tanpa saringan

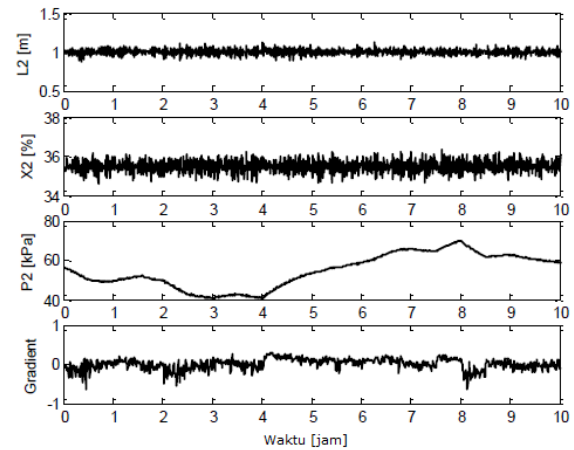
### 3.4. Kasus 3: Terjadi Noise, Saringan Tipe 1

Gangguan yang sama seperti ditunjukkan pada Gambar 9, kemudian diberikan pada sistem pengendalian yang menggunakan saringan tipe 1. Seperti ditunjukkan pada Tabel 6, biaya operasi berhasil diturunkan sampai dengan sebesar \$24 bila dibandingkan tanpa penyaringan. Profil output dan biaya operasi ditunjukkan pada Gambar 12 dan 13. Dengan menggunakan filter ini, peningkatan kinerja dapat dicapai dan ditunjukkan dengan lebih sempitnya kisaran gradien (Gambar 12) dibandingkan dengan hasil simulasi tanpa penyaringan

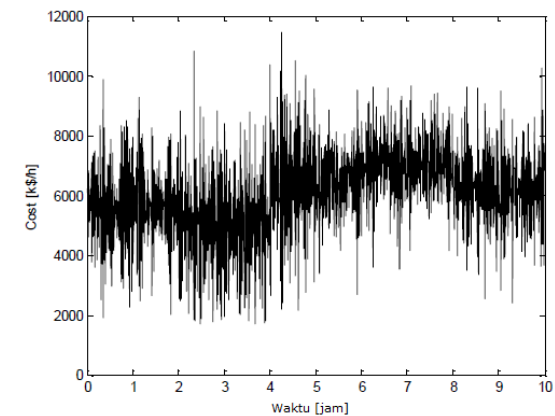
(Gambar 10). Sedangkan performa variabel output lainnya sulit teramati.



Gambar 11. Profil biaya operasi – tanpa saringan



Gambar 12. Profil variable output–saringan tipe 1



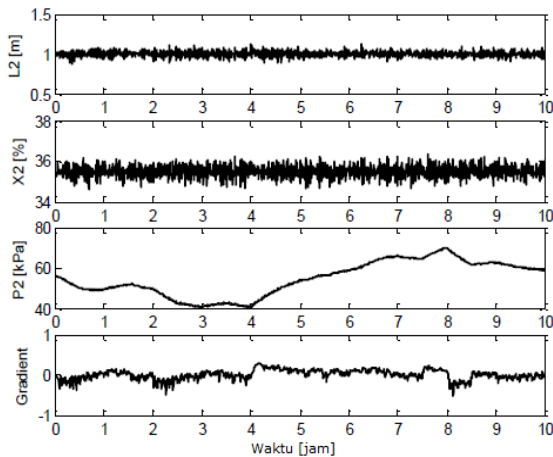
Gambar 13. Profil biaya operasi – saringan tipe 1

### 3.5. Kasus 4: Terjadi Noise, Saringan Tipe 2

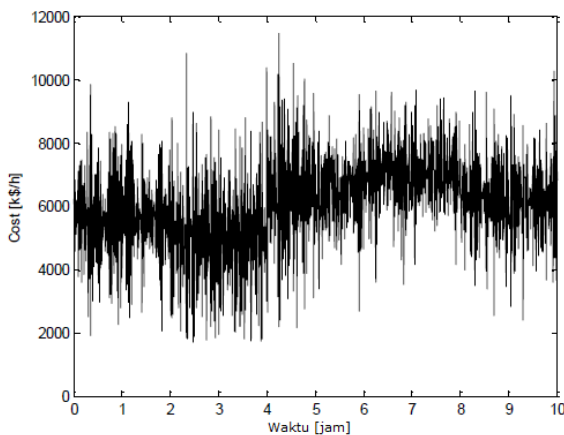
Sekali lagi gangguan yang sama seperti ditunjukkan pada Gambar 9 diberikan

kepada system, tetapi sekarang menggunakan saringan tipe 2 dengan nilai  $a = -0.75$ . Kinerja pengendalian yang dinyatakan dalam biaya operasi dapat lebih ditingkatkan dengan metode ini. Tabel 6 menunjukkan bahwa biaya operasi selama 10 jam adalah lebih rendah sebesar \$26 daripada hasil yang diperoleh pada sistem tanpa menggunakan saringan. Hasil simulasi persoalan pada kasus 4 ini ditunjukkan pada Gambar 14 dan 15.

Pada penggunaan saringan tipe 2 ini, peningkatan kinerja juga ditunjukkan dengan kisaran yang lebih sempit pada variabel fungsi gradien yang dikendalikan seperti diperlihatkan pada Gambar 14. Hal ini yang membedakan dengan tipe tanpa saringan seperti ditampilkan pada Gambar 10. Hal ini menunjukkan keberhasilan metode saringan tipe 2.



Gambar 14. Profil variable output-saringan tipe 2



Gambar 15. Profil biaya operasi - saringan tipe 2

Secara umum, hasil yang diperoleh dari bagian ini dan bagian sebelumnya (kasus 4 maupun kasus 3) memiliki kecenderungan yang sama dengan penelitian sebelumnya

(Agustriyanto dan Zhang, 2006; Agustriyanto 2010).

Tabel 6. Perbandingan biaya operasi untuk periode 10 jam

Kasus	Biaya Operasi, USD
Tanpa noise	60498
Terjadi noise, tanpa saringan	60602
Terjadi noise, saringan tipe 1	60578
Terjadi noise, saringan tipe 2	60576

#### 4. Kesimpulan

Penelitian ini berhasil mengurangi efek merugikan dari *noise* pada pengukuran. Perhitungan fungsi gradien adalah sensitive terhadap gangguan pengukuran sehingga dapat mempengaruhi kinerja pengendalian. Semakin kecil biaya operasi maka semakin baik kinerja pengendali. Hal ini disebabkan bahwa tujuan suatu *process plant* adalah menghasilkan keuntungan. Penyaringan signal input gradien akan meningkatkan kinerja pengendalian. Hasil simulasi menunjukkan bahwa penyaringan signal dapat menghemat biaya operasi. Untuk jangka panjang dan kapasitas produksi yang lebih besar, maka penghematan ini akan dirasa sangat menguntungkan.

#### Ucapan Terimakasih

Terima kasih kepada Universitas Surabaya atas dukungannya sehingga penelitian ini dapat terlaksana.

#### Daftar Pustaka

- Agustriyanto, R., and Zhang, J. (2006) Self optimizing control of an evaporation process under noisy measurements, *International Control Conference*, Glasgow.
- Agustriyanto, R., (2010) Peningkatan kinerja pengendalian proses dengan saringan signal input gradien, *Prosiding Seminar Nasional Teknik Kimia UNPAR*, Bandung, 22 April.
- Cao, Y., (2004) Constrained self-optimizing control via differentiation, *7th International Symposium on Advanced Control of Chemical Processes*, HongKong.
- Cao, Y., (2006) Direct and indirect gradient control for static optimization, *International Journal of Automation and Computing*, 2, no.1, 60-66.

- Edgar, T.F., Himmelblau, D.M. (2001) *Optimization of Chemical Processes*, McGraw-Hill, New York.
- Gera, V., Panahi, M., Skogestad, S., Kaistha, N., (2012) Economic plantwide control of the cumene process, *Industrial & Engineering Chemistry Research* 52 (2), 830-846.
- Heath, J.A., I. K. Kookos., and J.D. Perkins, (2000) Process Control Structure Selection Based on Economics, *AIChE Journal*, 46 (10), 1998-2016.
- Hu, W., Umar, L.M., Xiao, G., Kariwala, V (2012) Local self-optimizing control of constrained processes, *Journal of Process Control*, 22, 488-493.
- Jäschke, J., Cao, Y., Kariwala, V (2017) Self-optimizing control – A survey, *Annual Reviews in Control*, 43, 199-223.
- Kariwala, V., Cao, Y., Janardhanan, S., (2007) Optimal measurement combinations as controlled variables, *8<sup>th</sup> International IFAC Symposium on Dynamics and Control of Process Systems*, Cancun Mexico.
- Larsson, T., Govatsmark, M. S., Skogestad, S., and Yu, C. C. (2003) Control structure selection for reactor, separator, and recycle processes, *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 42 (6), 1225-1234.
- Larsson, T, K. Hestetun., Espen Hovland, and S., Skogestad (2001) Self-Optimizing Control of a Large-Scale Plant: The Tennessee Eastman Process, *Industrial Engineering Chemistry Research*, 40, 4889-4901.
- Munir, M.T., Yu, W., Young, B.R., (2013) Plant-wide control: eco-efficiency and control loop configuration, *ISA Trans*, 52, 162-169.
- Newell, R. B. a. P. L. L. (1989) *Applied Process Control - A Case Study*. Englewood Cliffs, NJ.
- Niva, L., Ikonen, E., Kovács, J., (2015) Self-optimizing control structure design in oxy-fuel circulating fluidized bed combustion, *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 43, 93-107.
- Sayalero, E.G., Skogestad, S., Prada, C., Sola, J.M., González, R. (2012) Self-optimizing control for hydrogen optimization in a diesel hydrodesulfurization plant, *Computer Aided Chemical Engineering*, 31, 1647-1651.
- Skogestad, S. (2000) Plantwide Control: The Search for The Self-Optimizing Control Structure, *Journal of Process Control*, 10, 487-507.
- Tham, M. T. (1998) Dealing with Measurement noise. <http://lorien.ncl.ac.uk/~ming/filter/filter.htm>.
- Verheyleweghen, A., Jäschke, J., (2016) Self-Optimizing Control of a Two -Stage Refrigeration Cycle, *IFAC-PapersOnLine*, 49-2, 845-850.
- Wang, P., and T. McAvoy (2001) Synthesis of Plantwide Control System Using a Dynamic Model and Optimization, *Industrial Engineering Chemistry Research*, 40, 5732-5742.
- Ye, L., Cao, Y., Skogestad, S (2017) Global Self-Optimizing Control for Uncertain Constrained Process Systems, *FAC PapersOnLine*, 50-1, 4672-4677.



