

# Rancang Bangun Sistem Pengendalian Temperatur Menggunakan IMC-PID pada *Shell and Tube Heat Exchanger Segmental Baffle*

Vieri Limanto dan Totok Ruki Biyanto

Departemen Teknik Fisika, Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS)

e-mail: trb@ep.its.ac.id

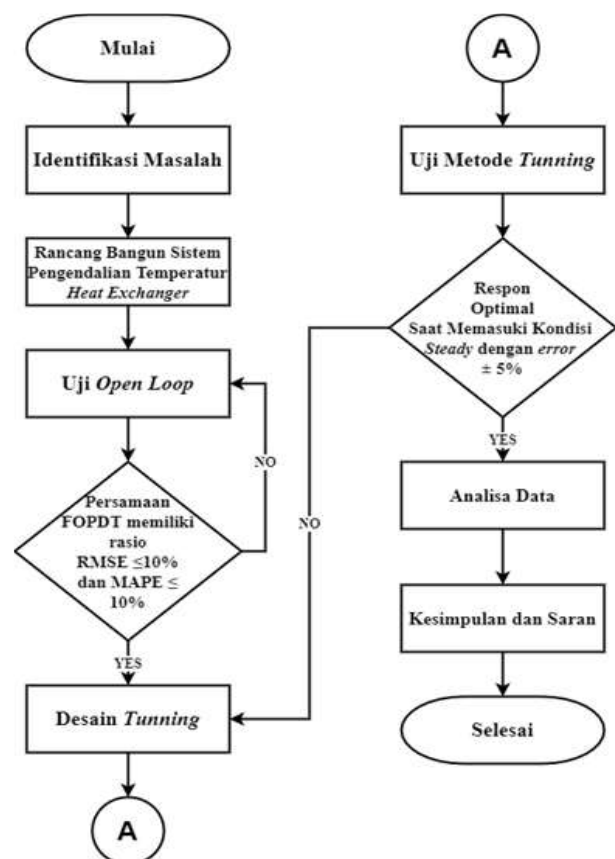
**Abstrak**—Dalam dunia industri diperlukan metode kontrol yang optimal agar produk yang dihasilkan dapat sesuai dengan yang diinginkan. Salah satu *equipment* yang perlu dikendalikan adalah *heat exchanger*. *Heat exchanger* merupakan *equipment* yang bertujuan melakukan pertukaran panas dari fluida yang bertemperatur tinggi ke fluida yang bertemperatur rendah. Terdapat beberapa jenis *heat exchanger*, namun salah satu *heat exchanger* yang sering digunakan adalah *heat exchanger shell and tube* (STHE). Pada bagian dalam STHE terdapat *baffle*. *Baffle* sendiri memiliki beragam jenis, salah satunya yaitu *single segmental baffle*, setelah diketahui desain dari STHE yang digunakan, perlu adanya sistem pengendalian agar tercapainya kriteria produk yang sesuai dengan *setpoint*. Sistem pengendalian yang baik perlu dilakukan pemilihan metode kontrol yang tepat, pada penulisan tugas akhir ini akan membahas pengaruh metode kontrol IMC-PID yang dibandingkan dengan *Ziegler Nichols*-PID terhadap STHE *segmental baffle*. Hasil yang diperoleh dengan diterapkannya IMC-PID serta menggunakan berbagai variasi  $\lambda$ , agar pengendalian sesuai dengan *setpoint*. Didapatkan IMC-PID dengan  $\lambda > 0.1\tau$  memberikan hasil yang lebih baik dalam menjaga kestabilan walaupun ditambahkan *disturbance*. Hal ini diperoleh dari nilai IAE sebesar 455.0447, nilai tersebut merupakan hasil yang terbaik dari berbagai metode kontrol yang dilakukan.

**Kata Kunci**—IAE, IMC-PID, STHE, *Ziegler Nichols*-PID.

## I. PENDAHULUAN

**H** *Heat exchanger* merupakan salah satu contoh *equipment* yang digunakan dengan tujuan melakukan pertukaran panas dari fluida yang bertemperatur tinggi ke fluida yang bertemperatur yang lebih rendah [1]. Dalam *heat exchanger*, fluida dipisahkan oleh dinding padat sebagai pemisah, sehingga tidak berinteraksi secara langsung. Terdapat beberapa jenis desain *heat exchanger* antara lain *tubular heat exchanger*, *plate heat exchanger*, dan *extended surface heat exchanger*. Pada dunia industri khususnya pada bidang *oil and gas* secara umum menggunakan *heat exchanger shell and tube* untuk melakukan pertukaran panas antar fluida [2].

*Heat exchanger shell and tube* banyak digunakan karena secara geometri *heat exchanger shell and tube* memiliki ketahanan yang baik, dan dalam segi perawatan lebih ekonomis. Hal ini didasari dengan klasifikasi oleh TEMA (*Tubular Exchanger Manufacturers Association*) [3]. Agar dapat terjadi perpindahan panas yang diharapkan diperlukan syarat yang harus terpenuhi, yaitu: memiliki *flow* yang tinggi pada bagian *tube*, *pressure drop* yang rendah, *heat transfer coefficient* yang tinggi, dan memiliki *fouling* yang rendah [4]. Selain syarat-syarat yang harus dipenuhi agar *heat exchanger shell and tube* dapat terjadinya perpindahan panas, harus memperhatikan bagian dalam dari *heat exchanger shell and*



Gambar 1. Metodologi Penelitian.

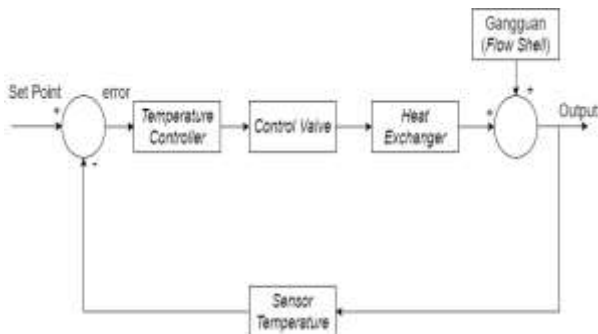
*tube*.

Pada bagian dalam *shell and tube heat exchanger* terdapat komponen yang disebut *baffle*. *Baffle* memiliki tujuan untuk memperluas serta memperpanjang dari pada pertemuan antar fluida, fluida dingin pada *heat exchanger shell and tube* terdapat dibagian *shell* dan fluida panas dibagian *tube*, agar tercapainya efektifitas dalam mentransfer panas [5]. Setelah memahami bagian dalam dari *heat exchanger shell and tube*, terdapat hal lain yang sama penting yaitu metode kontrol.

Metode kontrol sangat penting, apabila produk yang diinginkan tidak sesuai dengan *setpoint* maka akan terjadi masalah. Temperatur yang terlalu rendah akan menyebabkan penambahan bahan kimia sehingga akan mengalami penambahan biaya, sedangkan pada saat temperatur terlalu tinggi akan terjadi bahaya yang serius. Selama ini telah terjadi peristiwa yang berbahaya, yang diakibatkan oleh kesalahan dalam pengendalian temperatur *crude oil* terhadap *setpoint*. Metode kontrol bertujuan agar proses mampu mencapai *setpoint* yang telah diatur, walaupun adanya *disturbance*. Metode kontrol yang digunakan dalam dunia industri sangat beragam, namun yang paling banyak digunakan adalah



Gambar 2. Equipment Sistem Heat Exchanger.



Gambar 3. Diagram Block Feedback Control.

kontrol PID (*Proporsional Integral Derivative*) hal ini disebabkan oleh penerapan kontrol PID yang sangat mudah pada saat pemberian parameter kontrol [6]. Dalam penerapan kontrol PID terdapat beberapa metode kontrol yang dapat digunakan dalam dunia industri antara lain yaitu, *Ziegler Nichols PID*, *Cohen-Coon*, *ITAE*, dan *IMC-PID*. Berbagai metode kontrol yang telah disebutkan memiliki karakteristik dan fungsi tersendiri, contohnya seperti *IMC-PID* yang memiliki karakteristik dalam menjaga kestabilan menghadapi *disturbance* lebih baik dibanding dengan metode yang lain. Maka pada penelitian tugas akhir ini akan membahas mengenai efek pengendalian temperatur *IMC-PID* dengan berbagai variasi  $\lambda$  terhadap *heat exchanger shell and tube*, untuk melakukan pembuktian bahwa *IMC-PID* merupakan metode kontrol yang memiliki ketahanan terhadap *disturbance*, maka ditambahkan metode kontrol lain yaitu, *Ziegler Nichols PID* yang digunakan dengan tujuan sebagai pembanding dengan metode kontrol *IMC-PID*.

Berdasarkan penjabaran latar belakang diatas, maka penulis melakukan penelitian tugas akhir mengenai *heat exchanger shell and tube* dengan melakukan pengendalian temperatur menggunakan metode *Internal Mode Control-PID* yang dibandingkan dengan metode *Ziegler Nichols-PID* dengan metode penelitian yang ditunjukkan pada Gambar 1.

## II. URAIAN PENELITIAN

### A. Heat exchanger shell and tube

Heat Exchanger merupakan suatu alat yang bertujuan untuk melakukan perpindahan panas antara 2 fluida yang memiliki berbeda temperatur dan dipisahkan oleh dinding padat [7]. Salah satu jenis dari pada heat exchanger yang digunakan dalam dunia industri adalah heat exchanger tipe shell and tube. Di dalam heat exchanger shell and tube memiliki 2 jalur yang terpisah yang berbentuk silindris [8].

### B. Internal Mode Control – PID (IMC-PID)

Metode kontrol IMC (*Internal Mode Control*) adalah metode kontrol yang berbasis model yang lebih komprehensif. Metode kontrol IMC (*Internal Mode Control*) dikembangkan oleh Morari dan Garcia pada tahun 1982. Metode IMC (*Internal Mode Control*) didasari oleh model proses yang diasumsikan dan mengarah ke hasil analisis untuk dapat mengontrol kontroler. Pendekatan IMC memiliki keuntungan yaitu berlaku pada model ketidakpastian serta keseimbangan antara performa dan ketangguhan sehingga bisa dapat dianalisa dengan lebih sistematis [9].

### C. First Order Plus Death Time (FOPDT)

FOPDT (*first order plus dead time*) adalah model fungsi orde satu dengan ditambahi death time [10]. FOPDT (*first order plus dead time*) dapat diperoleh melalui uji open loop. Uji open loop adalah hasil yang diperoleh dari mengamati perubahan manipulated variable terhadap process variable.

### D. Feedback dan Feedback Feedforward Kontrol

*Feedback control* adalah sistem kontrol yang menggunakan prinsip *close loop*. *Close Loop* memiliki sistem kerja yang dimana nilai pengukuran sensor akan masuk pada *summing point*, nilai tersebut merupakan nilai *feedback* yang nantinya akan dikurangkan dengan *setpoint*, sehingga diperoleh nilai *error* yang akan menjadi inputan pada *controller*.

*Feedforward control* merupakan strategi kontrol yang mampu mengurangi pengaruh gangguan. Mekanisme *feedforward control* berjalan dengan cara mengukur *disturbance* yang akan menjadi input pada plant, hal ini akan menjadi informasi tambahan agar dapat memberikan “peringatan dini” bahwa variabel yang dikendalikan akan terganggu beberapa waktu dimasa depan. Dengan peringatan ini *feedforward control* memiliki kesempatan untuk menyesuaikan variabel yang dimanipulasi sebelum variabel proses yang dikendalikan menyimpang dari nilai *setpoint* [11].

### E. Tuning PID

Pengendali PID merupakan sistem pengendali gabungan antara *proportional*, *integral* dan *derivative*. Pengendali *proportional*, *integral* dan *derivative* memiliki kriteria masing-masing yang bertujuan saling melengkapi. Pengendali *proportional* memiliki tujuan yaitu mempercepat proses berjalan, namun apabila nilai *proportional* terlalu besar akan mengakibatkan nilai hasil respon sesuai dengan *setpoint* sehingga *error* tidak akan bernilai nol. Pengendali *integral* memiliki fungsi yaitu, akan mengintegrasikan *error*, untuk bertujuan mengoreksi *error*. Pengendali *derivative* memiliki tujuan untuk menstabilkan hasil respon kontrol, dengan kata lain akan meredam *overshoot* dan memperkecil *error*. Pengendali PID memiliki persamaan yaitu sebagai berikut [12]:

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

dimana:

$u(t)$  : sinyal *error*

$e(t)$  : *error*

$K_c$  : *gain controller*.

$T_i$  : *integral time*

Tabel 1.  
Data Desain *Heat Exchanger Shell and Tube*

Parameter	HE <sup>a</sup>	Shell	Tube
Panjang HE	100 cm		
Diameter dalam shell		15,5 cm	
Diameter luar shell		16 cm	
Material shell		Carbon steel	
Baffle type		Segmental	
Sudut kemiringan baffle		90°	
Tinggi baffle		7,5 cm	
Diameter baffle		15 cm	
Jumlah baffle		4	
Panjang tube			89 cm
Jumlah tube			6
Tube layout			Square pitch rotated
Pitch jarak			4,5 cm
Sudut pitch			90°
Material tube			Stainless steel

Keterangan:

<sup>a</sup>HE – Heat Exchanger.

$T_d$  : derivative time

F. Evaluasi Hasil Kontrol

Dalam melakukan evaluasi hasil kontrol memiliki beberapa kriteria/parameter yang dapat membuat hasil respon kontrol dikatakan baik

1. *Rise time* ( $t_r$ ) adalah waktu yang diperlukan oleh respon untuk naik dari 10% menjadi 90% terhadap nilai akhir yang digunakan [13].
2. *Peak time* ( $t_p$ ) adalah waktu yang diperlukan respon untuk mencapai puncak pertama *overshoot* [9].
3. *Maximum overshoot* ( $M_p$ ) adalah nilai puncak kurva respon yang diukur dalam satuan. Apabila nilai akhir keadaan *steady* jauh dari nilai satu, maka satuan yang digunakan adalah persentase (%). Dalam dunia industri *overshoot* tidak boleh melebihi 8%-10% [13].
4. *Settling time* ( $t_s$ ) adalah waktu yang diperlukan respon untuk masuk daerah kriteria *error* 5% dari nilai akhir. [17]
5. *IAE* (*Integral of Absolute Error*) adalah kesalahan yang diintegrasikan dari waktu ke waktu, sehingga semakin kecil nilai *Integral of Absolute Error* (IAE) maka akan semakin baik hasil respon terhadap *setpoint*. Untuk mendapatkan nilai IAE menggunakan persamaan [14].

$$IAE = \int_0^{\infty} |e(t)| dt \tag{2}$$

III. RANCANGAN BANGUN

A. Rancang Bangun Sistem Pengendalian Temperatur Heat Exchanger

Pada tahap rancang bangun sistem pengendalian temperatur heat exchanger shell and tube diperlukan ukuran dan model dari equipment, agar dapat diketahui parameter-parameter P, I, dan D untuk mewujudkan hasil respon kontrol yang optimal seperti yang ditunjukkan Gambar 2 dan Gambar 3. Pada penelitian tugas akhir ini menggunakan equipment heat exchanger shell and tube single segmental baffle yang memiliki model dan system sesuai dengan Tabel 1.

Tabel 2.  
Karakteristik *Control Valve* pada bagian *Tube*

MOTOR 1 TUBE						
A	BITS MAX	BITS MIN	SE LI SI H	ME DIA N BITS	PUTAR-AN	BUKA-AN VALVE
1ma	55	42	13	51.5	0.30	5.03%
2ma	107	95	12	101	0.59	9.87%
3ma	162	145	17	153.5	0.90	15.00%
4ma	218	194	24	206	1.21	20.14%
5ma	272	246	26	259	1.52	25.32%
6ma	328	300	28	314	1.84	30.69%
7ma	381	355	26	268	2.16	35.97%
8ma	434	410	24	422	2.48	41.25%
9ma	486	462	24	474	2.78	46.33%
10ma	539	516	23	527.5	3.09	51.56%
11ma	593	572	21	582.5	3.42	56.94%
12ma	645	625	20	635	3.72	62.07%
13ma	699	677	22	688	4.04	67.25%
14ma	753	730	23	741.5	4.35	72.48%
15ma	806	784	22	794.5	4.66	77.66%
16ma	859	837	22	847.5	4.97	82.84%
17ma	913	891	22	900.5	5.28	88.03%
18ma	966	941	25	953.5	5.59	93.21%
19ma	1017	993	24	1005	5.89	98.24%
20ma	1023	1023	0	1023	6.00	100.00%

Tabel 3.  
Karakteristik *Control Valve* pada bagian *Shell*

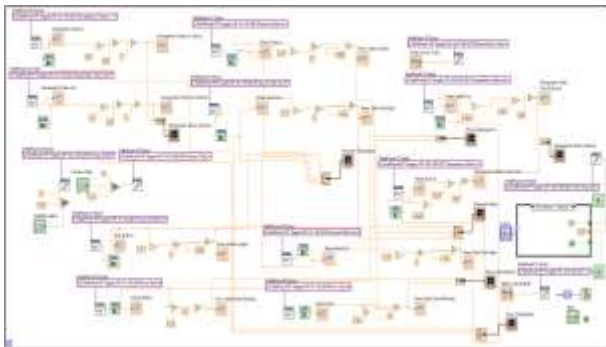
MOTOR 2 SHELL						
A	BITS MAX	BITS MIN	SE LI SI H	MED IAN BITS	PUTAR-AN	BUKA-AN VALVE
1ma	53	42	11	47.5	0.28	4.64%
2ma	107	96	11	101.5	0.60	9.92%
3ma	162	146	16	154	0.90	15.05%
4ma	216	199	17	207.5	1.22	20.28%
5ma	270	250	20	260	1.52	25.42%
6ma	325	301	24	313	1.84	30.60%
7ma	379	356	23	367.5	2.16	35.92%
8ma	432	411	21	421.5	2.47	41.20%
9ma	483	462	21	472.5	2.77	46.19%
10ma	535	518	17	526.5	3.09	51.47%
11ma	592	571	21	581.5	3.41	56.84%
12ma	644	626	18	635	3.72	62.07%
13ma	696	677	19	686.5	4.03	67.11%
14ma	751	732	19	741.5	4.35	72.48%
15ma	804	785	19	794.3	4.66	77.64%
16ma	858	838	20	847.25	4.97	82.82%
17ma	912	892	20	900.1	5.28	87.99%
18ma	962	944	18	953	5.59	93.16%
19ma	1016	997	19	1006.5	5.90	98.39%
20ma	1023	1023	0	1023	6	100.00%

B. Pengkarakterisasi Equipment

Karakterisasi merupakan kondisi steady dari sistem *heat exchanger shell and tube*. Hal ini diperlukan untuk mengetahui karakteristik komponen yang digunakan pada sistem pengendalian temperatur *heat exchanger shell and tube*. Beberapa komponen yang perlu diamati diantaranya adalah *heat exchanger shell and tube* dan *control valve*. Hal-hal yang perlu diamati pada *heat exchanger shell and tube* adalah delta temperatur shell terhadap flow tube pada range flow pada saat dioperasikan, *flow shell* terhadap temperatur tube in dan tube out, flow tube terhadap temperatur shell in dan shell out, *flow shell* berubah dan flow tube tetap terhadap temperatur shell out, dan flow tube berubah terhadap temperatur tube in dan tube out. Dari data *heat exchanger shell and tube* yang digunakan, diketahui dapat melakukan



Gambar 4. Interface Program lab view untuk melakukan test equipment.



Gambar 5. Structure Program lab view untuk melakukan test equipment.

perpindahan kalor dari bagian tube terhadap shell. Serta untuk data yang diambil untuk control valve adalah besar bukaan valve dengan arus operasi control valve sebagai pengeksekusi dalam pengaturan laju aliran fluida yang menyebabkan kenaikan dan penurunan temperatur seperti yang ditunjukkan Tabel 2.

C. Uji Open loop

Setelah dilakukan karakterisasi komponen pada heat exchanger shell and tube yang digunakan maka akan dilakukannya uji open loop. Uji Open loop merupakan kondisi dinamik dari heat exchanger shell and tube. Kondisi dinamik perlu diketahui agar diperoleh hasil parameter respon awal dari sitem yang akan dikendalikan, kemudian akan diperoleh persamaan first order plus death time (FOPDT) dari hasil respon akan diperoleh parameter-parameter yang dibutuhkan untuk mendapatkan nilai Kc, Ti, dan Td seperti yang ditunjukkan pada Tabel 3 dan Tabel 4.

D. Desain Sistem Kontrol IMC-PID dan Ziegler Nichols-PID

Adapun setelah diperoleh karakteristik hasil respon uji open loop dilakukan perhitungan dari persamaan rumus IMC-PID dengan nilai lambda ( $\tau_c$ ) telah ditentukan. Lambda ( $\tau_c$ ) yang digunakan seperti yang dijelaskan di uraian penelitian Internal Mode Control - proportional integral derivative (IMC-PID) yang dimana akan menggunakan 4 varian nilai lambda ( $\tau_c$ ), yang kemudian akan ditambahkan nilai lambda lebih besar dari 4 varian nilai lambda ( $\tau_c$ ) dan lambda ( $\tau_c$ ) yang memiliki nilai lebih kecil. Hal ini perlu dilakukan agar diketahui dampak dari nilai lambda ( $\tau_c$ ) yang tidak berada dalam range yang dijelaskan di BAB 2 pada bagian 2.2 Internal Mode Control - proportional integral derivative (IMC-PID). Setelah diketahui Dari hasil perhitungan akan diperoleh parameter-parameter kontrol IMC-PID berjenis PI dan berjenis PID dalam bentuk nilai Kc, Ti, dan Td yang akan

Tabel 4. Lamda ( $\lambda$ ) IMC-PID

Jenis Filter ( $\lambda$ )	Nilai Filter ( $\lambda$ )
$\lambda > 0.8\theta$	0.406666667
$\lambda > 0.1\tau$	0.2275
$\tau > \lambda > \theta$	1.391666667
$\lambda = \tau$	2.275

Tabel 5. Nilai Kc, Ti, Td untuk IMC-PID dan Ziegler-Nichols PID

Metode	Kc	Ti	Td
ZN P FEEDBACK	4.416241		
ZN PI FEEDBACK	3.974617	1.69275	
ZN PID FEEDBACK	5.299489	1.016667	0.254167
IMC PID ( $\tau > \lambda > \theta$ ) PI FEEDBACK	1.197368	2.275	
IMC PID ( $\tau > \lambda > \theta$ ) PID FEEDBACK	1.536709	2.529167	0.228624
IMC PID ( $\lambda > 0.1\tau$ ) PI FEEDBACK	3.091733	2.275	
IMC PID ( $\lambda > 0.1\tau$ ) PID FEEDBACK	5.250865	2.529167	0.228624
IMC PID ( $\lambda > 0.8\theta$ ) PI FEEDBACK	2.486339	2.275	
IMC PID ( $\lambda > 0.8\theta$ ) PID FEEDBACK	3.827238	2.529167	0.228624
IMC PID ( $\lambda = \tau$ ) PI FEEDBACK	0.817365	2.275	
IMC PID ( $\lambda = \tau$ ) PID FEEDBACK	7.141176	2.529167	0.228624
IMC PID ( $\lambda = 0.1$ ) PID FEEDBACK	0.777209	2.529167	0.228624
IMC PID ( $\lambda = 0.01$ ) PID FEEDBACK	101.3398	2.529167	0.228624
IMC PID ( $\lambda = 0.001$ ) PID FEEDBACK	1013.3980	2.529167	0.228624
IMC PID ( $\lambda = 3$ ) PID FB	0.777208707	2.529167	0.228624

Tabel 6.

Nilai Parameter Sistem Pengendalian Feedforward

Parameter	Nilai
Gain feedforward	1.035
Lead Time	2.275
Lag Time	3.62

digunakan pada penerapan pengendalian temperatur pada heat exchanger shell and tube.

Kemudian dilakukan perhitungan menggunakan persamaan rumus Ziegler Nichols PID, setelah dilakukan perhitungan diperoleh tiga macam jenis kontrol Ziegler Nichols PID yang pertama berjenis P, PI, dan PID dalam bentuk nilai Kc, Ti, dan Td. Perhitungan Ziegler Nichols PID dilakukan sebagai pembandingan dengan metode kontrol IMC-PID, sehingga diketahui metode kontrol yang lebih optimal dalam melakukan pengendalian temperatur pada heat exchanger shell and tube.

E. Uji Metode Kontrol

Pada tahap ini akan dilakukan pengambilan data hasil respon yang telah ditambahkan pengendalian Feedback dengan menggunakan metode IMC-PID dan Ziegler Nichols PID serta akan dilakukan pengambilan data uji disturbance (flow shell) terhadap pengendalian Feedback dengan menggunakan metode IMC-PID dan Ziegler Nichols PID

F. Respon Optimal dari Metode Kontrol yang dilakukan

Dalam tahap ini akan dievaluasi dari setiap metode kontrol yang digunakan agar diketahui metode kontrol yang optimal dalam melakukan pengendalian terhadap heat exchanger

Tabel 7.  
Hasil Parameter Respon *Close Loop Feedback Control*

Metode	RISE TIME	OVER SHOOT	ST	IAE	ESS
ZN P FB	352.3	25.51%	999.8	329.82	0.31%
ZN PI FB	272.98	11.59%	789.7	164.75	0.14%
ZN PID FB	245.91	10.64%	767.8	133.25	0.06%
IMC PID ( $\tau > \lambda > \theta$ ) PI FB	237	20.30%	1395	938.96	1.34%
IMC PID ( $\tau > \lambda > \theta$ ) PID FB	219.7	23.89%	1134.2	619.37	0.03%
IMC PID ( $\lambda > 0.1 \tau$ ) PI FB	257.1	13.78%	1011	312.39	0.66%
IMC PID ( $\lambda > 0.1 \tau$ ) PID FB	250.63	7.450%	681.1	86.0	0.01%
IMC PID ( $\lambda > 0.8\theta$ ) PI FB	346.93	10.478%	1266.8	109.44	0.40%
IMC PID ( $\lambda > 0.8\theta$ ) PID FB	286.61	8.335%	682.2	126.30	0.49%
IMC PID ( $\lambda = \tau$ ) PI FB	270.53	26.264%	1883.5	1320.7	0.08%
IMC PID ( $\lambda = \tau$ ) PID FB	268.35	18.910%	1710.3	1157	0.04%
IMC PID ( $\lambda = 0.1$ ) PID FB	265.14	8.44%	1061	117.12	0.45%
IMC PID ( $\lambda = 0.01$ ) PID FEEDBACK	389.28	-	-	258.8561	-
IMC PID ( $\lambda = 0.001$ ) PID FEEDBACK	452.91	17.19%	-	1190	-
IMC PID ( $\lambda = 3$ ) PID FB	329.80	22.03%	2249.5	1600.7	0.19%

shell and tube yang digunakan dalam penelitian tugas akhir ini. Parameter yang digunakan untuk menentukan metode kontrol yang optimal dengan mendapatkan metode kontrol yang memberikan nilai error tidak lebih dari 5% pada kondisi steady.

G. Analisa Data

Adapun pada tahapan analisa data, dilakukan evaluasi hasil respon yang telah diperoleh pada saat pengendalian *heat exchanger shell and tube* yang digunakan pada penelitian tugas akhir ini. Evaluasi dilakukan dengan cara metode kontrol yang telah diperoleh diperhatikan karakteristik respon dari masing-masing metode kontrol (IAE, *Settling Time*, *Rise Time*, *Overshoot*), agar mengetahui metode kontrol yang optimal dalam mengontrol *heat exchanger shell and tube*.

IV. HASIL DAN PEMBAHASAN

A. Hasil Uji Open loop

Berikut hasil dari uji *open loop* pada *heat exchanger shell and tube* yang dilakukan:

1) Uji Open loop Plant

Pada uji *open loop* seperti yang ditunjukkan pada Gambar 4 diperoleh parameter-parameter sebagai berikut:

- Process Variable* = 5.573689
- Manipulated Variable* = 5.5
- Gain Sistem (K)* = 1.013398
- t28% (34.8070659°C) = 1.266667 Menit
- t63.2% (36.7690044°C) = 2.783333 Menit
- Time constant* = 2.275 Menit
- Death Time* = 0.508333 Menit

$$G_p(s) = \frac{1.013398e^{-30.5s}}{136.5s + 1} \tag{3}$$

Diatas merupakan parameter yang diperlukan dalam melakukan perancangan kontrol agar mampu mengendalikan *heat exchanger shell and tube* sesuai dengan *setpoint* yang diinginkan. Dalam pengambilan data uji *open loop plant* diperlukan beberapa prosedur yang harus diikuti agar sesuai dengan data yang diperoleh. Prosedur yang harus diikuti adalah menunggu *heater* pada temperatur 65°C dan *flow shell* pada keadaan 5 liter/menit kemudian dapat dilakukan pengambilan data *open loop*, waktu yang dibutuhkan agar dapat terwujudnya *open loop* seperti pada grafik dibutuhkan waktu sekitar 500 detik, dan untuk *control valve* diubah 2 mA sampai 7.5 mA, sehingga temperatur *shell out* berubah dari 33°C sampai disekitaran 39°C. Untuk permodelan dari persamaan FOPDT *gain plant*  $G_p(s)$  memiliki model yang sangat baik hal tersebut ditunjukkan dengan nilai *Root mean Squared Error* (RMSE) 0.514708373 dengan rasio 9.23% dan nilai *Mean Absolute Percentage Error* (MAPE) sebesar 1.2421%.

2) Uji Open loop Disturbance

Pada uji *open loop disturbance* seperti yang ditunjukkan Gambar 5 didapatkan parameter-parameter sebagai berikut:

- Process Variable* = -1.3325
- Manipulated Variable* = 1.271003
- Gain disturbance (Kd)* = -1.048384622
- t28% (40.628223°C) = 1.333333333 Menit
- t63.2% (40.109355°C) = 3.746666667 Menit
- Lag Time* = 3.62 Menit
- Lead Time* = 2.275 Menit

$$G_d(s) = \frac{-1.04838e^{-7.6s}}{217.2s + 1} \tag{4}$$

Dari parameter yang diperlukan untuk melakukan perancangan kontrol diperlukan beberapa prosedur yang harus diikuti dalam pengambilan data uji *open loop disturbance*. Prosedur yang harus diikuti adalah temperatur *shell out* berada pada temperatur 41°C - 39.72°C dan *flow shell (disturbance)* pada laju aliran 5.5 liter/menit-6.8 liter/menit kemudian dapat dilakukan pengambilan data *open loop disturbance*, waktu yang dibutuhkan agar dapat terwujudnya *open loop* seperti pada grafik dibutuhkan waktu sekitar 700 detik, dan untuk *control valve* constant di 1.740 mA. Untuk permodelan dari persamaan FOPDT *gain disturbance*  $G_d(s)$  memiliki model yang sangat baik hal tersebut ditunjukkan dengan nilai *Root mean Squared Error* (RMSE) 0.049457915 dengan rasio 3.71% dan nilai *Mean Absolute Percentage Error* (MAPE) sebesar 0.2380%

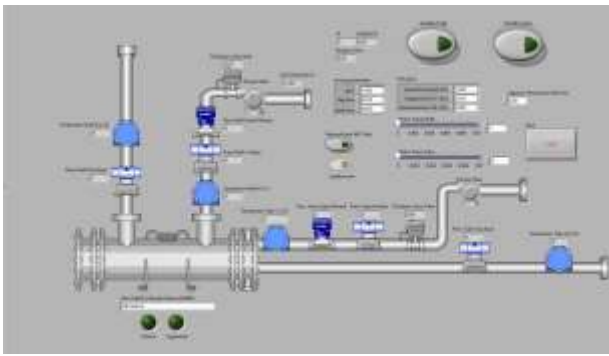
B. Variasi Filter ( $\lambda$ ) IMC-PID

Variasi filter ( $\lambda$ ) yang digunakan pada penelitian tugas akhir ini ditunjukkan pada Tabel 5.

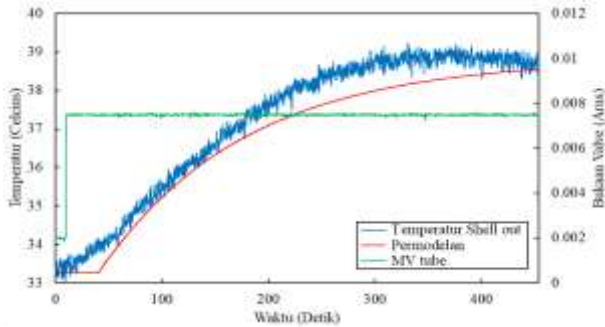
Dalam penelitian ini digunakan 4 jenis lambda ( $\lambda$ ) yang akan diterapkan dalam IMC-PID agar memperoleh nilai  $K_c$ ,  $T_i$ , dan  $T_d$  sehingga mendapatkan hasil respon kontrol yang paling optimal.

C. Nilai  $K_c$ ,  $T_i$ ,  $T_d$

Dalam melakukan metode kontrol IMC-PID dan *Ziegler Nichols*-PID dibutuhkan nilai akhir berupa  $K_c$ ,  $T_i$ , dan  $T_d$



Gambar 6. Interface Program untuk melakukan pengujian IMC-PID dan Ziegler Nichols PID pada equipment Shell and Tube Heat Exchanger.



Gambar 7. Uji Open Loop Plant.

yang akan digunakan dalam melakukan pengendalian terhadap *heat exchanger shell and tube*, berikut merupakan nilai  $K_c$ ,  $T_i$ , dan  $T_d$  seperti yang ditunjukkan pada Tabel 4.

Setelah diperoleh nilai  $K_c$ ,  $T_i$ , dan  $T_d$  dari tiap metode kontrol, maka akan diterapkan pada *equipment heat exchanger shell and tube* melalui software yang telah dibuat menggunakan aplikasi LabView untuk dapat melakukan pengendalian dan mengetahui hasil respon kontrol dalam penerapan sistem kontrol terhadap *heat exchanger shell and tube* seperti yang ditunjukkan pada Gambar 6, Gambar 7 dan Gambar 8.

**D. Parameter-Parameter Pengendalian Feedforward**

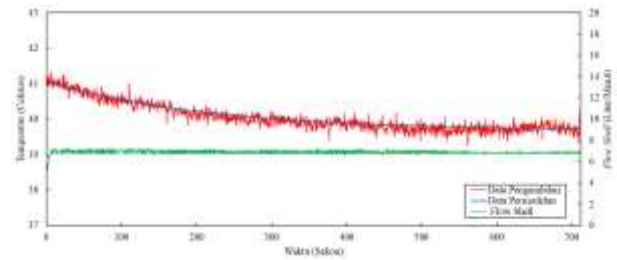
Agar dapat diterapkan pengendalian feedforward diperlukan nilai parameter-parameter feedforward seperti yang ditunjukkan pada Tabel 6.

Setelah didapatkan nilai *gain feedforward*, *lead time*, dan *lag time*. Maka akan diterapkan strategi pengendalian *feedforward* pada *equipment heat exchanger shell and tube* melalui *software* yang telah dibuat menggunakan aplikasi LabView agar dapat dianalisa hasil respon kontrol pengendalian *feedforward*.

**E. Hasil Respon Sistem Pengendalian Feedback**

Adapun hasil respon yang diperoleh dalam melakukan sistem pengendalian temperatur pada *heat exchanger shell and tube* ditunjukkan pada Tabel 7.

Berdasarkan Tabel 7 didapat kesimpulan bahwa metode kontrol yang paling optimal dalam keadaan *disturbance* diabaikan adalah IMC-PID bertipe PID dengan nilai  $\lambda$  0.2275. Kesimpulan ini didapatkan dari nilai IAE yang bernilai 86.0019. Nilai IAE menunjukkan informasi mengenai kondisi hasil respon terhadap *error*, sehingga semakin kecil nilai IAE maka akan baik semakin baik pula hasil respon. Hal ini membuktikan bahwa metode kontrol IMC-PID dapat meredam *overshoot* dan dapat memberikan hasil respon yang



Gambar 8. Uji Open Loop Disturbance.

Tabel 8. Hasil Parameter Respon Kontrol dengan Disturbance

Metode	IAE
ZN P FEEDBACK	2403.2
ZN PI FEEDBACK	838.2609
ZN PID FEEDBACK	922.488
IMC PID ( $\tau > \lambda > \theta$ ) PI FEEDBACK	1134.9
IMC PID ( $\tau > \lambda > \theta$ ) PID FEEDBACK	1130.6
IMC PID ( $\lambda > 0.1 \tau$ ) PI FEEDBACK	1206.4
IMC PID ( $\lambda > 0.1 \tau$ ) PID FEEDBACK	487.2481
IMC PID ( $\lambda > 0.8\theta$ ) PI FEEDBACK	1488.5
IMC PID ( $\lambda > 0.8\theta$ ) PID FEEDBACK	495.1443
IMC PID ( $\lambda = \tau$ ) PI FEEDBACK	1896.7
IMC PID ( $\lambda = \tau$ ) PID FEEDBACK	2134

Tabel 9. Hasil Parameter Respon Kontrol Feedback Feedforward Control

Metode	RISE TIME	OVER SHOOT	IAE
ZN P	237.18	8.76%	569.9
ZN PI	237.43	11.210%	571.9
ZN PID	225.96	6.0332%	1329.2
IMC PID ( $\tau > \lambda > \theta$ ) PI	257.23	18.411%	922.4
IMC PID ( $\tau > \lambda > \theta$ ) PID	212.15	19.557%	1480.8
IMC PID ( $\lambda > 0.1 \tau$ ) PI	204.55	6.641%	563.3
IMC PID ( $\lambda > 0.1 \tau$ ) PID	286.73	2.800%	455.0
IMC PID ( $\lambda > 0.8\theta$ ) PI	242.89	8.904%	555.8
IMC PID ( $\lambda > 0.8\theta$ ) PID	261.58	3.174%	551.4
IMC PID ( $\lambda = \tau$ ) PI	235.90	34.932%	1413.4
IMC PID ( $\lambda = \tau$ ) PID	254.86	27.853%	1235.7

lebih stabil dibanding dengan *Ziegler Nichols* PID. Hal lain yang perlu diperhatikan dalam menggunakan metode kontrol IMC-PID adalah pemilihan  $\lambda$  yang tepat dikarenakan perbedaan nilai  $\lambda$  akan memberikan nilai parameter  $K_c$ ,  $T_i$ , dan  $T_d$  sehingga mengakibatkan hasil respon kontrol yang berbeda pula.

**F. Hasil Respon Pengendalian Feedback dengan Uji Disturbance**

Pada Tabel 8 dapat diperoleh informasi bahwa IMC-PID bertipe PID dengan nilai  $\lambda$  0.2275, memberikan hasil kontrol yang baik walaupun setelah ditambahkan *disturbance* pada *flow shell* sebesar 5L/min-6L/min. Hal ini ditunjukkan dengan nilai IAE sebesar 487.2481. Apabila dibandingkan dengan metode kontrol *Ziegler Nichols* PID bertipe PID dengan nilai IAE sebesar 922.488, IMC-PID memberikan nilai *error* yang lebih kecil hingga 52.8189% dibanding *Ziegler Nichols* PID, hal ini membuktikan bahwa IMC-PID mampu menjaga kestabilan respon kontrol, dibandingkan dengan metode kontrol *Ziegler Nichols* PID.

Maka diketahui metode kontrol IMC-PID yang terbaik dalam melakukan pengendalian terhadap *heat exchanger*

Tabel 10.  
Hasil Parameter Respon *Close Loop Feedback Control* dengan Uji *Setpoint*

Metode	IAE
ZN PID	1497.6841
IMC PID ( $\lambda > 0.1 \tau$ ) PI FEEDBACK	769.7367
IMC PID ( $\lambda > 0.1 \tau$ ) PID FEEDBACK	526.2555
IMC PID ( $\lambda > 0.80$ ) PI FEEDBACK	777.4649
IMC PID ( $\lambda > 0.80$ ) PID FEEDBACK	565.2995

*shell and tube* yang diberikan *disturbance* adalah metode kontrol IMC-PID dengan nilai lambda 0.2275 yang didapatkan dari persamaan  $\lambda > 0.1 \tau$  [15]. IMC-PID betipe PI memberikan respon kontrol yang kurang optimum dibandingkan IMC-PID betipe PID. Hal tersebut dibuktikan dengan nilai IAE dengan metode kontrol IMC-PID bertipe PI, nilai IAE yang didapatkan dengan lambda  $\lambda > 0.1 \tau$  adalah sebesar 1206.4, nilai IAE, nilai IAE dengan lambda  $\lambda > 0.80$  adalah sebesar 1488.5, nilai IAE yang didapatkan dengan lambda  $\tau > \lambda > \theta$  [5] adalah sebesar 1134.9, nilai IAE yang didapatkan dengan lambda  $\lambda = \tau$  adalah sebesar 1896.7 [15-16].

#### G. Hasil Respon Pengendalian Feedback Feedforward

Hasil respon pengendalian feedback feedforward ditunjukkan pada Tabel 9.

#### H. Hasil Respon Uji Setpoint

Selain dilakukan analisa kestabilan hasil respon dengan ditambahkan *disturbance*. Adapun dilakukan hasil uji *setpoint* terhadap metode kontrol yang memberikan hasil respon yang paling baik. Uji *setpoint* dilakukan untuk mengetahui respon kontrol pada saat *setpoint* proses diubah. Data yang didapatkan sebagai berikut:

Tabel 10 merupakan data kuantitatif dari hasil respon kontrol dalam menghadapi perubahan nilai *setpoint*. Didapatkan metode kontrol IMC-PID bertipe PID dengan nilai lambda ( $\lambda > 0.1 \tau$ ) memberikan respon yang paling stabil dibandingkan dengan metode kontrol lainnya dalam menghadapi perubahan nilai *setpoint* [15]. Hal tersebut dibuktikan dengan nilai IAE yang lebih kecil dibandingkan metode kontrol *Ziegler Nichols PID*, IMC-PID bertipe PI dengan nilai lambda ( $\lambda$ ) 0.2275 serta IMC-PID bertipe PI dan PID dengan nilai lambda ( $\lambda$ ) 0.406666667.

## V. KESIMPULAN/RINGKASAN

Adapun kesimpulan yang didapatkan dalam penelitian ini sebagai berikut: (1) Metode kontrol IMC-PID dengan strategi *feedback* kontrol memberikan hasil kestabilan yang lebih baik dibandingkan dengan *Ziegler Nichols PID*. Kestabilan metode kontrol dapat dilihat nilai *overshoot*, IAE, dan Ess. Nilai *overshoot* dengan menggunakan IMC PID mampu meredam hingga 29.98%. Kemudian untuk Kestabilan metode kontrol IMC-PID dibanding *Ziegler Nichols PID* dapat dilihat dari nilai IAE yang berkurang hingga 35.46% serta penurunan nilai *error* dari respon kontrol pada saat telah mencapai kondisi *steady state* (Ess) hingga 97.74%. Berikutnya kestabilan metode kontrol IMC-PID dengan

strategi *feedback* kontrol ditunjukkan dengan ketangguhan metode kontrol ini dalam menghadapi *disturbance*. IMC-PID mampu mengurangi *error* hingga 52.82% dibandingkan dengan metode *Ziegler Nichols PID*. Metode kontrol IMC-PID dengan strategi kontrol *feedback feedforward* memberikan hasil respon yang lebih baik dibanding IMC-PID dengan strategi kontrol *feedback*. Hal tersebut dibuktikan dengan nilai *overshoot* yang turun hingga 4.65%, serta kestabilan hasil respon yang meningkat dilihat dari nilai IAE yang menurun hingga 6.61 %. (2) Dalam menghadapi *disturbance* pada *flow shell* (5 liter/menit-6 liter/menit) metode kontrol IMC-PID dengan variasi nilai lambda ( $\lambda$ ), didapatkan kesimpulan semakin kecil nilai lambda ( $\lambda$ ) maka akan semakin stabil respon kontrol yang diperoleh dan semakin besar nilai lambda ( $\lambda$ ) maka akan didapat hasil respon yang kurang stabil, hal ini berlaku pada range lambda ( $\lambda$ ) yang kemukakan oleh Rivera et al., 1986, Chien and Fruehauf, 1990, dan Skogestad, 2003. Sedangkan metode kontrol IMC-PID dengan nilai lambda ( $\lambda$ ) yang memberikan respon terbaik dalam menghadapi *disturbance*, juga memberikan respon kontrol yang stabil dalam menghadapi perubahan nilai *setpoint*. Hal tersebut ditunjukkan dengan nilai IAE pada metode kontrol IMC-PID dengan lambda ( $\lambda > 0.1\tau$ ) merupakan nilai yang paling kecil. Pada saat menggunakan strategi kontrol *feedback* maupun *feedback feedforward*.

## DAFTAR PUSTAKA

- [1] Y. B. Khare and Y. Singh, "PID control of heat exchanger system," *Int. J. Comput. Appl.*, vol. 8, no. 6, pp. 975–8887, 2010.
- [2] R. Paul, C. Shreesha, and S. Shinde, "LabVIEW Implementation of Fuzzy Logic Controller for Heat Exchanger Process," in *2015 International Conference on Futuristic Trends on Computational Analysis and Knowledge Management (ABLAZE)*, 2015, pp. 13–17.
- [3] J. K. Cooper, "Heat exchangers: characteristics, types and emerging applications," *Heat Transf.*, vol. 100, pp. 514–519, 1978.
- [4] K. J. Bell, "Heat exchanger design for the process industries," *J. Heat Transf.*, vol. 126, no. 6, pp. 877–885, 2004.
- [5] M. Thirumarimurugan, T. Kannadasan, and E. Ramasamy, "Performance analysis of shell and tube heat exchanger using miscible system," *Am. J. Appl. Sci.*, vol. 5, no. 5, pp. 548–552, 2008.
- [6] I. Setiawan, *Kontrol PID Untuk Proses Industri*. Jakarta: Elex Media Komputindo, 2013.
- [7] F. P. Incropera, D. P. Dewitt, T. L., A. Bergman, and S. Lavine, *Fundamentals of Heat and Mass Transfer*, 7th ed. New York: John Wiley & Sons Inc, 2011.
- [8] Y. Cengel and T. M. Heat, *A Practical Approach*. New York: McGraw-Hill, 2003.
- [9] D. E. Seborg, T. F. Edgar, D. A. Mellichamp, and F. J. Doyle, *Process Dynamics and Control*. United State of America: John Wiley & Sons, 2017.
- [10] A. S. Abd El-Hamid, A. H. Eissa, and A. M. A. Fotouh, "Application of feed-forward internal model control to time varying FOPDT temperature process," *Danish J. Eng. Applied Sci.*, pp. 38–43, 2015.
- [11] T. E. Marlin, *Process Control*. New York: Mc Graw Hill, 1995.
- [12] Z. Jamal, "Implementasi kendali Pid penalaan Ziegler-Nichols menggunakan mikrokontroler," *J. Inform.*, vol. 15, no. 1, pp. 81–88, 2015.
- [13] K. Astrom and Hagglund, "Advanced PID control instrument society of America," *Res. Triangle Park*, 1995.
- [14] A. K. RS, "Identifikasi dan perancangan pengendali PID menggunakan penduga ARX terhadap sistem pemanas udara dengan kriteria ISE, IAE, ITSE dan ITAE," *Berk. Fis.*, vol. 15, no. 4, pp. 105–112.
- [15] D. E. Rivera, M. Morari, and S. Skogestad, "Internal model control: PID controller design," *Ind. & Eng. Chem. Process Des. Dev.*, vol. 25, no. 1, pp. 252–265, 1986.
- [16] S. Skogestad, "Simple analytic rules for model reduction and PID controller tuning," *J. Process Control*, vol. 13, no. 4, pp. 291–309, 2003.