

## **TUNING DARI PENGENDALI SUHU PADA *OUTLET FURNACE-3* DI PPSDM MIGAS, CEPU**

<sup>1</sup>Nofiatul Azizah, <sup>1</sup>Siti Iffah Munawaroh, <sup>1</sup>Mufid, <sup>2</sup>Afdal Suhadno, <sup>3</sup>Muh. Subur

<sup>1</sup>Jurusan Teknik Kimia, Politeknik Negeri Malang, Jl. Soekarno Hatta No. 9, Malang, Indonesia

<sup>2</sup>Jurusan Teknik Instrumentasi dan Elektronika, PEM Akamigas Cepu, Jl. Gajah Mada No. 38  
Cepu, Blora, Jawa Tengah, Indonesia

<sup>3</sup>PPSDM Migas Cepu, Jl. Sorogo No.1, Karangboyo, Kec. Cepu, Kabupaten Blora, Jawa Tengah,  
Indonesia

[noviazizah98@gmail.com](mailto:noviazizah98@gmail.com), [[mufidpolinema@gmail.com](mailto:mufidpolinema@gmail.com)]

### **ABSTRAK**

*Furnace-3* di PPSDM Migas Cepu berfungsi untuk memanaskan *crude oil* sebelum masuk ke evaporator. Penelitian ini dilakukan karena tidak pernah dilakukan *tuning* terhadap pengendali suhu pada *outlet furnace*. Tujuan dilakukannya penelitian ini adalah untuk menentukan nilai parameter baru ( $K_p$ ,  $\tau_i$  dan  $\tau_D$  untuk *Temperature Indicator Controller* dan  $K_p$  dan  $\tau_i$  untuk *Pressure Indicator Controller*) dengan menggunakan berbagai metode diantaranya metode *Ziegler-Nichols*, Chien-Servo, dan Astrom and Hagglund-Regulator serta menentukan hasil analisis terbaik diantara metode tersebut. Penelitian dilakukan dengan menganalisis pengendali suhu pada *outlet Furnace-3* di PPSDM Migas Cepu dan *tuning* menggunakan berbagai metode yang disimulasikan dengan *Simulink matlab*. Nilai parameter baru ( $K_p$ ,  $\tau_i$  dan  $\tau_D$ ) *Temperature Indicator Controller* dari metode *Ziegler-Nichols* adalah 924, 10 dan 2.5, dari metode Chien-Servo adalah 462, 77 dan 2.5, dan dari metode Astrom and Hagglund-Regulator adalah 723.8, 10 dan 2.5. Nilai parameter baru ( $K_p$  dan  $\tau_i$ ) *Pressure Indicator Controller* dari metode *Ziegler-Nichols* adalah 54 dan 16.65, dari metode Chien-Servo adalah 21 dan 3.51, dan dari metode Astrom and Hagglund-Regulator 42 dan 11.5. Nilai parameter baru *pressure indicator controller* yang paling optimal adalah parameter dari metode Chien-Servo, sedangkan nilai parameter baru ( $K_p$ ,  $\tau_i$  dan  $\tau_D$ ) *temperature indicator controller* yang paling optimal adalah 75, 0.85 dan 2.8.

**Kata kunci:** *furnace, pengendali suhu, tuning*

### **ABSTRACT**

*Furnace-3* is used to heat *crude oil* before its enters the evaporator. This research was conducted because the temperature controller had never been tuned. The purpose of this research was to determine the  $K_p$ ,  $\tau_i$  and  $\tau_D$  for *Temperature Indicator Controller* and  $K_p$  and  $\tau_i$  for *Pressure Indicator Controller* using various methods including the *Ziegler-Nichols*, Chien-Servo, and Astrom-Hagglund-Regulator methods. The research was conducted by analyzing the temperature controller in *Furnace-3* and tuning using various methods simulated by the *Simulink Matlab*. The  $K_p$ ,  $\tau_i$  and  $\tau_D$  values for the *Temperature Indicator Controller* from the *Ziegler-Nichols* method are 924, 10 and 2.5, from the Chien-Servo method are 462, 77 and 2.5, and from the Astrom-Hagglund Regulator method are 723.8, 10 and 2.5. The  $K_p$  and  $\tau_i$  values for the *Pressure Indicator Controller* from the *Ziegler-Nichols* method are 54 and 16.65, from the Chien-Servo method are 21 and 3.51, and from the Astrom and Hagglund-Regulator method are 42 and 11.5. The optimal  $K_p$  and  $\tau_i$  values for the *Pressure Indicator Controller* is from the Chien-Servo method, while the optimal  $K_p$ ,  $\tau_i$  and  $\tau_D$  values for *Temperature Indicator Controller* are 75, 0.85 and 2.8.

**Keywords:** *furnace, temperature control system, tuning*

## 1. PENDAHULUAN

*Furnace* merupakan alat yang digunakan untuk memanaskan *crude oil* sebelum *crude oil* tersebut masuk kedalam evaporator. Didalam *furnace*, *Crude oil* akan mengalami kenaikan suhu dari 130°C menjadi 330°C. Proses pemanasan *crude oil* dapat dikendalikan melalui sistem instrumentasi dan kontrol. Salah satu kontrol yang paling sering digunakan pada sistem pengendali suhu adalah kontrol dengan jenis *cascade* [1]. Kontrol *cascade* adalah kontrol yang memiliki minimal dua buah loop pengontrolan, yaitu loop primer atau *master loop*, dan loop sekunder atau *slave loop* [2]. Sebuah sistem kontrol yang baik harus memenuhi persyaratan yaitu cepat, tepat dan stabil. Namun, kenyataan di lapangan hampir tidak pernah dilakukan *tuning* terhadap proses tersebut. Oleh karena itu, dilakukan penelitian untuk membandingkan antara hasil keadaan proses di lapangan dengan hasil *tuning* menggunakan teori kontrol instrumentasi.

*Tuning* merupakan suatu cara untuk mendapatkan parameter terbaik dari suatu pengendali, agar diperoleh respon pengendali yang optimal [3]. *Tuning* merupakan proses pengaturan nilai *Proportional Band* (PB), *integral/reset time* ( $\tau_i$ ), dan *derivative/rate time* ( $\tau_D$ ) pada nilai yang menghasilkan kinerja sistem yang optimal [4]. Luqmana [5] melakukan analisis dan *tuning control level liquid* pada 2<sup>nd</sup> ST Separator PV-200 di PetroChina Jabung Ltd., Jambi menggunakan metode Chien Regulator dan Ziegler-Nichols, dari hasil analisis tersebut metode Ziegler-Nichols memiliki respon yang cukup baik dibandingkan dengan kondisi aktual di lapangan dan metode Chien Regulator karena memiliki *overshoot* yang rendah. Berdasarkan hasil pada penelitian tersebut maka dilakukan penelitian yang bertujuan untuk menganalisis pengendali suhu pada *outlet furnace-3* di PPSDM Migas Cepu dan juga *tuning* menggunakan berbagai metode diantaranya metode *Ziegler-Nichols*, Chien-Servo, dan Astrom and Hagglund-Regulator yang disimulasikan dengan *Simulink matlab*. Penelitian ini bertujuan untuk menentukan nilai parameter baru ( $K_p$ ,  $\tau_i$  dan  $\tau_D$  untuk *Temperature Indicator Controller* dan  $K_p$  dan  $\tau_i$  untuk *Pressure Indicator Controller*) dengan menggunakan berbagai metode serta menentukan hasil analisis terbaik diantara metode tersebut.

## 2. METODOLOGI PENELITIAN

Penelitian dilakukan di Bengkel *Instrument* PPSDM Migas Cepu. Penelitian dilakukan dalam beberapa tahap, sebagai berikut:

### 2.1. Pengambilan data lapangan

Data yang diambil berupa data dukung setiap elemen pengendali suhu dan parameter  $K_p$ ,  $\tau_i$  dan  $\tau_D$  dari *Temperature Indicator Controller* serta parameter  $K_p$  dan  $\tau_i$  dari *Pressure Indicator Controller* yang didapat dari DCS (*Distributed Control System*) yang ada di *Control Room* PPSDM Migas Cepu.

### 2.2. Mencari *transfer function* (fungsi alih) *element control*

*Transfer Function* yang dicari meliputi :

- 1) Fungsi Alih (*Transfer Function*) *Temperature Indicator Controller* 100-TIC-3
- 2) Fungsi Alih (*Transfer Function*) *Pressure Indicator Controller* 100-PIC-2
- 3) Fungsi Alih (*Transfer Function*) *Final Controller Element*
- 4) Fungsi Alih (*Transfer Function*) *Pressure Process*

- 5) Fungsi Alih (*Transfer Function*) *Temperature Process*
- 6) Fungsi Alih (*Transfer Function*) *Pressure Transmitter*
- 7) Fungsi Alih (*Transfer Function*) *Temperature Transmitter*

Fungsi Alih (*Transfer Function*) *controller* dicari dengan menggunakan persamaan  $G_c(s) = K_p \left[ 1 + \frac{1}{\tau_i s} + \tau_D s \right]$ , Fungsi Alih (*Transfer Function*) *Final Controller Element* dicari dengan menggunakan persamaan  $G_{cv} = \frac{K_v}{\tau s + 1}$ , untuk mencari Fungsi Alih (*Transfer Function*) *Pressure Process* dan *Temperature Process* pada *furnace-3* dilakukan perubahan nilai MV dan mengamati respon *pressure* dan suhu yang didapat, kemudian dimasukkan ke dalam persamaan  $GP(s) = \frac{K}{\lambda s + 1} e^{-\tau_d s}$ .

### 2.3. Simulasi dengan *Simulink Matlab*

Simulasi dilakukan dengan memasukkan fungsi alih (*Transfer Function*), parameter aktual *Temperature Indicator Controller* dan *Pressure Indicator Controller* untuk melihat kondisi operasi di lapangan atau kondisi aktual dari pengendali suhu pada *outlet Furnace-3*.

### 2.4. Menganalisis respon aktual pengendali suhu pada *outlet Furnace-3*

Respon yang didapat kemudian dianalisis *overshoot*, *decay ratio*, *rise time*, *response time*, *period of oscillation*, dan *Offset*.

### 2.5. Menghitung parameter *Temperature Indicator Controller* ( $K_p$ , $\tau_i$ dan $\tau_D$ ) dan *Pressure Indicator Controller* ( $K_p$ dan $\tau_i$ ) dengan masing-masing metode *tuning*

Menghitung parameter baru menggunakan metode *Ziegler-Nichols*, *Chien-Servo*, dan *Astrom and Hagglund-Regulator* untuk *Temperature Indicator Controller* serta *Pressure Indicator Controller*.

**Tabel 1.** Metode *Tuning* Kontrol *Proportional Integral Derivative* untuk Proses FOPDT

Metode	$K_p$	$\tau_i$	$\tau_D$	Keterangan
<i>Ziegler-Nichols</i>	$\frac{1,2\tau}{K_p \times \tau_D}$	$2 \times \tau_D$	$0,5 \times \tau_D$	<i>Quarter decay ratio</i>
	$\frac{0,6\tau}{K_p \times \tau_D}$		$0,5 \times \tau_D$	0% <i>overshoot</i>
<i>Chien-Servo</i>	$\frac{0,95\tau}{K_p \times \tau_D}$	$\tau$	$1,36 \times \tau_D$	20% <i>overshoot</i>
	$\frac{0,94\tau}{K_p \times \tau_D}$	$2 \times \tau_D$	$0,5 \times \tau_D$	Ekuivalen Ultimated cycle ZN
<i>Astrom and Hagglund-Regulator</i>				

**Tabel 2.** Metode *Tuning Kontrol Proporsional Integral* untuk Proses FOPDT

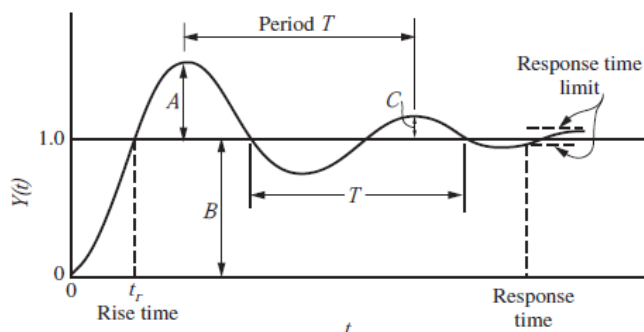
Metode	$K_p$	$\tau_i$	$\tau_D$	Keterangan
Ziegler-Nichols	$\frac{0,9\tau}{K_p \times \tau_D}$	$3,33 \times \tau_D$	-	Quarter decay ratio
Chien-Servo	$\frac{0,35\tau}{K_p \times \tau_D}$	$1,17\tau$	-	0% overshoot
	$\frac{0,6\tau}{K_p \times \tau_D}$	$\tau$	-	20% overshoot
Astrom and Haggund-Regulator	$\frac{0,7\tau}{K_p \times \tau_D}$	$2,3 \times \tau_D$	-	20% overshoot

## 2.6 Simulasi paramater baru dengan *Simulink Matlab*

Simulasi dilakukan dengan mengubah parameter *pressure indicator controllernya* dengan nilai parameter baru ( $K_p$  dan  $\tau_i$ ) pada loop sekunder (*slave loop*) sampai didapatkan respon *slave control* yang stabil, kemudian mengubah parameter *temperature indicator controllernya* dengan nilai parameter baru ( $K_p$ ,  $\tau_i$  dan  $\tau_D$ ) pada loop primer (*master loop*).

## 2.7 Menganalisis respon setelah dilakukan *tuning* pengendali suhu pada *outlet Furnace-3*

Respon yang didapat kemudian dianalisis *overshoot*, *decay ratio*, *rise time*, *response time*, *period of oscillation*, dan *Offset*.

**Gambar 1.** Analisis Respon

*Overshoot* adalah perbandingan antara A dan B pada Gambar 1. *Decay ratio* adalah perbandingan antara C dan A pada Gambar 1. *Rise time* ditunjukkan sebagai  $t_r$  pada Gambar 1. *Respon time* adalah waktu yang dibutuhkan untuk mencapai respon pada rentang  $\pm 5\%$  dari harga akhir. *Period of oscillation* adalah waktu yang dibutuhkan gelombang untuk membentuk satu lembah dan satu puncak.

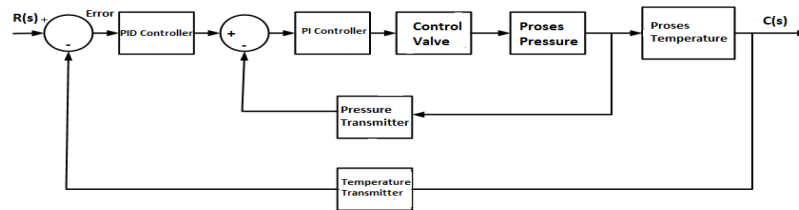
## 2.8 Membandingkan hasil *tuning* lapangan dengan setiap variabel metode

Membandingkan nilai *overshoot*, *decay ratio*, *rise time*, *response time*, *period of oscillation*, dan *Offset* dari setiap metode dengan hasil dari kondisi aktual lapangan.

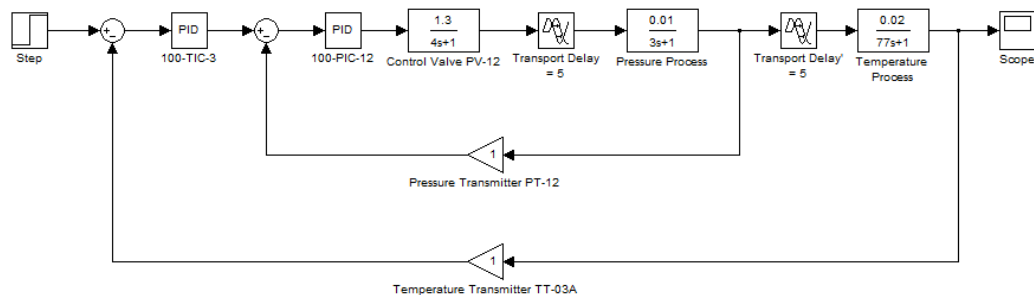
### 3. HASIL DAN PEMBAHASAN

#### 3.1. Analisis Sistem Pengendalian Suhu pada *Outlet Furnace-3* Menggunakan *Matlab*

##### 3.1.1 Diagram Blok Sistem Kontrol



**Gambar 2.** Diagram Blok Pengendali Suhu pada *Outlet Furnace-3*



**Gambar 3.** Diagram Blok Pengendali Suhu pada *Outlet Furnace-3* dengan Program *Simulink Matlab*

##### 3.1.2 Fungsi Alih (*Transfer Function*) *Pressure Transmitter PT 12*

Fungsi alih (*Transfer Function*) dari *pressure transmitter* diasumsikan bernilai 1 agar respon yang didapat stabil.

##### 3.1.3 Fungsi Alih (*Transfer Function*) *Temperature Transmitter TT 03A*

Fungsi alih (*Transfer Function*) dari *temperature transmitter* diasumsikan bernilai 1 agar respon yang didapat stabil.

##### 3.1.4 Fungsi Alih (*Transfer Function*) *Pressure Indicator Controller 100-PIC-12*

Fungsi alih (*Transfer Function*) dari *Pressure Indicator Controller 100-PIC-12* adalah  $G_{Cs} = \left( \frac{20s + 1}{20s} \right)$ .

##### 3.1.5 Fungsi Alih (*Transfer Function*) *Temperature Indicator Controller 100-TIC-3*

Fungsi alih (*Transfer Function*) dari *Temperature Indicator Controller 100-TIC-3* adalah  $G_{Cs} = \frac{100s^2 + 10s + 1}{10s}$ .

##### 3.1.6 Fungsi Alih (*Transfer Function*) *Final Control Element PV 12*

Berdasarkan data pada DCS (*Distributed Control System*) di *Control room* kilang PPSDM Migas Cepu dan di lapangan pada tanggal 16-03-2020 didapatkan data sebagai berikut:

Laju aliran/flow (Q) maksimum <i>control valve</i>	: 16 kl/d
Laju aliran/flow (Q) minimum <i>control valve</i>	: 0 kl/d
Tv (Time stroke skala penuh)	: 3,8 detik
R (Perbandingan konstanta pada stroking time valve)	: 0,03

- *Gain total control valve:*

$$Kv = Gt \times Kcv \quad (1)$$

$$Gt = \frac{\text{span output (mA)}}{\text{span input (psi)}} = \frac{20-4 \text{ mA}}{15-3 \text{ psi}} = 1,3 \quad (2)$$

$$Kcv = \frac{\text{Laju aliran (Q) maksimum} - \text{Laju aliran (Q) minimum}}{\text{Perubahan masukan (sinyal masuk control valve)}} \quad (3)$$

$$Kcv = \frac{16 \frac{\text{Kl}}{\text{d}} - 0 \frac{\text{Kl}}{\text{d}}}{20 - 4 \text{ mA}} = 1$$

$$Kv = 1,3 \times 1 = 1,3$$

- *Time constant control valve:*

$$\tau_s = Tv (\Delta Q + R) \quad (4)$$

$$\Delta Q = \frac{\text{Laju aliran (Q) maksimum} - \text{Laju aliran (Q) minimum}}{\text{Laju aliran (Q) maksimum}} = \frac{16 \frac{\text{Kl}}{\text{d}} - 0 \frac{\text{Kl}}{\text{d}}}{16 \frac{\text{Kl}}{\text{d}}} = 1 \quad (5)$$

$$\tau_s = Tv (\Delta Q + R) = 3,8(1 + 0,03) = 4\text{s}$$

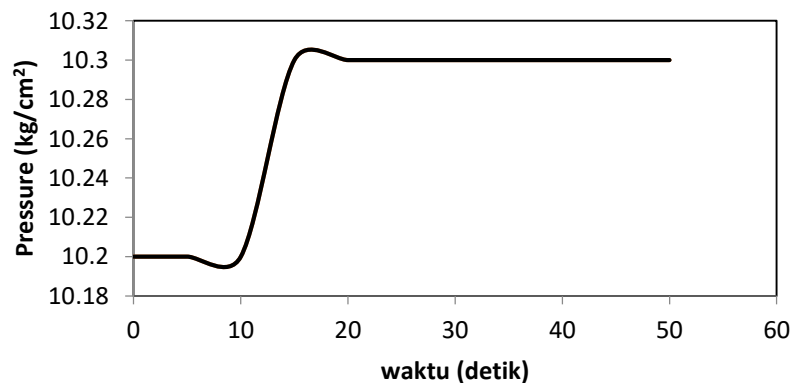
$$\text{Sehingga Fungsi alih (Transfer function) dari control valve } Gcv = \frac{Kv}{\tau_s s + 1} = \frac{1,3}{4s + 1}$$

### 3.1.7 Fungsi Alih (Transfer Function) Pressure Process pada Loop Sekunder

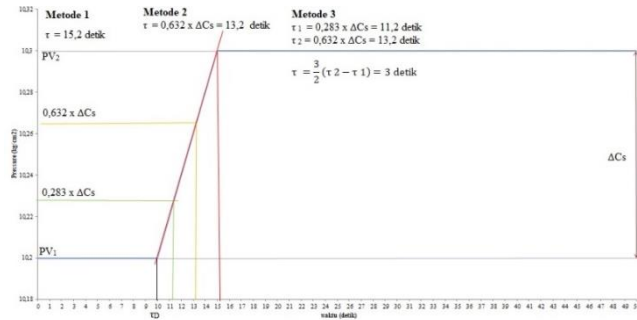
Fungsi alih (*transfer function*) dari *pressure process* diperoleh melalui metode *bump test*. Metode ini dilakukan dengan cara proses yang sedang berjalan dibuat stabil. kemudian *controller* yang pada awalnya dalam kondisi *auto* diubah menjadi *manual*. lalu diberikan perubahan *input step* sebesar 5,3% sehingga nilai MV yang awalnya 61,33% menjadi 66,66% dan diamati respon *outputnya* yang berupa besarnya *pressure fuel oil* yang masuk pada *Furnace-3*.

**Tabel 3.** Respon *Pressure* terhadap Waktu

waktu (detik)	<i>Pressure</i> (kg/cm <sup>2</sup> )	waktu (detik)	<i>Pressure</i> (kg/cm <sup>2</sup> )
0	10,2	30	10,3
5	10,2	35	10,3
10	10,2	40	10,3
15	10,3	45	10,3
20	10,3	50	10,3
25	10,3	-	-



**Gambar 4.** Grafik Perubahan *Pressure* terhadap Waktu



**Gambar 5.** Perhitungan *Time Constant* dari *Transfer Function Pressure Process* Menggunakan 3 Metode

Dari Gambar 4 dan 5 dapat diketahui tiga parameter sebagai berikut:

- $\tau_d$  atau *L (dead time)* = 5 detik
- $\tau$  atau *T (time constant)* = 3 detik
- $K_p$  atau *K (gain)* =  $\frac{\Delta P}{\Delta MV} = \frac{0,1}{5,3} = 0,0$

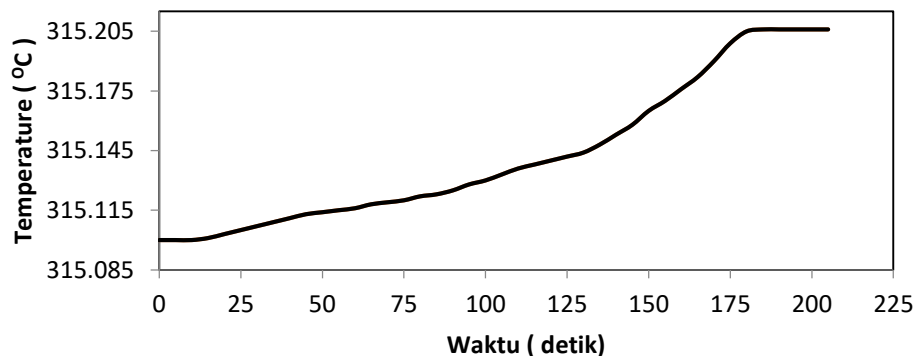
Sehingga fungsi alih (*transfer function*) dari *pressure process* adalah  $G_{p2} = \frac{0,01}{3s+1} e^{-5s}$ .

### 3.1.8 Fungsi Alih (*Transfer Function*) *Temperature Process* pada Loop Primer

Fungsi alih (*transfer function*) dari *temperature process* diperoleh melalui metode *bump test*.

**Tabel 4.** Respon *Temperature* terhadap Waktu

Waktu (detik)	Temperature (°C)	Waktu (detik)	Temperature (°C)	Waktu (detik)	Temperature (°C)	Waktu (detik)	Temperature (°C)
0	315,1	105	315,133	55	315,115	160	315,176
5	315,1	110	315,136	60	315,116	165	315,182
10	315,1	115	315,138	65	315,118	170	315,19
15	315,101	120	315,14	70	315,119	175	315,199
20	315,103	125	315,142	75	315,12	180	315,205
25	315,105	130	315,144	80	315,122	185	315,206
30	315,107	135	315,148	85	315,123	190	315,206
35	315,109	140	315,153	90	315,125	195	315,206
40	315,111	145	315,158	95	315,128	200	315,206
45	315,113	150	315,165	100	315,13	205	315,206
50	315,114	155	315,17	-	-	-	-



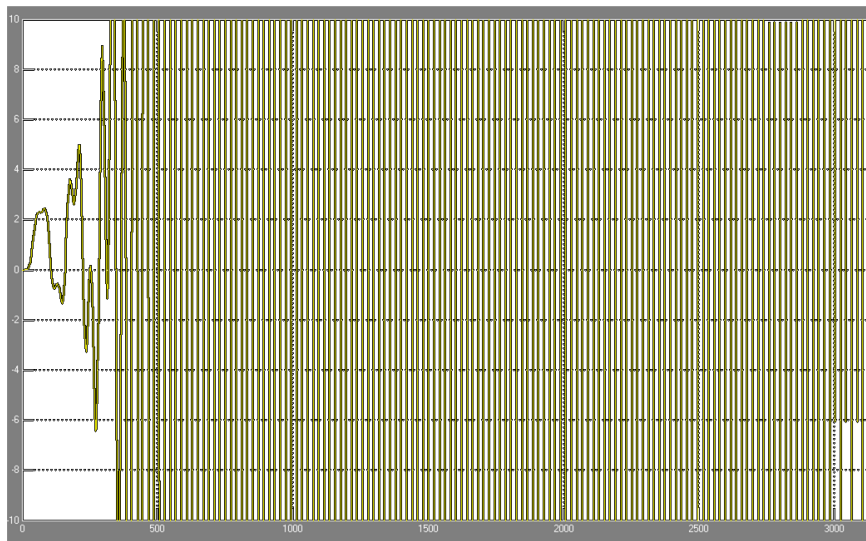
**Gambar 6.** Grafik Perubahan *Temperature* terhadap Waktu pada *Control Cascade*

Dari Gambar 6 dapat diketahui tiga parameter sebagai berikut:

- $\tau_d$  atau L (*dead time*) = 5 detik
- $\tau$  atau T (*time constant*) = 77 detik
- $K_p$  atau K (*gain*) =  $\frac{\Delta PV}{\Delta Co} = \frac{\Delta PV}{\Delta Po} = 0,02$

Sehingga fungsi alih (*transfer function*) dari *temperature process* adalah  $Gp_1 = \frac{0,02}{77s+1} e^{-5s}$ .

Setelah fungsi alih (*transfer function*) elemen pengendali suhu pada *outlet Furnace-3* didapatkan, kemudian dilakukan analisis dengan menggunakan *Simulink Matlab*.



**Gambar 7.** Scope Kondisi Aktual Pengendali Suhu pada *Outlet Furnace-3*

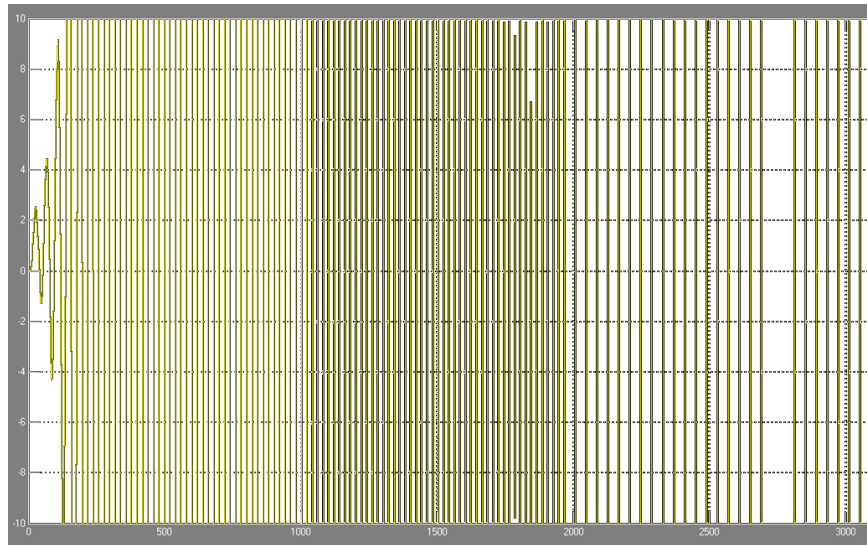
Pada Gambar 7 dapat dilihat bahwa pengendali suhu pada *Outlet Furnace-3* di PPSDM Migas Cepu kurang handal dalam mengendalikan suhu pemanasan *crude oil*. Hal tersebut dapat dilihat dari tanggapan respon sistem pengendali suhu yang tidak stabil (amplitudo membesar) dan tidak dapat mencapai nilai PV yang diinginkan (*setpoint*) saat diberi perubahan.

### 3.2 Tuning Pressure Indicator Controller 100–PIC–12

**Tabel 5.** Nilai Parameter Baru *Pressure Indicator Controller 100–PIC–12*

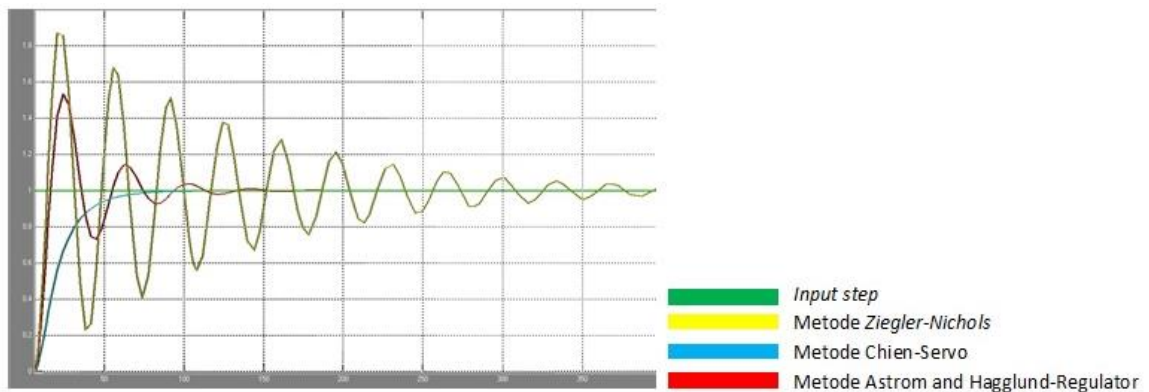
Parameter	Kondisi lapangan	Metode <i>Ziegler-Nichols</i>	Metode <i>Chien-Servo</i>	Metode <i>Astrom and Hagglund- Regulator</i>
$K_p$	1	54	21	42
$\tau_i$ (detik)	20	16,65	3,51	11,5





**Gambar 8.** Scope Kondisi Aktual *Slave control* Pengendali Suhu Pada Outlet Furnace-3

Pada Gambar 8 dapat dilihat bahwa *slave control* pengendali suhu pada Outlet Furnace-3 di PPSDM Migas Cepu kurang handal dalam mengendalikan nilai proses variabel sekunder (tekanan *fuel oil*).



**Gambar 9.** Grafik *Respons* setelah Dilakukan *Tuning Slave Control* Pengendali Suhu pada Outlet Furnace-3

**Tabel 6.** Perbandingan Hasil *Tuning Slave Control* Pengendali Suhu pada Outlet Furnace-3

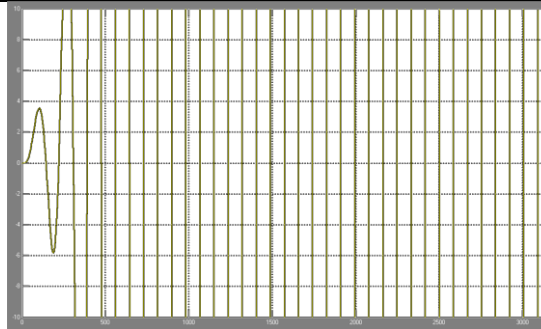
Parameter	Kondisi Lapangan	Tuning Metode Ziegler-Nichols	Tuning Metode Chien-Servo	Tuning Metode Astrom and Hagglund-Regulator
<b>Parameter PID</b>				
Kp	1	54	21	42
$\tau_I$ (detik)	20	16,65	3,51	11,5
<b>Analisis Respon Pengendali Pada Saat Terjadi Perubahan</b>				
<i>Overshoot</i> (%)	-	0,9	0	0,5
<i>Decay Ratio</i>	-	0,777777778	0	0,18
<i>Rise Time</i> (detik)	-	14	97	16
<i>Response Time</i> (detik)	-	350	55	88
<i>Period of Oscillation</i> (detik)	-	34,6	0	38,4
<i>Offset</i> (%)	-	0,0025	0	0

Berdasarkan hasil analisis dari ketiga variabel metode, nilai parameter baru ( $K_p$  dan  $\tau_i$ ) yang digunakan adalah parameter yang didapatkan dari metode Chien-Servo. Dengan nilai  $K_p$  dan  $\tau_i$  sebesar 21 dan 3.51. Hal tersebut dikarenakan pada metode Chien-Servo, respon pengendali menunjukkan hasil yang paling stabil dibandingkan dengan metode lain.

### 3.3 Tuning Temperature Indicator Controller 100-TIC-3

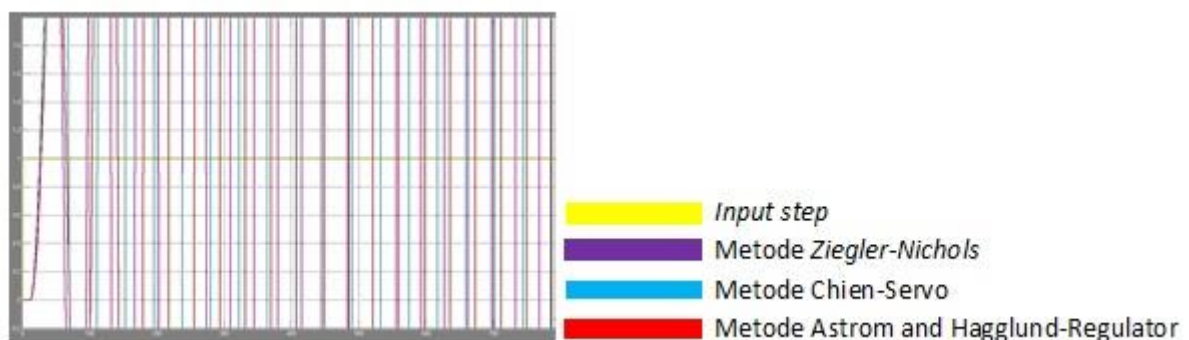
**Tabel 7.** Nilai Parameter Baru *Temperature Indicator Controller* 100-TIC-3

Parameter	Kondisi lapangan	Metode Ziegler-Nichols	Metode Chien-Servo	Metode Astrom and Hagglund-Regulator
$K_p$	1	924	462	723,8
$\tau_i$ (detik)	10	10	77	10
$\tau_D$ (detik)	10	2,5	2,5	2,5



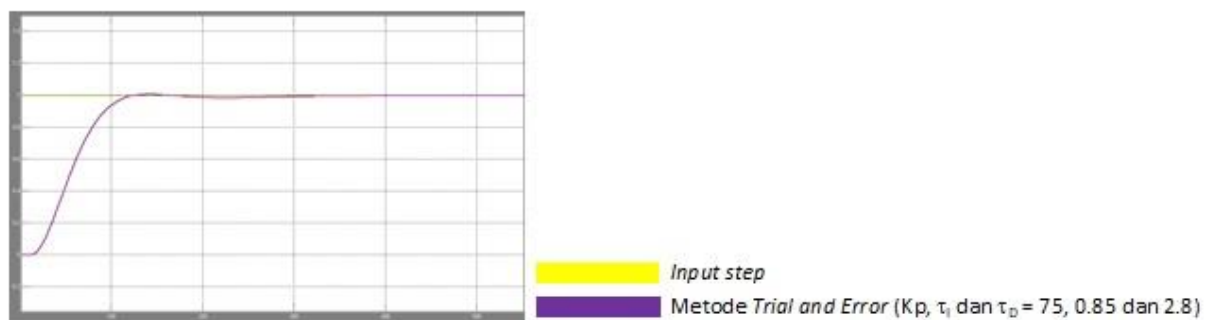
**Gambar 10.** Grafik *Respons* Pengendali setelah dimasukkan Parameter Baru *Pressure Indicator Controller* 100-PIC-12 (Metode Chien-Servo) serta Parameter Aktual *Temperature Indicator Controller* 100-TIC-3

Pada Gambar 10 dapat dilihat bahwa pengendali suhu pada *Outlet Furnace-3* di PPSDM Migas Cepu kurang handal dalam mengendalikan suhu pemanasan *crude oil* setelah dimasukkan parameter baru *Pressure Indicator Controller* 100-PIC-12 (metode Chien-Servo) serta parameter aktual *Temperature Indicator Controller* 100-TIC-3.



**Gambar 11.** Grafik *Respons* setelah dilakukan *Tuning* Pengendali Suhu pada *Outlet Furnace-3*

Setelah dilakukan *tuning* pengendali suhu pada *outlet Furnace-3* yang ditunjukkan oleh Gambar 11, dapat disimpulkan bahwa nilai parameter baru ( $K_p$ ,  $\tau_i$  dan  $\tau_D$ ) *Temperature Indicator Controller* 100-TIC-3 dari metode *Ziegler-Nichols*, *Chien-Servo*, dan *Astrom and Hagglund-Regulator* belum mampu untuk memperbaiki respon sistem pengendali suhu pada *outlet Furnace-3* di PPSDM Migas Cepu. Mengingat pentingnya kestabilan suhu di *furnace* dan hasil *tuning Temperature Indicator Controller* 100-TIC-3 dengan metode *Ziegler-Nichols*, *Chien-Servo*, dan *Astrom and Hagglund-Regulator* belum mampu untuk memperbaiki respon. Maka dilakukan *tuning* dengan memasukkan nilai parameter baru ( $K_p$ ,  $\tau_i$  dan  $\tau_D$ ) *Temperature Indicator Controller* 100-TIC-3 dari metode "*trial and error*" dengan nilai  $K_p$ ,  $\tau_i$  dan  $\tau_D$  sebesar 75, 0.85 dan 2.8.



**Gambar 12** Grafik *Respons* Pengendali setelah dimasukkan Parameter Baru *Pressure Indicator Controller* 100–PIC–12 (Metode *Chien-Servo*) serta Parameter Baru *Temperature Indicator Controller* 100-TIC–3 (Metode *Trial Error*  $K_p$ ,  $\tau_i$  dan  $\tau_D = 75, 0.85$  dan  $2.8$ )

### 3.4 Perbandingan Hasil *Tuning* dengan Kondisi Lapangan

**Tabel 8.** Analisis Respon Pengendali Suhu pada *Outlet Furnace-3* setelah dilakukan *Tuning* dengan Metode *Trial and Error* ( $K_p$ ,  $\tau_i$  dan  $\tau_D = 75, 0.85$  dan  $2.8$ )

Parameter	$K_p$ , $\tau_i$ dan $\tau_D = 75, 0.85$ dan $2.8$	Satuan
	Nilai	
(a) <i>Overshoot</i>	0,00655	%
(b) <i>Decay Ratio</i>	0	
(c) <i>Rise Time</i>	125,27	detik
(d) <i>Response Time</i>	103,5	detik
(e) <i>Period of Oscillation</i>	229	detik
(f) <i>Offset</i>	0	%

Dari semua metode yang digunakan, nilai parameter baru ( $K_p$ ,  $\tau_i$  dan  $\tau_D$ ) *Temperature Indicator Controller* 100-TIC–3 yang optimal adalah parameter yang didapatkan dari metode *Trial and Error*. Dengan nilai  $K_p$ ,  $\tau_i$  dan  $\tau_D$  sebesar 75, 0.85 dan 2.8. Hal tersebut dikarenakan pada metode ini, respon pengendali menunjukkan hasil yang paling stabil dibandingkan dengan metode lain karena tidak terdapat *offset*. Selain itu, pada metode ini pengendali memiliki respon yang baik dibandingkan dengan kondisi aktual di lapangan karena sistem pengendali dapat mencapai *setpoint* yang ditetapkan dan respon yang didapatkan tidak

menunjukkan tanggapan yang tidak stabil (amplitudo membesar) seperti pada saat sistem pengendali suhu pada *outlet Furnace-3* menggunakan parameter aktual di lapangan.

## 4 KESIMPULAN DAN SARAN

### 4.1 KESIMPULAN

Berdasarkan penelitian yang telah dilakukan maka dapat disimpulkan bahwa nilai parameter baru ( $K_p$ ,  $\tau_i$  dan  $\tau_D$ ) *temperature indicator controller* dari metode *Ziegler-Nichols* adalah 924, 10 dan 2.5, dari metode *Chien-Servo* adalah 462, 77 dan 2.5, dan dari metode *Astrom and Hagglund-Regulator* adalah 723.8, 10 dan 2.5. Nilai parameter baru ( $K_p$  dan  $\tau_i$ ) *pressure indicator controller* dari metode *Ziegler-Nichols* adalah 54 dan 16.65, dari metode *Chien-Servo* adalah 21 dan 3.51, dan dari metode *Astrom and Hagglund-Regulator* 42 dan 11.5. Nilai parameter baru ( $K_p$  dan  $\tau_i$ ) *pressure indicator controller* yang paling optimal adalah parameter dari metode *Chien-Servo* dengan nilai  $K_p$  dan  $\tau_i$  sebesar 21 dan 3.51, sedangkan parameter baru ( $K_p$ ,  $\tau_i$  dan  $\tau_D$ ) *temperature indicator controller* yang paling optimal sebesar 75, 0.85 dan 2.8.

### 4.2 SARAN

Hendaknya dilakukan *tuning* ulang pada sistem pengendali suhu di *outlet Furnace-3* dengan menggunakan metode *direct synthesis*. *Datasheet* elemen pengendali yang ada di PPSDM Migas Cepu hendaknya dilengkapi agar memudahkan dalam pengambilan data pengamatan.

## REFERENSI

- [1] Fitriolan, M. I., 2019, *Sistem Pengendalian Temperature pada Outlet Furnace-3 di PPSDM Migas Cepu*, Kertas Kerja Wajib, Politeknik Energi dan Mineral Akamigas, Cepu.
- [2] Marlin, T. E., 2000, *Process Control: Designing Processes and Control Systems for Dynamic Performance*, 2<sup>nd</sup> edition, McGraw-Hill Companies, Inc., New York.
- [3] Irfin, Z., Suharti, P. H., Moentamaria, D., 2017, *Optimasi Kinerja Pengendali Tekanan PCT-14 Menggunakan Metoda Tuning Skogestad*, Prosiding Seminar Nasional Rekayasa Proses Industri Kimia, Malang: 19 Oktober 2017.
- [4] Setiawan, I., 2008, *Kontrol PID untuk Proses Industri*, PT. Komputindo, Jakarta.
- [5] Luqmana, A., 2019, *Analisa Tuning Control Level Liquid pada 2<sup>nd</sup> ST Separator PV-200 di PetroChina International Jabung Ltd.*, Jambi, Kertas Kerja Wajib, Politeknik Energi dan Mineral Akamigas, Cepu.