

## Sistem Kendali Level Air Separator pada Produksi Uap di Kilang Minyak Menggunakan Kontrol PID

Jatmiko E. Suseno<sup>\*1</sup>, Muhammad Rafli Irsyad Hadi<sup>2</sup>, Agus Setyawan<sup>3</sup>, Zaenul Muhlisin<sup>4</sup>,  
Heri Sugito<sup>5</sup>

<sup>1,2,3</sup>Departemen Fisika, FSM UNDIP, Semarang, Indonesia

e-mail: <sup>\*1</sup>[jatmiko@fisika.fsm.undip.ac.id](mailto:jatmiko@fisika.fsm.undip.ac.id), <sup>2</sup>[raflirsyadhadi@gmail.com](mailto:raflirsyadhadi@gmail.com),

<sup>3</sup>[agussetyawan@fisika.fsm.undip.ac.id](mailto:agussetyawan@fisika.fsm.undip.ac.id), <sup>4</sup>[muhlisin@lecturer.undip.ac.id](mailto:muhlisin@lecturer.undip.ac.id),

<sup>5</sup>[herisugito@lecturer.undip.ac.id](mailto:herisugito@lecturer.undip.ac.id)

### Abstrak

Minyak bumi pada proses distilasi dipisahkan sesuai fraksi menurut titik didihnya, dengan adanya kondisi vakum maka akan menghasilkan parameter fisis yang dituju, sehingga memenuhi parameter produk yang diinginkan. Sistem produksi uap merupakan pengendalian cascade atau bertingkat, terdapat dua parameter pengendalian yang dikendalikan yaitu flow dan level. Analisa kinerja sistem produksi uap dengan prinsip two phase separator ini dilakukan dengan membuat model matematis sehingga mendekati keadaan aslinya menggunakan separator geometry dan perangkat lunak Matlab R2018b, maka diperlukan pengendali untuk menganalisisnya, metode pengendali yang digunakan adalah metode Ziegler-Nichols Critical Gain dan Critical Period. dan tuning untuk menentukan gain parameter pengendalinya ( $K_p$ ,  $K_i$ ,  $K_d$ ). Berdasarkan hasil pengujian, tipe pengendali dengan hasil terbaik adalah pengendali PID untuk pengendali flow dengan parameter  $K_p = 0.12$ ,  $T_i = 0.28$ ,  $T_d = 0.4$ , dengan performansi Rise Time = 1.97, Settling Time = 7.17, Overshoot (%) = 9.01, dan Hasil terbaik untuk pengendali level adalah pengendali P dengan parameter  $K_p = 0.06$ , dengan performansi Rise Time = 3.16, Settling Time = 7.71, Overshoot (%) = 2.45.

**Kata kunci**— Steam Generator System, Sistem Kendali Cascade, Ziegler-Nichols, Pengendali P, PI dan PID

### Abstract

Crude oil in the distillation process is separated according to fractions of boiling point, in the presence of vacuum conditions, the system will produce the physical parameters that are intended, and meet the desired product. The steam production system is controlled by a cascade or multilevel control, there are two control parameters, Flow and Level. The performance analysis of the Steam Generator System with the two-phase separator principle is carried out by making a mathematical model so the system is close to its original state using separator geometry and Matlab R2018b software, the tuning method used is the Ziegler-Nichols method of Critical Gain and Critical Period. and the tuning is determined by the gain of the controlling parameters ( $K_p$ ,  $K_i$ ,  $K_d$ ). Based on the test results, the type of controller with the best results is the PID controller for Flow controllers with parameters  $K_p = 0.12$ ,  $T_i = 0.28$ ,  $T_d = 1.14$ , with performance Rise Time = 0.27, Settling Time = 26.4, Overshoot (%) = 5.3, and the best results for Level controller is P controller with parameter  $K_p = 0.5$ , with Rise Time = 0.429 performance, Settling Time = 0.699, Overshoot (%) = 0.7.

**Keywords**— Steam Generator System, Cascade System Control, Ziegler-Nichols, P, PI and PID Controller

## 1. PENDAHULUAN

Pemrosesan Minyak bumi berlangsung di kilang minyak atau petroleum refinery dimana kilang minyak memproses minyak mentah menjadi produk yang digunakan sehari-hari atau disebut bahan bakar, tidak hanya bahan bakar. Minyak mentah diproses dengan metode distilasi, pengolahan, konversi, dan pencampuran untuk menghasilkan bahan bakar, hidrogen, pelumas, pelarut, belerang, lilin, produk kokas, dan aspal (Hsu & Robinson, 2017).

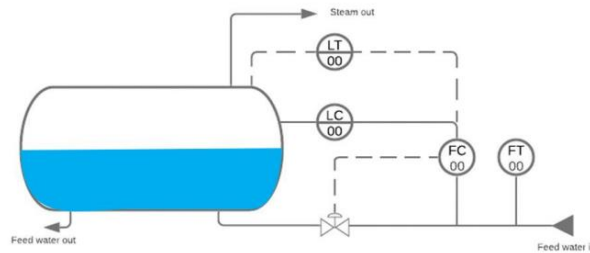
Produksi uap di kilang minyak pada unit High Vacuum Distillation mengolah minyak bumi berada pada kondisi vakum, tekanan berada pada kondisi dibawah tekanan atmosfer, parameter fisis yang dikontrol pada produksi uap adalah level controller dan flow controller. Proses high vacuum distillation adalah proses distilasi terjadi dengan tekanan dibawah tekanan atmosfer, dengan tujuan untuk mengambil minyak bahan sisa yang tidak diproses di *Crude Distillation Unit* (CDU). Bahan diolah dengan metode vacuum menghasilkan produk long residue atau middle distillate yang dipisahkan fraksi-nya dengan menaikkan suhu inlet column pada proses distilasi tekanan atmosfer. Menurut Hsu dan Robinson crude oil sebelum memasuki crude distillation column bahan diberikan metode preheating dimana minyak bumi dipanaskan sampai dengan suhu 370°C maka minyak bumi akan mengalami cracking. Cracking terjadi pada senyawa hidrokarbon tidak jenuh berupa olefin. Senyawa olefin dalam produk minyak bumi tidak diperkenankan, karena sifatnya yang tidak stabil. Agar produk tersebut memiliki suhu yang rendah, maka tekanan pada proses olefin dibuat bertekanan rendah sehingga tujuan evaporasi dari minyak sisa dapat diuapkan pada temperatur kurang dari 370°C (Hsu & Robinson, 2017), Pemisahan tersebut menghasilkan produk dari bahan distilasi yang tidak dapat di proses pada CDU atau crude distillation unit. Untuk dapat melakukan distilasi pada kondisi vakum sistem membutuhkan sistem produksi uap yang dapat berjalan khusus untuk unit tersebut. Untuk menghasilkan uap, pada unit tersebut menggunakan separator dua fasa yaitu bejana tekan untuk memisahkan fluida yang berbeda fasa cairan dan gas berdasarkan perbedaan densitasnya (Insani, et al.2018).

Pada proses produksi uap, tangki pemrosesan berbasis separator dua fasa, sistem tersebut menggunakan sistem kontrol cascade atau bertingkat, sehingga salah satu parameter fisis mempengaruhi aksi kendali parameter fisis lainnya. Parameter fisis ketinggian dalam tangki tersebut berfungsi untuk menjaga perbandingan kuantitas dua fase zat. Parameter fisis laju aliran air yang masuk ke dalam tangki berfungsi untuk menjaga aliran air agar tetap stabil pada ketinggian yang sudah ditentukan. Permasalahan yang terjadi pada parameter fisis yang dikontrol pada sistem adalah sinyal output sistem tidak sesuai dengan sinyal input, ketidaksesuaian sinyal tersebut akan menjadikan nilai setpoint tidak sesuai dengan yang diharapkan. Pada simulasi kali ini sistem dianalisa menggunakan Matlab dan Simulink, sistem kontrol produksi uap yang dievaluasi menggunakan modul PI, metode yang digunakan untuk pengambilan data sistem kontrol sebelum dievaluasi menggunakan metode bump test, perhitungan fungsi transfer dari data bump test dari menggunakan model matematis self regulating process dan non-self regulating process untuk evaluasi sistem menggunakan metode penalaan Ziegler-Nichols Critical Gain dan Critical Periode. Dengan terbentuknya kondisi ideal pada sistem, maka sistem dapat mencapai setpoint sesuai nilai yang diharapkan, sehingga akan meningkatkan kualitas dari produk. Penelitian ini juga diharapkan bisa menjadi pedoman serta referensi ilmiah tentang pengaplikasian evaluasi sistem kendali pada penelitian lainnya.

## 2. METODE PENELITIAN

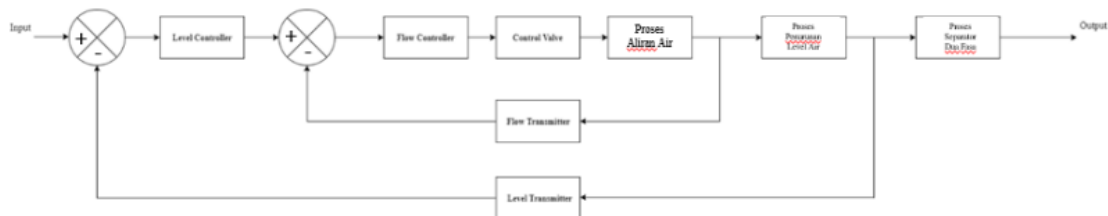
Pada sistem produksi uap terdapat drum pelepasan uap yang berkonsep separator dua fasa, drum tersebut menjadi tangki penyimpanan air yang sudah dipanaskan terlebih dahulu pada heat exchanger sebelum dikirim ke kolom distilasi vakum. Drum pelepasan uap adalah pemisah cairan uap dua fase, bagian ini memisahkan uap dari kondensat dan berfungsi untuk

menghasilkan uap kering pada dasar drum dan disalurkan keluar dalam bentuk uap mengeluarkan kondensat cair dari nosel outlet cairan. (Zeb, 2017). Pada drum pelepasan uap, terdapat parameter fisis yang diukur yaitu suhu, volume, tekanan, ketinggian dan laju aliran. Pengendalian yang dilakukan pada drum pelepasan uap adalah pengendalian flow dan level yang berhubungan dengan inlet dan outlet dari alat tersebut, masukan dari tangki air yang sudah dipanaskan pada sistem drum pelepasan uap dikendalikan dengan aktuator control valve yang disusun kendali secara cascade atau bertingkat. Sehingga dari dua parameter kontrol hanya terdapat satu aktuator pengendali yang berfungsi sebagai pengatur masuknya air yang sudah dipanaskan ke dalam drum pelepasan uap, berikut P&ID dari sistem produksi uap yang ditunjukkan pada **Gambar 1**.



Gambar 1 Separator Dua Fasa pada sistem produksi uap

Pembuatan diagram sistem kendali tertutup berfungsi untuk mengetahui bagaimana sistem bekerja secara keseluruhan, dan dapat menjelaskan peran dari masing-masing perangkat, sehingga dapat membuat strategi kendali. Diagram dibuat berdasarkan proses yang terjadi pada sebuah sistem untuk menganalisa bagaimana pengendalian yang terjadi sehingga kalkulasi sinyal yang masuk ke dalam masukan sesuai dengan nilai keluaran yang diinginkan. Diagram sistem kendali sistem produksi uap dapat ditunjukkan pada **Gambar 2**.



Gambar 2. Diagram blok sistem produksi uap

Dari diagram blok sistem pada **Gambar 2**, secara teori menunjukan bahwa sistem kendali yang digunakan adalah sistem kendali cascade, berdasarkan penyederhanaan diagram blok maka fungsi transfer dari keluaran dan masukan seperti ditunjukkan pada **persamaan (1)**.

$$\frac{Output}{Input} = \frac{G_{LC} \left( \frac{G_{FC} G_{CV} G_{AA}}{1 + G_{FT} G_{FC} G_{CV} G_{AA}} \right) G_{LS} G_{SDF}}{1 + G_{LC} \left( \frac{G_{FC} G_{CV} G_{AA}}{1 + G_{FT} G_{FC} G_{CV} G_{AA}} \right) G_{LS} G_{LT} G_{SDF}} \quad (1)$$

Dalam metode Bump Test Gain untuk Flow Transmitter dan Level Transmitter kita anggap bernilai 1, maka fungsi transfer dirumuskan pada **persamaan 2**.

$$\frac{Output}{Input} = \frac{G_{LC}G_{LS}G_{FC}G_{CV}G_{AA}G_{SDF}}{1+G_{FC}G_{CV}G_{SDF}+G_{LC}G_{LS}G_{FC}G_{CV}G_{AA}G_{SDF}} \quad (2)$$

### 3. HASIL DAN PEMBAHASAN

#### 4.1 Pemodelan Matematis Fungsi Transfer Separator Dua Fasa

Pemodelan water level separator dimodelkan berbentuk tangki horizontal terbuka pada **Gambar 3**.



Gambar 3. Pemodelan tangki separator

Mengaplikasikan prinsip dasar konversi pada separator maka sesuai hukum kesetimbangan massa, sesuai **persamaan (3)**.

$$\frac{dM}{dt} = \sum \rho_{in} f_{in} - \sum \rho_{out} f_{out} \quad (3)$$

dengan  $\rho_{in}$  &  $\rho_{out}$  sebagai densitas liquid pada inlet dan outlet, sementara  $f_{in}$  &  $f_{out}$  adalah volumetric flow rates inlet dan outlet

$$\frac{dM}{dt} = Q_{in} - Q_{out} \quad (4)$$

$$Q_{in} = W_{in} \quad (5)$$

$$Q_{out} = W_v - W_l \quad (6)$$

$W_{in}$  merupakan flow yang masuk kedalam tangki, sementara  $W_v$  flow vapour yang keluar dari separator, dan  $W_l$  merupakan flow liquid yang keluar pada separator, dengan persamaan tersebut maka fungsi dinamis digambarkan sebagai **persamaan (7)**.

$$\frac{d(\rho_l Ah)}{dt} = W_{in} - W_v - W_l \quad (7)$$

$$\frac{d(\Delta h)}{dt} = \frac{1}{\rho_l A} [W_{in} - W_v - W_l] \quad (8)$$

Dengan  $A$  merupakan luas separator, perumusan geometri separator adalah dinyatakan sebagai **persamaan (9)**.

$$v(h) = (r^2 \cos^{-1} \left( \frac{r-h}{r} \right) - (r-h) \sqrt{2rh - h^2}) L \quad (9)$$

Pada operasi separator normal kita dapat sederhanakan hubungan linear dengan interval waktu maka  $v(h) = ALh(t)$  maka  $A \approx \pi r^2$ . Maka volume dinamis pada separator dengan persamaan kesetimbangan massa menjadi **persamaan (10)**.

$$\frac{dv(t)}{dt} \approx \frac{d(\Delta h)}{dt} = \frac{1}{\rho_l AL} [W_{in} - W_v - W_l] \quad (10)$$

$$v(h) = (r^2 \cos^{-1} \left( \frac{r-h}{r} \right) - (r-h) \sqrt{2rh - h^2}) L \quad (11)$$

dengan menganggap tidak ada vapour dalam separator maka  $W_v$  diabaikan, sehingga persamaan menjadi seperti pada **persamaan (12)**.

$$\rho_l AL \frac{d(\Delta h)}{dt} = [W_{in} - W_l] \quad (12)$$

Maka dapat kita ubah menjadi

$$\rho_l AL \frac{d(\Delta h)}{dt} = [Q_{in} - Q_{out}] \quad (13)$$

$$\rho_l AL \frac{d(\Delta h)}{dt} = Q_{in}(t) - Q_{out}(t) \quad (14)$$

untuk perhitungan nilai  $Q_{out}$  kita asumsikan valve pada  $Q_{in}$  bernilai 1 (*reverse action*) sehingga valve diasumsikan terbuka penuh (Setiawan, 2008), dengan perbedaan ukuran pipa maka laju aliran dari fluida akan terhambat sehingga menciptakan ketinggian air persatuan waktu, dengan persamaan kontinuitas maka aliran yang masuk kedalam tangki ditunjukkan pada **persamaan (15)**.

$$Q_1 = Q_2 = \dots = Q_n \quad (15)$$

$$\rho_1 A_1 V_1 = \rho_2 A_2 V_2 \quad (16)$$

Menurut mass flow indicator, mass flow yang masuk ke dalam separator bernilai 399.41 ton/hari kita konversikan kedalam kg/s sehingga menjadi 462.2 kg/s, maka persamaan ditunjukkan pada **persamaan 17**.

$$462.2 = \rho_2 A_2 V_2 \quad (17)$$

$$462.2 = 1. A_2 V_2 \quad (18)$$

Untuk membentuk ketinggian air, pipa keluaran harus bernilai < 5 inch. Diasumsikan ukuran pipa keluaran bernilai 2 inch, nilai 2 inch dikonversikan ke cm menjadi 5.08, maka membentuk **persamaan (19)**.

$$462.2 = 1. \pi r^2. V_2 \quad (19)$$

$$V_2 = 22.8 \quad (20)$$

Dengan ditemukannya nilai  $A_2$  dan  $V_2$  maka persamaan  $Q_{out}$  ditunjukkan pada **persamaan (21)**.

$$Q_{out} = A_2. V_2. P_s \quad (21)$$

$$Q_{out} = 2,02 \cdot 2,2 \cdot \rho g h \quad (22)$$

$$Q_{out} = 2,02 \cdot 2,2 \cdot 1,9,8. h \quad (23)$$

$$Q_{out} = 43,55h \quad (24)$$

Sehingga dari **persamaan (14)** akan diperoleh **persamaan (25)**.

$$\rho_l AL \frac{d(\Delta h)}{dt} = Q_{in}(t) - 43,55 h(t) \quad (25)$$

$$\rho_l \pi r^2 L \frac{d(\Delta h)}{dt} = Q_{in}(t) - 43,55 h(t) \quad (26)$$

$$1 \cdot 3,14 \cdot 0,85^2 \cdot 2,2 \frac{d(\Delta h)}{dt} = Q_{in}(t) - 43,55 h(t) \quad (27)$$

$$4,99 \frac{d(\Delta h)}{dt} = Q_{in}(t) - 43,55 h(t) \quad (28)$$

Maka nilai  $G(s)$  menjadi **persamaan (29)**.

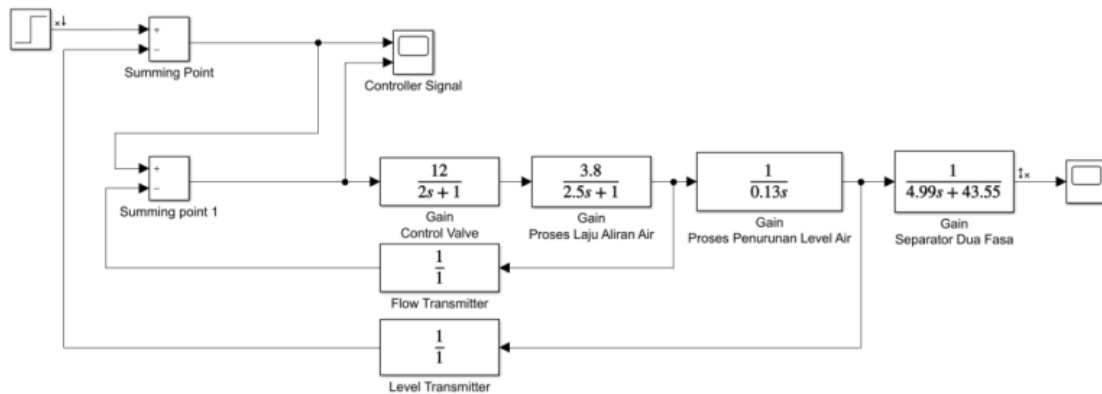
$$G(s) = \frac{1}{4,99s + 43,55} \quad (29)$$

## 4.2 Penalaan Sistem Kendali

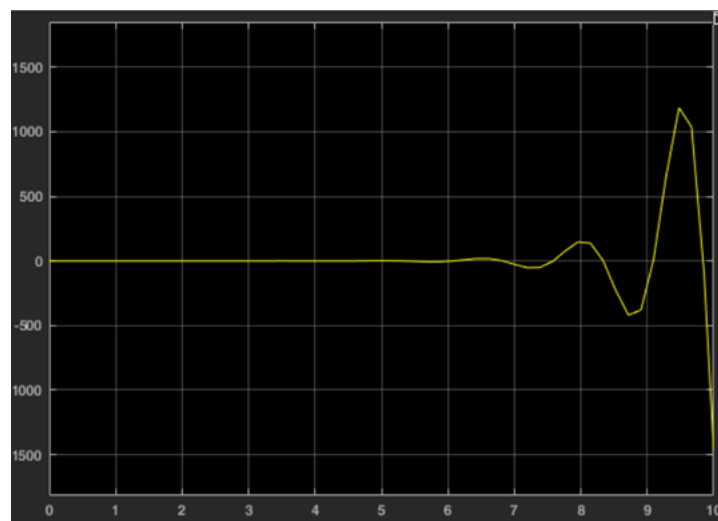
Hasil dari penalaan sistem kendali adalah sistem tersebut mencapai titik referensi yang diinginkan, pada simulasi kali ini titik referensi yang ditentukan bernilai 1.

#### 4.2.1 Simulasi Sistem Tanpa Pengendali

Simulasi pertama bertujuan untuk mengetahui kestabilan sistem tanpa pengendali, dengan sistem tanpa pengendali, diagram Simulink ditunjukkan pada **Gambar 4**.



Gambar 4. Diagram sistem tanpa pengendali

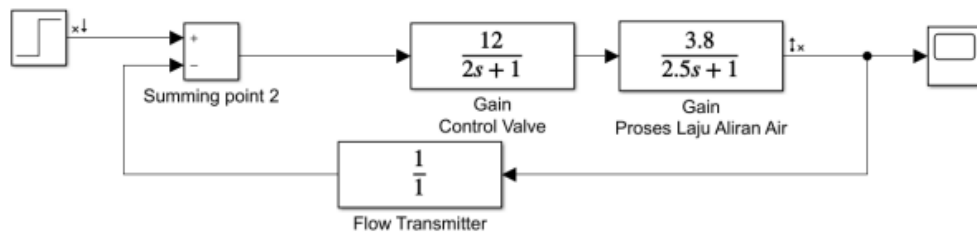


Gambar 5. Hasil sinyal tanpa pengendali

Sinyal yang terbentuk pada sistem dinyatakan tidak stabil karena sistem tidak menuju satu titik referensi, pada sistem tersebut nilai referensi adalah 1, ketidakstabilan sistem akan dianalisis dengan Pole-Zero Map. Menurut kriteria Pole-Zero Map sistem dinyatakan tidak stabil karena titiktitik tidak berada pada sebelah kanan sumbu imajiner. Dari simulasi tersebut dapat disimpulkan bahwa pengendali dibutuhkan pada sistem, karena sistem tidak menuju titik referensi yang diinginkan.

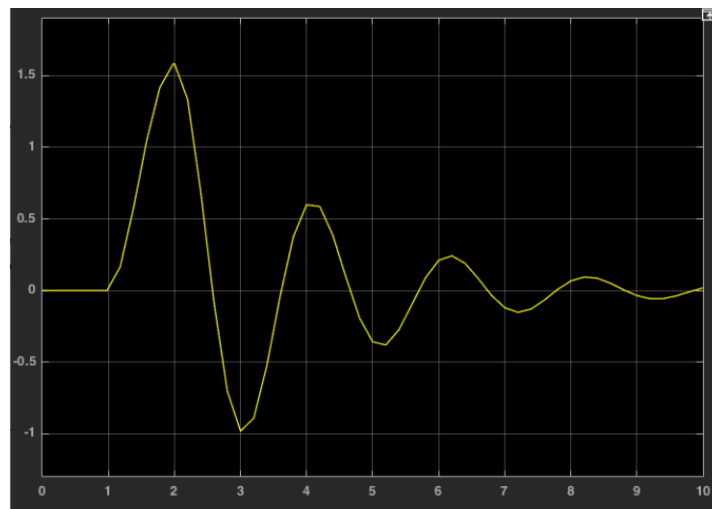


## a. Penalaan Loop Sekunder



Gambar 9. Diagram Simulink loop sekunder

Dengan hasil sinyal pada osiloskop digital pada **Gambar 10**.



Gambar 10 Hasil sinyal loop sekunder

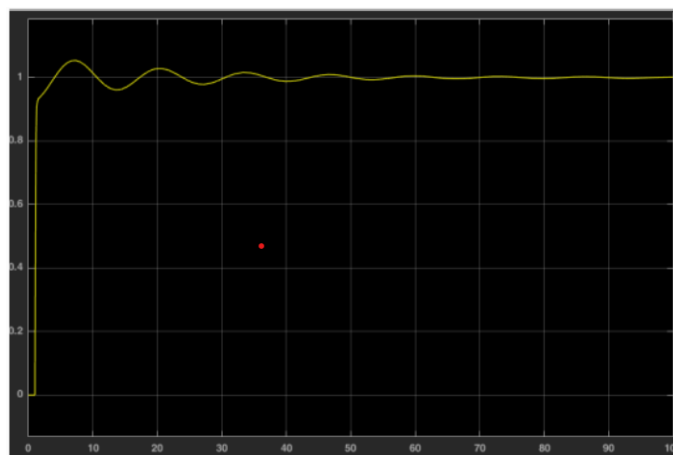
Pada loop sekunder kali ini penalaan menggunakan Metode penalaan Ziegler-Nichols berbasis Critical Gain and Critical Period dalam buku Modern Control Engineering, Ogata (2010), maka nilai parameter PID yang dibutuhkan adalah

$$K_p = 0.12$$

$$K_i = 0.28$$

$$K_d = 1.14$$

Parameter dimasukkan kedalam sistem melalui blok PID controller

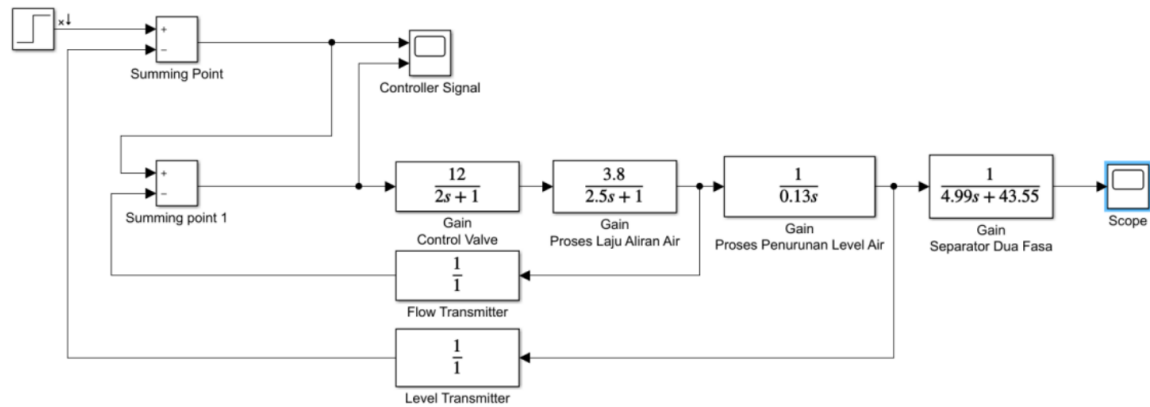


Gambar 11. Hasil sinyal loop sekunder setelah penalaan

Pada gambar tersebut, sinyal yang dihasilkan sudah menuju titik referensi yaitu bernilai 1, dari penalaan tersebut sistem sudah menuju ke steady state

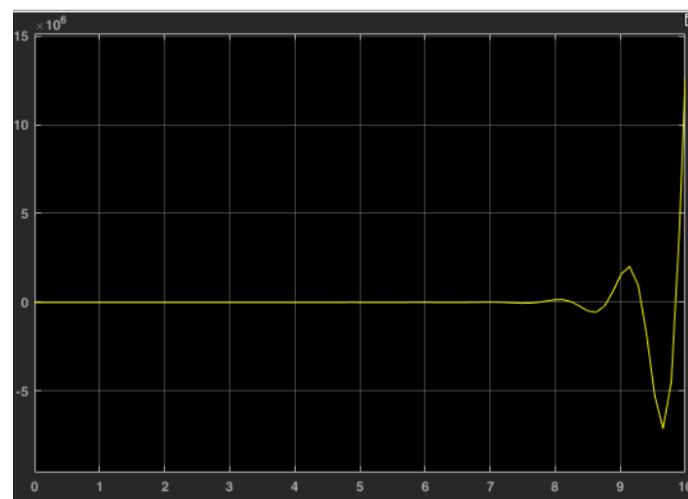
#### b. Penalaan Loop Primer

Penalaan kedua dilakukan pada loop primer, dengan menggunakan Simulink, diagram blok sistem disajikan pada **Gambar 12**.



Gambar 12. Diagram Simulink loop primer

Pada **Gambar 12**, sinyal yang dihasilkan sudah menuju titik referensi yaitu bernilai 1, dari penalaan tersebut sistem sudah menuju ke steady state maka perbandingan sinyal terdapat pada **Gambar 13**.



Gambar 13 Hasil sinyal loop primer

Karena sistem tidak menuju titik referensi maka sistem tersebut maka dibutuhkan penalaan terhadap loop primer, pada Simulink terdapat fitur Linear Analysis untuk menghitung fungsi transfer dari sistem, dengan diagram blok yang sudah dihasilkan fungsi transfer pada sistem adalah pada **persamaan (30)**.

$$\frac{\text{Output}}{\text{Input}} = \frac{6.97 \cdot 10^4 s^2 + 7510s + 1.712 \cdot 10^4}{s^6 + 109.6 s^5 + 2012 s^4 + 1.801 \cdot 10^4 s^3 + 7.21 \cdot 10^4 s^2 + 1.171 \cdot 10^4 s + 1.714 \cdot 10^4} \quad (30)$$

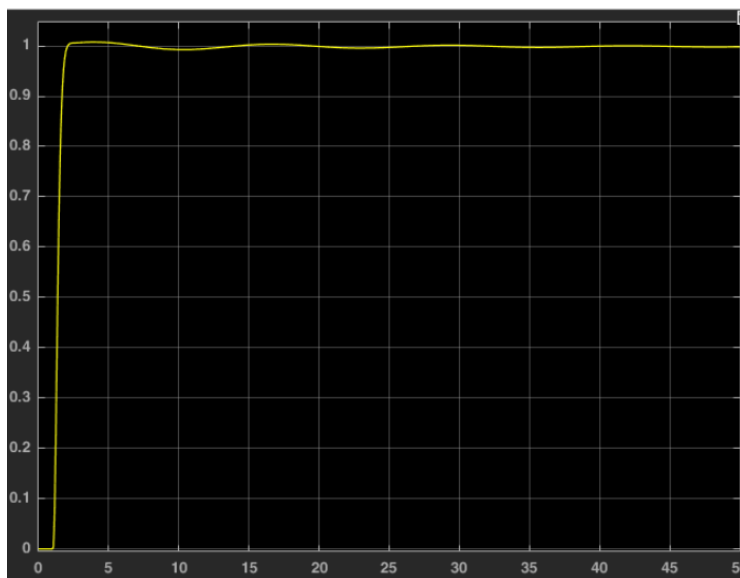
Untuk nilai Kcr, menurut Metode Ziegler-Nichols, grafik linearisasi dari fungsi transfer tersebut harus bernilai  $y > 0$ , maka nilai Kcr = Kpr (Wijaya et al. 2011). Pada perhitungan kali ini

perhitungan berbasis linearisasi grafik dari fungsi transfer tersebut, maka nilai yang  $K_c$  ditentukan dengan memberikan masukan 0 dan 1 untuk melihat respon dari sistem. Pengendali P sesuai dengan aturan Ziegler-Nichols adalah pada **persamaan (31)**.

$$K_p = 0.5K_c \quad (31)$$

$$K_p = 0,5 \quad (32)$$

Maka sinyal yang dihasilkan pada sistem dengan diberikan pengendali P menjadi pada **Gambar 12**.



Gambar 12 Hasil sinyal loop primer setelah penalaan

Dengan sinyal yang dihasilkan dengan pengendali, sistem sudah sesuai dengan tujuan kendali, yaitu sistem sudah mencapai titik referensi yang diinginkan. Namun, sistem belum mencapai tujuan dari aksi kendali yang ditentukan, maka dari itu langkah selanjutnya melihat parameter performansi dari sistem kendali, dan membandingkan dengan nilai parameter acuan pada loop sekunder. Dengan fitur PID Tuner, maka nilai performansi yang terdapat pada sistem disajikan pada **Gambar 13**.

| Controller Parameters      |                       |
|----------------------------|-----------------------|
|                            | Block                 |
| P                          | 0.12                  |
| I                          | 0.28                  |
| D                          | 1.14                  |
| N                          | 100                   |
| Performance and Robustness |                       |
|                            | Block                 |
| Rise time                  | 0.27 seconds          |
| Settling time              | 26.4 seconds          |
| Overshoot                  | 5.39 %                |
| Peak                       | 1.05                  |
| Gain margin                | Inf dB @ Inf rad/s    |
| Phase margin               | 88.5 deg @ 10.3 rad/s |
| Closed-loop stability      | Stable                |

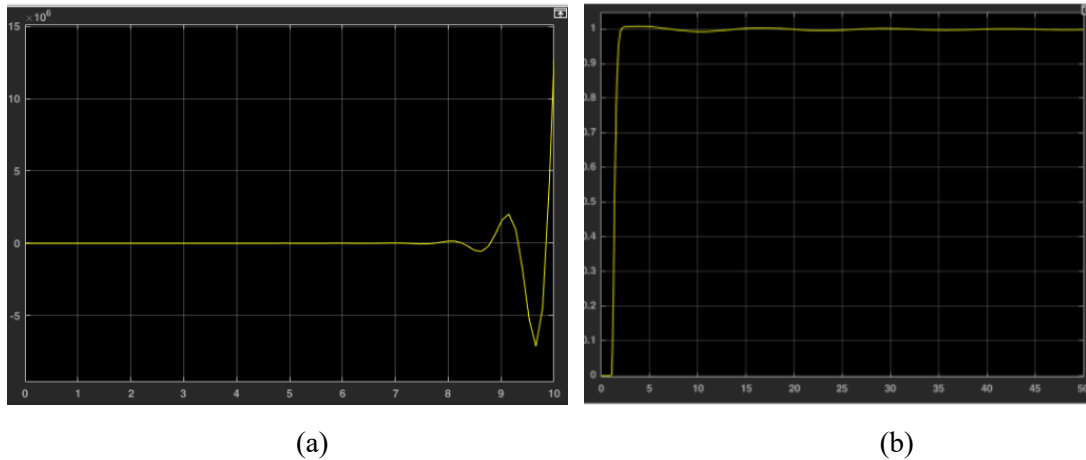
(a)

| Controller Parameters      |                       |
|----------------------------|-----------------------|
|                            | Block                 |
| P                          | 0.5                   |
| I                          | n/a                   |
| D                          | n/a                   |
| N                          | n/a                   |
| Performance and Robustness |                       |
|                            | Block                 |
| Rise time                  | 0.429 seconds         |
| Settling time              | 0.699 seconds         |
| Overshoot                  | 0.7 %                 |
| Peak                       | 1.01                  |
| Gain margin                | 29 dB @ 33.5 rad/s    |
| Phase margin               | 72.5 deg @ 3.44 rad/s |
| Closed-loop stability      | Stable                |

(b)

Gambar 13. Performansi (a) loop sekunder dan (b) loop primer

Setelah sesuai dengan aksi kendali, maka perbandingan sinyal sebelum dan sesudah dilakukan penalaan disajikan pada **Gambar 14**.



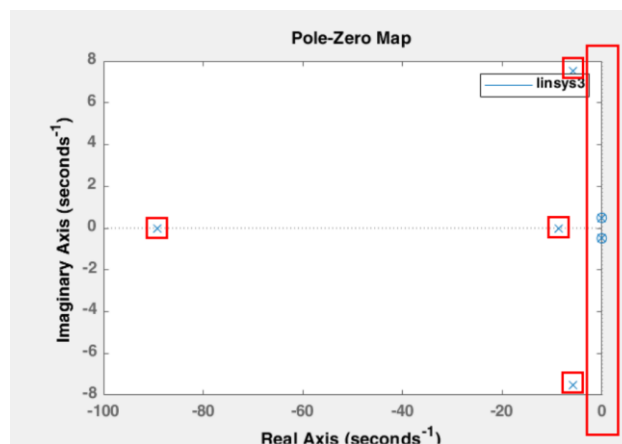
Gambar 14. Perbandingan sinyal loop primer (a) pra & (b) pasca penalaan

Penalaan yang dilakukan sudah mencapai titik referensi yang diinginkan, sehingga sistem tersebut sudah sesuai dengan aturan penalaan Ziegler-Nichols, berdasarkan hasil simulasi pada sistem, data yang dihasilkan disajikan pada Tabel 1.

Tabel 1. Hasil Simulasi, Penalaan dan Performansi Sistem Kendali

| No | Deskripsi             | Flow Controller | Level Controller |
|----|-----------------------|-----------------|------------------|
| 1  | $K_p$                 | 0,12            | 0,5              |
| 2  | $K_i$                 | 0,28            | -                |
| 3  | $K_d$                 | 1,14            | -                |
| 4  | Rise time (detik)     | 0,27            | 0,43             |
| 5  | Settling time (detik) | 26,4            | 0,69             |
| 6  | Overshoot (%)         | 5,39            | 0,70             |

Uji validasi kestabilan sistem pasca penalaan, dengan menggunakan Metode Pole-Zero Map dari sistem, grafik yang dihasilkan dari sistem pada **Gambar 15**.



Gambar 16 Analisa kestabilan Pole-Zero Map pasca penalaan

Menurut kriteria Pole-Zero map sistem dinyatakan stabil karena titik-titik berada pada sebelah kiri sumbu imajiner (Heri, 2004). Dari simulasi tersebut dapat disimpulkan bahwa sistem sudah stabil.

#### 4. KESIMPULAN

Disain simulasi modifikasi pengendali pada separator sistem produksi uap terbagi menjadi loop taitu loop primer pada Pengendali Flow dan loop sekunder pada Pengendali Level . Pertama, loop primer pada sistem tersebut memberikan hasil terbaik dengan menggunakan pengendali PID, dengan parameter,  $K_p = 0.12$ ,  $K_i = 0.28$  dan  $K_d = 1.4$  serta performansi rise time = 0.27, settling time = 26.4 dan overshoot = 5.39%. 3. Kedua, loop sekunder pada sistem tersebut memberikan hasil terbaik dengan menggunakan pengendali P dengan parameter,  $K_p = 0.1$  serta performansi rise time = 0.429, settling time = 0.699 dan overshoot = 0.7%. Berdasarkan uji validasi kestabilan sistem pasca penalaan, dengan menggunakan Metode Pole-Zero Map dari sistem memberi hasil sistem tersebut sudah stabil

#### 5. SARAN

Pada penelitian kedepannya agar digunakan metode-metode penalaan lain seperti Cohen-Coon, PID-LQR, Astrom and Hagglund, Tyrues Luyben, dan lain-lain. Dengan menggunakan penelitian menggunakan metode penalaan lain, maka akan diperoleh metode penalaan terbaik untuk jenis plant sistem produksi uap yang dapat meningkatkan kualitas produksi.

#### DAFTAR PUSTAKA

- [1] Hsu, C. S. & Robinson, P. R. (2017). Springer Handbook of Petroleum Technology. Springer.
- [2] Insani, M. I., Prabu, U. A., & Herlina, W. (2018). Design Analysis Two Phases Horizontal Production Separator for Target Separation of Fluid 25000 BFPD PT. MEDCO E&P Indonesia Rimau Asset. Jurnal Pertambangan, 2(3), 39-49.
- [3] Zeb, A. 2017. Design rules for steam condensate systems, Master's Thesis, Energy Technology, Lappeenranta University of Technology,
- [4] Setiawan, I. (2008) Kontrol PID untuk Proses Industri, PT. Elex Media Komputindo,
- [5] Ogata, K., 2010. Modern Control Engineering 5th Edition. London: Prentice-Hall International.
- [6] Zeb, A. 2017. Design rules for steam condensate systems, Master's Thesis, Energy Technology, Lappeenranta University of Technology,
- [7] Fitriyadi, E., Santoso, I. & Setiawan I., (2005). Aplikasi Kontrol PID untuk Pengontrolan Suhu Model Sistem Hipertermia Berbasis Sensor Thermopile MLX90247 (1-8).
- [8] Fahim, M. A., Alsahhaf, T. A., & Elkilani, A. (2009). Fundamentals of petroleum refining. Elsevier.
- [9] Wijaya, E. C., Setiawan, I., & Wahyudi, W. (2011). Auto Tuning PID Berbasis Metode Osilasi Ziegler-Nichols Menggunakan Mikrokontroler AT89S52 pada Pengendalian Suhu (Doctoral dissertation, Jurusan Teknik Elektro Fakultas Teknik Undip).
- [10] Heri, R. (2004) Penentuan Kestabilan Sistem Kontrol Lup Tertutup Waktu Kontinu dengan Metode Transformasi ke Bentuk Kanonik Terkontrol, Jurnal Matematika dan Komputer, Vol. 7. No. 1, 31 - 41