

Sistem Pengendalian Pada Pembangkit Listrik Tenaga Uap (PLTU) Menggunakan Metode Plantwide Control

Hendrik Elvian Gayuh Prasetya¹, Achmad Qomarul Mujahidin¹,

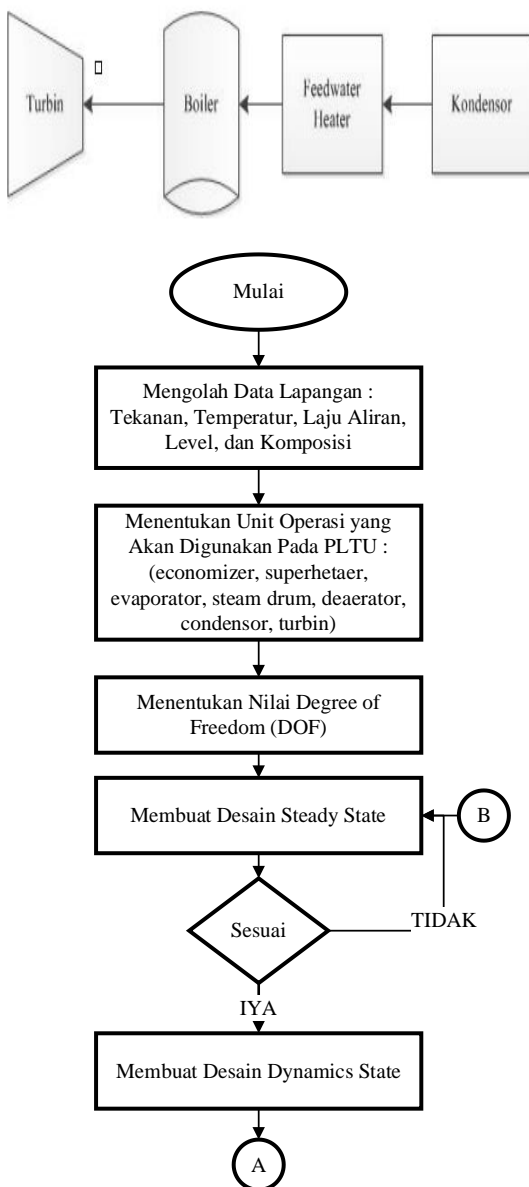
¹Program Studi Sistem Pembangkit Energi, Departemen Teknik Mekanika dan Energi, Politeknik Elektronika Negeri Surabaya.

Informasi Artikel

Naskah Diterima : 29 April 2021
 Direvisi : 15 Juni 2021
 Disetujui : 16 Juni 2021
 doi: 10.36055/setrum.v10i1.11225

*Korespondensi Penulis:
 hendrik@pens.ac.id

Graphical abstract



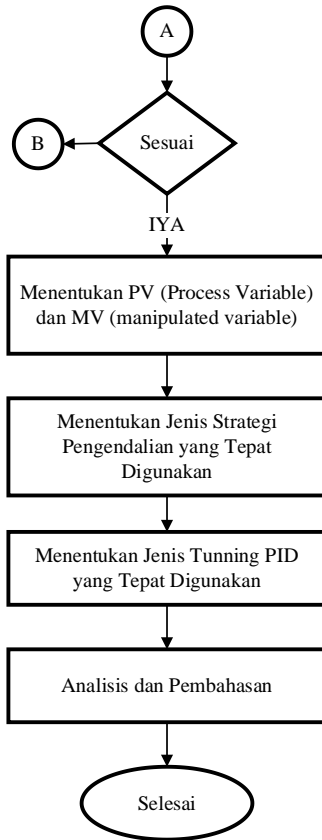
Abstract

The need for electrical energy continues to grow every year, based on data obtained from Rencana Usaha Pengembangan Tenaga Tenaga Listrik (RUPTL) of PT. PLN 2015-2024 states that the increase in electricity consumption every five years is 239 GWh. Therefore, it takes supply electrical energy that is able to overcome these problems. There are two types of electrical energy supply, namely conventional and non-conventional (renewable energy) electrical energy supplies. The supply of non-conventional electrical energy by utilizing renewable energy is currently not suitable for meeting electricity needs, it is because the resulting efficiency value is quite low. Therefore, the conventional electrical energy supply expected to meet the electricity needs until 2024. The steam power plant (PLTU) is one example of the conventional electrical energy supply. The working principle of the PLTU is by making high-pressure steam from burning coal, which then the steam is able to rotate turbines and generators to produce electrical energy. PLTU consists of several operating units, including economizer, superheater, turbine, condenser, deaerator, and other operating units. Therefore, a proper control system is needed to produce electricity as desired. There are two kinds of ways to determine the control system at the PLTU, the first is to install all control systems in each operating unit and the second to determine the priority of the appropriate control system. The step to determine the priority of the control system is the right solution. One way to determine the priority of the control system is to use the plantwide control method. There are two types of methods on the plantwide, namely bottom-up and top-down. The plantwide control method used in this study is the top-down method. Based on the plantwide control method, there are nine types of control systems at the PLTU, including: power control system (IC 100) - turbine, temperature control system (TIC 103) - superheater, flow control system (FIC 103) - steam drum, level control system (LIC 101) - steam drum, flow control system (FIC 101) - steam drum, temperature control system (TIC 101) - economizer, temperature control system (TIC 104) - deaerator, flow control system (FIC 102) - deaerator, and temperature control system (TIC 102) - condenser. It is expected that the nine control systems provided are able to produce good dynamic responses. The closed loop test is a test used to determine the dynamic response. The closed loop test parameters are max overshoot, settling time, and integral absolute error. Based on the results of the research, it was found that the maximum amount of overshoot was 0%, the settling time value did not exceed 10000 minutes, the IAE value did not exceed 5000, and all process variables were able to follow the set point values given. Therefore, all given control systems produce dynamic response values as desired

Keywords: Control of PLTU, Plantwide Control, Closed Loop Test.

Abstrak

Kebutuhan akan energi listrik tiap tahun terus bertambah, berdasarkan data yang diperoleh dari Rencana Usaha Pengembangan Tenaga Tenaga Listrik (RUPTL) PT. PLN 2015-2024 menyatakan bahwa peningkatan konsumsi listrik tiap lima tahun sekali sebesar 239 GWh. Oleh karena itu dibutuhkan supply energi listrik yang mampu mengatasi permasalahan tersebut. Terdapat dua macam supply energi listrik, yakni supply energi listrik secara konvensional dan non konvensional (energi terbarukan). Supply energi listrik non konvensional dengan memanfaatkan energi terbarukan saat ini kurang cocok digunakan untuk memenuhi kebutuhan listrik, hal ini karena nilai efisiensi yang dihasilkan cukup



rendah. Oleh karena itu, supply energi listrik secara konvensional diharapkan mampu memenuhi kebutuhan listrik hingga tahun 2024. Pembangkit listrik tenaga uap (PLTU) merupakan salah satu contoh supply energi listrik secara konvensional. Prinsip kerja dari PLTU dengan cara membuat uap bertekanan tinggi dari pembakaran batu bara, yang selanjutnya uap tersebut mampu memutar turbin dan generator sehingga menghasilkan energi listrik. PLTU terdiri dari beberapa unit operasi antara lain : economizer, superheater, turbin, condenser, deaerator, dan unit operasi lainnya. Oleh karena itu, diperlukannya sistem pengendalian yang tepat untuk menghasilkan listrik yang sesuai dengan keinginan. Terdapat dua macam cara untuk menentukan sistem pengendalian pada PLTU, yang pertama memasang semua sistem pengendalian pada tiap unit operasi dan yang kedua menentukan prioritas sistem pengendalian yang tepat. Langkah menentukan prioritas sistem pengendalian merupakan solusi yang tepat. Salah satu cara menentukan prioritas sistem pengendalian yakni menggunakan metode plantwide control. Terdapat dua jenis metode yang ada pada plantwide yaitu bottom-up dan top-down. Metode plantwide control yang digunakan pada penelitian ini yakni metode top-down. Berdasarkan metode plantwide control, terdapat sembilan macam sistem pengendalian pada PLTU, antara lain : sistem pengendalian pengendalian daya (IC 100) – turbin, sistem pengendalian temperatur (TIC 103) – superheater, sistem pengendalian flow (FIC 103) – steam drum, sistem pengendalian level (LIC 101) – steam drum, sistem pengendalian flow (FIC 101) – steam drum, sistem pengendalian temperature (TIC 101) – economizer, pengendalian temperature (TIC 104) – deaerator, sistem pengendalian flow (FIC 102) – deaerator, dan sistem pengendalian temperature (TIC 102) – condenser. Diharapkan kesembilan sistem pengendalian yang diberikan, mampu menghasilkan respon dinamik yang baik. Uji closed loop merupakan uji yang digunakan untuk mengetahui respon dinamik. Parameter uji closed loop berupa nilai max overshoot, settling time, dan integral absolute error. Berdasarkan hasil penelitian yang dilakukan didapatkan besar maksimum overshoot yang dihasilkan sebesar 0%, nilai settling time tidak melebihi 10000 menit, nilai IAE tidak melebihi 5000, dan semua proses variable mampu mengikuti nilai set point yang diberikan. Oleh karena itu, semua sistem pengendalian yang diberikan menghasilkan nilai respon dinamik yang sesuai dengan yang diinginkan.

Kata kunci: Pengendalian PLTU, Plantwide control, Uji Closed LOop

©2021 Penerbit Jurusan Teknik Elektro UNTIRTA Press. All rights reserved

1. PENDAHULUAN

Jumlah penduduk setiap tahun mengalami peningkatan. Pada tahun 2015 penduduk Indonesia sekitar 255 juta jiwa dan di prediksi pada pada tahun 2020 adalah sekitar 270 juta jiwa [1]. Peningkatan jumlah penduduk ini akan mempengaruhi jumlah kebutuhan yang dibutuhkan termasuk salah satunya adalah kebutuhan energi. Di Indonesia, terdapat sebuah rancangan tentang pemenuhan energi listrik. Rencana Usaha Pengembangan Tenaga Tenaga Listrik (RUPTL) PT. PLN 2015-2024, RUPPTL adalah rencana pengembangan penyediaan listrik di Indonesia. Di dalam RUPTL, neraca daya sistem Jawa-Bali, kebutuhan energi listrik pada tahun 2015 adalah sekitar 165 GWh, dan pada tahun 2020 diperkirakan akan meningkat menjadi 239 GWh. Sehingga dibutuhkan pembangunan berbagai unit pembangkit. Di Jawa-Bali, PLTU (Pembangkit Listrik Tenaga Uap) batu bara akan mendominasi jenis pembangkit yang akan dibangun yaitu mencapai 27 GW atau 70, 1%. Kemudian PLTGU (Pembangkit Listrik Tenaga Gas dan Uap) dengan kapasitas 6,8 GW atau 17,7%. Dan PLTG (Pembangkit Listrik Tenaga Gas) 0, 2 GW atau 0.6%. Pada sektor energi terbarukan PLTP (Pembangkit Listrik Tenaga Panas Bumi) 11,9 GW atau 4,9%, PLTA (Pembangkit Listrik Tenaga Air) sebesar 22,6 GW atau 6,7% [2].

Berdasarkan uraian diatas, PLTU sangat berperan vital dalam pemenuhan listrik. Sehingga, untuk mencapai target yang diinginkan maka dibutuhkan suatu tindakan. Salah satu tindakan yang dapat dilakukan yaitu dengan menerapkan sistem pengendalian yang tepat untuk PLTU. Terdapat 2 macam tujuan diberikannya sistem pengendalian, pertama: untuk menjaga nilai kesetimbangan masa, fraksi, dan energi yang dapat menjadikan nilai process variable (PV) sesuai dengan nilai yang diinginkan set point (SP), kedua: meminimalisir resiko bahaya yang timbul disaat proses produksi. Untuk mencapai tujuan tersebut, maka dibutuhkan sistem pengendalian yang tepat untuk proses PLTU. Terdapat beberapa macam cara untuk menerapkan sistem pengendalian yang tepat pada PLTU, pertama: memberikan semua pengendalian pada setiap unit operasi di PLTU, hal ini dapat menyebabkan tingginya biaya (cost) investasi, kedua: menerapkan desain plantwide control yang akan memberikan

solusi prioritas jenis sistem pengendalian yang tepat diberikan tanpa memperbanyak biaya (cost) investasi.

Pada dasarnya prinsip kerja dari pengendalian plantwide merupakan sintesa dan desain dari sistem kendali untuk plant secara keseluruhan dengan memperhitungkan semua aspek seperti interaksi antar unit operasi yang berfungsi untuk menentukan nilai yang optimal dan sistem keamanan pada sebuah plant. Tujuan utama dari plantwide control adalah menganalisis sistem pengendalian dengan memperhitungkan interaksi antar unit operasi yang menyusun sebuah plant. Terdapat dua jenis metode yang ada pada plantwide yaitu bottom-up dan top-down. Metode top-down berfungsi untuk mengoptimalkan keseluruhan sistem pada PLTU sedangkan bottom-up berfungsi untuk mendesain sistem kontrol yang terdapat diseluruh unit operasi. Berdasarkan kedua jenis metode plantwide yang diberikan, maka jenis metode top-down merupakan metode yang tepat untuk diberikan karena metode ini dapat mengoptimalkan keseluruhan sistem pada PLTU.

Diharapkan dengan menggunakan metode plantwide ini mampu menentukan bagian control yang paling tepat sehingga respon plant PLTU ini akan robust terhadap gangguan yang telah diberikan. Tidak hanya menghasilkan respon yang robust terhadap berbagai macam jenis gangguan yang diberikan, tetapi teknik pengendalian menggunakan metode plantwide control mampu mengendalikan laju permintaan beban listrik yang diinginkan. Pengendalian plantwide merupakan sintesa dan desain dari sistem kendali untuk plant secara keseluruhan dengan memperhitungkan semua aspek seperti perubahan throughput dan interaksi antar unit operasi yang berfungsi untuk menghasilkan nilai operasi yang optimal dan keamanan seluruh plant.

2. METODE PENELITIAN

2.1 Metode Penelitian

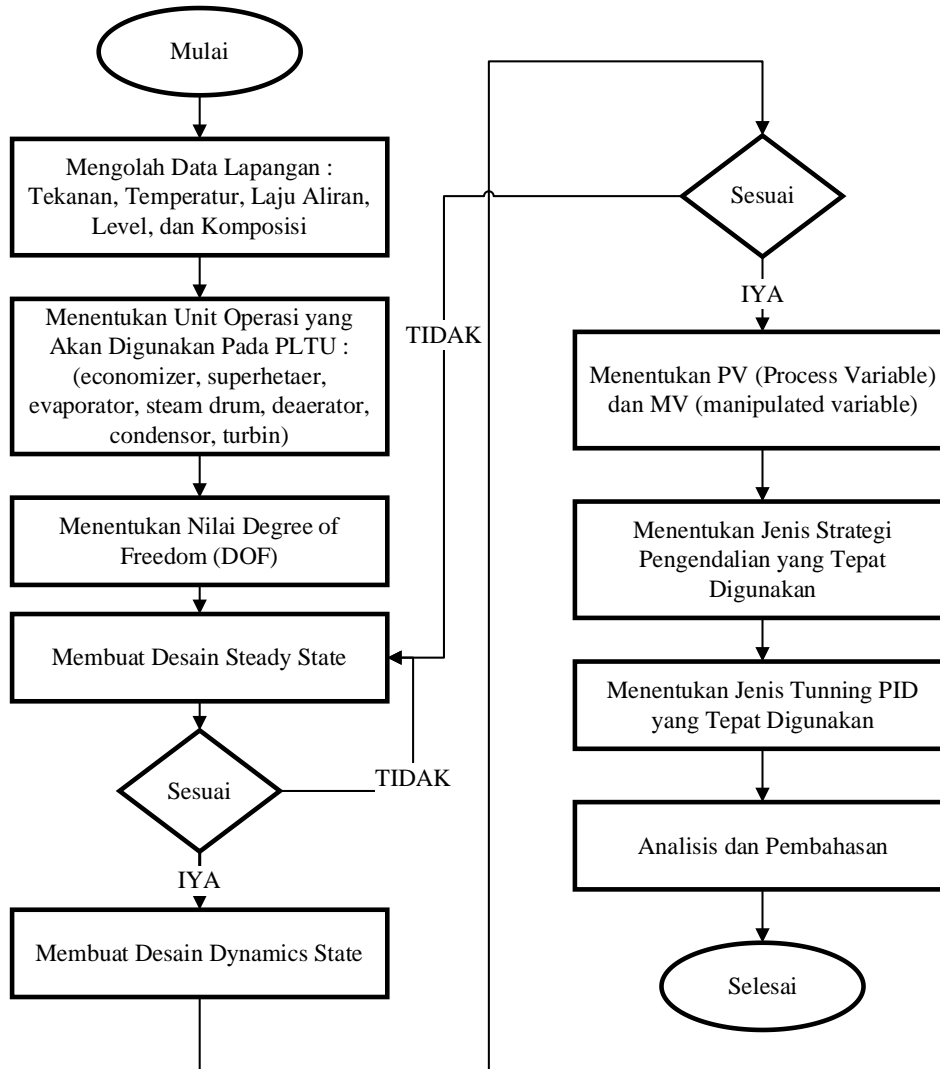
Tahapan penelitian ini terbagi menjadi 9 tahapan. Adapun urutan 9 tahapan tersebut dapat diuraikan seperti penjelasan dibawah ini :

- a) Pengolahan data lapangan
Pengolahan data lapangan yang didapatkan dari pembangkit yang akan digunakan untuk simulasi. Data yang diperoleh berupa data temperature, pressure, mass flow dan komposisi.
- b) Penentuan unit operasi
Langkah pertama dalam perancangan plantwide control adalah menentukan unit operasi yang digunakan.
- c) Penentuan degree of freedom
Langkah selanjutnya perancangan plantwide control adalah menentukan degree of freedom. Penentuan degree of freedom didapatkan dengan mengurangi nilai variable dengan jumlah persamaan.
- d) Perancangan steady state
Perancangan steady state digunakan untuk melihat aliran proses yang terjadi tanpa dipengaruhi waktu. Perancangan dilakukan menggunakan software.
- e) Perancangan dynamic state
Perancangan dynamic state digunakan untuk melihat aliran proses yang terjadi dipengaruhi perubahan waktu. Perancangan dilakukan menggunakan software.
- f) Penentuan PV dan MV
Penentuan process variable (PV) dan manipulated variable (MV) adalah representasi dari nilai degree of freedom.
- g) Penentuan jenis pengendalian
Setelah manipulated variable diketahui, ditentukan jenis pengendalian. Jenis pengendalian disesuaikan dengan yang memiliki efek besar pada keseluruhan.
- h) Tuning
Proses tuning dilakukan dengan cara mengambil parameter first order plus dead time (FOPDT) pada saat open loop yaitu ketika valve dikondisikan manual. Dari hasil parameter FOPDT kemudian digunakan untuk menghitung parameter K_c , τ_i , τ_d menggunakan metode IMC-PID.
- i) Analisis dan kesimpulan
Setelah didapatkan parameter K_c , τ_i , τ_d menggunakan metode IMC-PID dilakukan uji close loop. Pada pengujian close loop valve diubah dari kondisi manual menjadi auto. Setelah

itu data di record dan dilakukan analisa performansi pengendelaian meliputi maximum overshoot, integral absolut error (IAE), dan settling time.

2.2 Diagram Alir Penelitian

Secara umum diagram alir penelitian sistem pengendalian pada pembangkit listrik tenaga uap (PLTU) menggunakan metode plantwide control dapat dijelaskan melalui diagram alir pada Gambar 1.



Gambar 1. Diagram Alir Penelitian

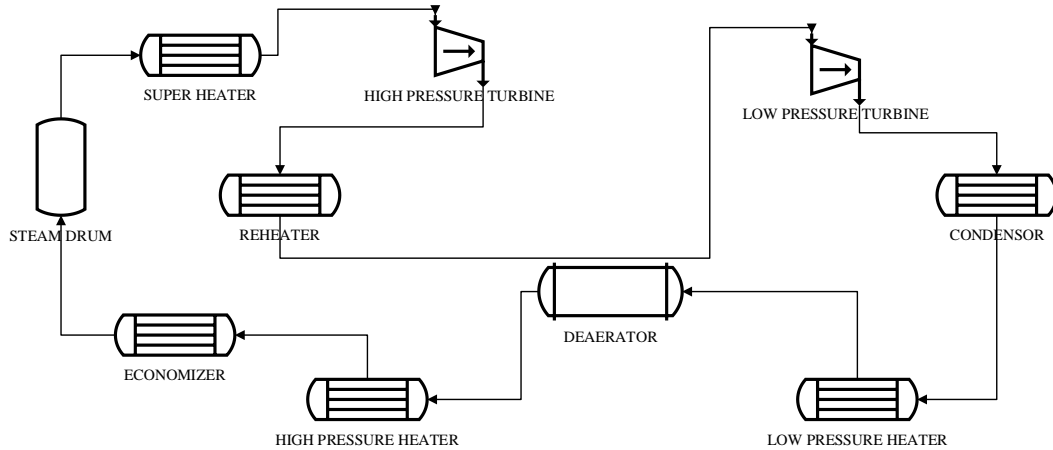
2.3 Perancangan Penelitian

Perancangan sistem pengendalian pada pembangkit listrik tenaga uap (PLTU) menggunakan bantuan software hysys 8.8. Adapun software hysys 8.8 merupakan salah satu software yang berfungsi untuk mendesain proses baik secara steady state maupun secara dynamic state. Penelitian ini juga dirancang untuk mengetahui desain optimum PLTU menggunakan metode plantwide control. Pada prinsipnya, metode plantwode control ini dapat mengetahui jenis sistem pengendalian yang tepat dengan bantuan analisis degree of freedom (DOF). Selain itu, untuk mengetahui kualitas hasil pengendalian yang berikan maka akan dianalis respon dinamik sistem secara kualitatif maupun secara kuantitatif yang meliputi: analisis maksimum overshoot, IAE, dan settling time.

Pada subbab ini akan dijelaskan sistem pengendalian pada pembangkit listrik tenaga uap (PLTU) menggunakan metode plantwide control beserta proses tuning PIDnya.

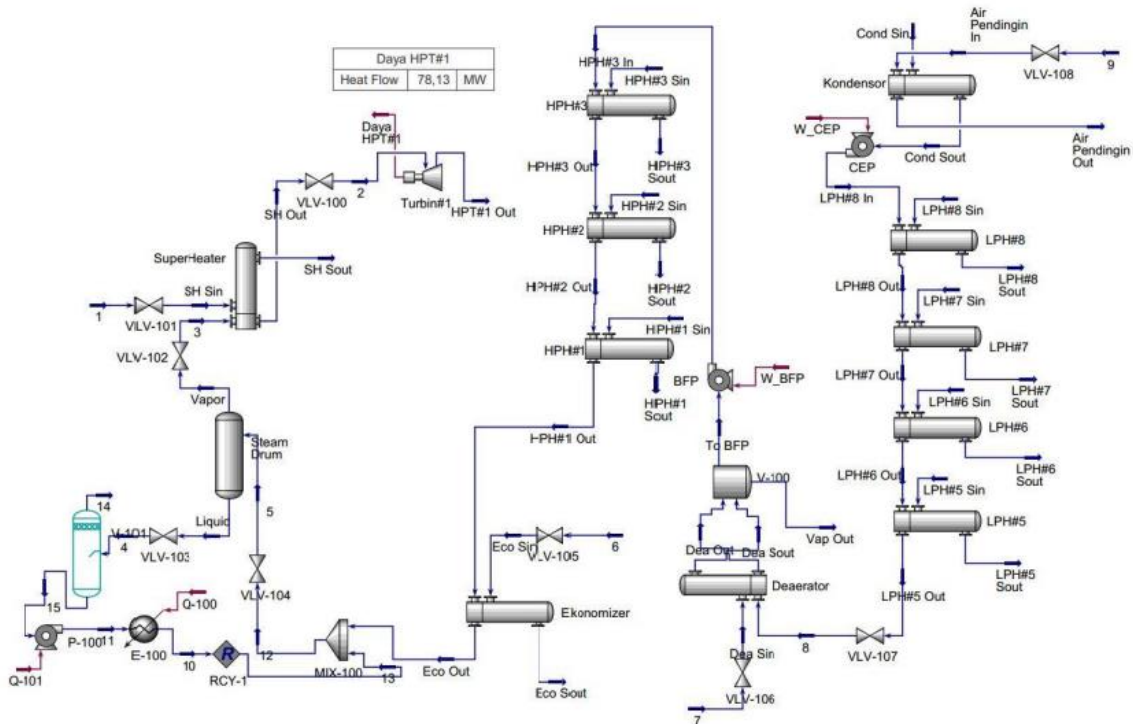
2.3.1 Sistem pemodelan pembangkit listrik tenaga uap (PLTU) menggunakan software hysys v8.8.

Sistem yang digunakan yaitu siklus pembangkit listrik tenaga uap. Air dari kondensator dialirkan feedwater heater yang memanfaatkan ekstraksi dari turbin untuk memanaskan air sebelum masuk ke boiler. Setelah melewati feedwater heater, air menuju ke economizer. Di economizer air terakhir dipanaskan dengan menggunakan flue gas dari sisa hasil pembakaran sebelum dibuang ke udara. Air dialirkan ke steam drum dan dipanaskan. Air yang sudah berubah fasa menjadi uap dialirkan ke superheater untuk peningkatan temperature sebelum masuk ke turbin. Dari high pressure, turbin uap dialirkan ke reheater untuk pemanasan ulang. Dari reheater, uap dialirkan menuju low pressure turbin. Dari low pressure turbin uap dikondensasi di kondensator untuk merubah fasa dari uap menjadi air.



Gambar 2. Process Flow Diagram (PFD) Pembangkit Listrik Tenaga Uap (PLTU)

Sistem yang sudah disesuaikan dengan data lapangan di rancang di software HYSYS. Jumlah unit operasi yaitu, 4 low pressure heater, 1 deaerator, 3 high pressure heater, 1 steam drum, 1 superheater, 1 high pressure turbin dengan 4 pembagian output (3 menuju ke high pressure heater dan 1 ke reheater), 1 reheater, dan 1 low pressure turbin dengan 6 pembagian output (1 menuju ke deaerator, 4 ke low pressure heater, dan 1 ke kondensator).



Gambar 3. Desain steady state pembangkit listrik tenaga uap (PLTU) menggunakan software hysys v8.8

2.3.2 Analisa degree of freedom (DOF) untuk menentukan process variable (PV) dan manipulated variable (MV)

Degree of freedom merupakan salah satu tahapan di metode plantwide control yang berfungsi menentukan letak process variable (PV) dan manipulated variable (MV) yang sesuai menggunakan persamaan matematis sistem. Proses penentuan nilai degree of freedom (DOF) dapat dilakukan dengan cara pengurangan nilai jumlah variable dengan nilai jumlah persamaan. Tabel 1 dibawah ini akan menampilkan data jumlah variable pada unit operasi.

Tabel 1. Jumlah variable di setiap unit operasi penyusun PLTU

No	Unit Operasi	Variable	Jumlah
1	Kondensor	Kesetimbangan massa laju alir	1
		Ksetimbangan energi	1
		Komponen	1
2	Low Pressure heater no.8	Kesetimbangan massa laju alir	1
		Ksetimbangan energi	1
		Komponen	1
3	Low Pressure heater no.7	Kesetimbangan massa laju alir	1
		Ksetimbangan energi	1
		Komponen	1
4	Low Pressure heater no.6	Kesetimbangan massa laju alir	1
		Ksetimbangan energi	1
		Komponen	1
5	Low Pressure heater no.5	Kesetimbangan massa laju alir	1
		Ksetimbangan energi	1
		Komponen	1
6	Deaerator	Kesetimbangan massa laju alir	1
		Ksetimbangan energi	1
		Komponen	1
7	Low Pressure heater no.3	Kesetimbangan massa laju alir	1
		Ksetimbangan energi	1
		Komponen	1
8	Low Pressure heater no.2	Kesetimbangan massa laju alir	1
		Ksetimbangan energi	1
		Komponen	1
9	Low Pressure heater no.1	Kesetimbangan massa laju alir	1
		Ksetimbangan energi	1
		Komponen	1
10	Economizer	Kesetimbangan massa laju alir	1
		Ksetimbangan energi	1
		Komponen	1
11	Superheater	Kesetimbangan massa laju alir	1
		Ksetimbangan energi	1
		Komponen	1
12	Steam Drum	Laju aliran	1
		Volume	1
		Massa Fluida	1
13	Turbin	Kesetimbangan massa	1
		Ksetimbangan energi	1
Jumlah			38

Adapun variable adalah permodelan matematis pada unit operasi dapat disajikan pada tabel 2 di bawah ini.

Tabel 2. Persamaan pada unit operasi

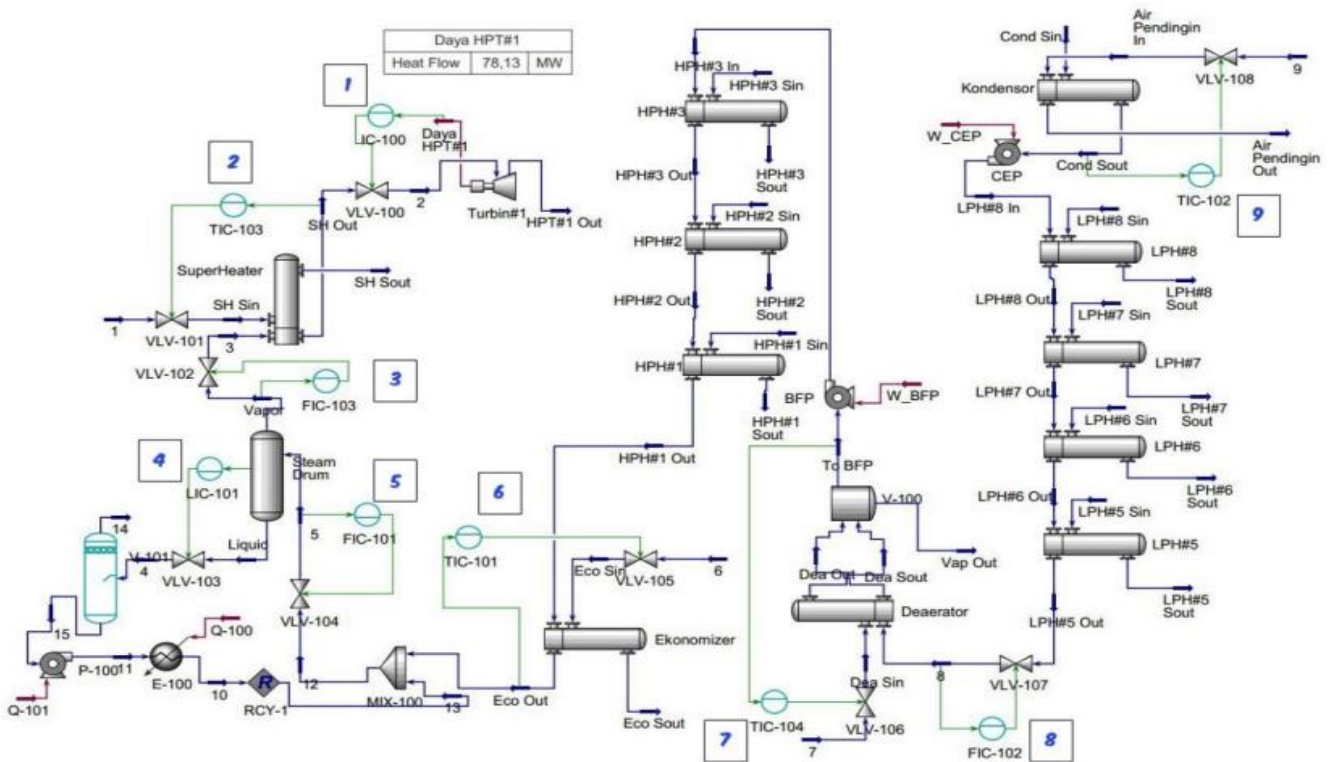
No	Nama Persamaan	Komponen	Jumlah
1	Keseimbangan komponen	Steam drum	1
2	Keseimbangan massa	Kondensor	1
		Low Pressure heater no.8	1
		Low Pressure heater no.7	1
		Low Pressure heater no.6	1
		Low Pressure heater no.5	1
		Deaerator	1
		Low Pressure heater no.3	1
		Low Pressure heater no.2	1
		Low Pressure heater no.1	1
		Economizer	1
		Superheater	1
3	Persamaan uap cairan	Turbin	1
			4
4	Keseimbangan energi	Kondensor	1
		Low Pressure heater no.8	1
		Low Pressure heater no.7	1
		Low Pressure heater no.6	1
		Low Pressure heater no.5	1
		Deaerator	1
		Low Pressure heater no.3	1
		Low Pressure heater no.2	1
		Low Pressure heater no.1	1
		Economizer	1
		Superheater	1
Jumlah			29

Dengan menggunakan persamaan degree of freedom (DOF) yakni jumlah variable dikurangi dengan jumlah persamaan, maka didapatkan nilai $DOF = 38 - 29$ yakni 9. Hal ini berarti dalam desain sistem pengendalian PLTU menggunakan metode plantwide control ini terdapat 9 pasangan manipulated variable (MV) dan process variable (PV) yang optimum. Tabel 3 dibawah ini menunjukkan pasangan manipulated variable (MV) dan process variable (PV) sesuai dengan analisis degree of freedom (DOF).

Tabel 3. Manipulated variable (MV) dan process variable (PV) sesuai dengan analisis degree of freedom (DOF).

No	Manipulated variable	Process variable
1	Valve no 100	Aliran menuju super heater setelah melalui valve
2	Valve no 101	Aliran menuju super heater sebelum melalui valve
3	Valve no 102	Valve no 102
4	Valve no 103	Valve no 103
5	Valve no 104	Valve no 104
6	Valve no 105	Aliran menuju economizer
7	Valve no 106	Aliran menuju deaerator
8	Valve no 107	Output LPH 5
9	Valve no 108	Aliran menuju kondensor

Berdasarkan Analisa degree of freedom (DOF), maka didapatkan pasangan sistem pengendalian yang tepat seperti pada gambar 4 tentang pipping and instrumentation diagram (P&ID) dibawah ini :



Gambar 4. P&ID Pembangkit Listrik Tenaga Uap (PLTU)

Keterangan gambar

1. Pengendalian daya (IC 100) – Turbin
2. Pengendalian temperatur (TIC 103) – Superheater
3. Pengendalian flow (FIC 103) – Steam drum
4. Pengendalian level (LIC 101) – Steam drum
5. Pengendalian flow (FIC 101) – Steam drum
6. Pengendalian temperature (TIC 101) – Economizer
7. Pengendalian temperature (TIC 104) – Deaerator
8. Pengendalian flow (FIC 102) – Deaerator
9. Pengendalian temperature (TIC 102) – Condensator

2.3.3 Proses Tuning PID

Untuk mendapatkan parameter PID controller berupa nilai Kp, Ti, dan Td yang optimum, maka dibutuhkan proses tuning PID. Pada penelitian ini, untuk melakukan proses tuning terbagi menjadi beberapa tahapan, antara lain :

- a. Pengambilan data open loop

Pengambilan data open loop berfungsi untuk mendapatkan parameter PID berupa nilai K, Δ, δ, t28%, t63%. Untuk mendapatkan parameter ini dengan cara memutuskan hubungan antara unit operasi yang sedang diamati dengan unit operasi lainnya. Selanjutnya, mengubah mode pengendalian otomatis menjadi mode manual. Perubahan mode pengendalian ini berfungsi untuk menghasilkan respon output setelah diberikan input berupa sinyal step sebesar ±10% dari besarnya range proses variabel (PV).

- b. Menentukan parameter yang akan dicari



Setelah mendapatkan respon open loop berupa grafik perubahan sinyal step terhadap proses variable yang dihasilkan, maka perhitungan dilanjutkan untuk menentukan nilai process gain (K), process time constant (τ), dead time (θ), t63%, dan t28%. Adapun perhitungannya sebagai berikut:

$$K = \Delta/\delta \quad (3.1)$$

$$t_{28\%} = \theta + \tau/3 \quad (3.2)$$

$$t_{63\%} = \theta + \tau \quad (3.3)$$

$$\tau = 1,5 (t_{63\%} - t_{28\%}) \quad (3.4)$$

$$\theta = t_{63\%} - \tau \quad (3.5)$$

dimana :

K : Gain steady state

Δ : Perubahan nilai output steady state

δ : Perubahan input berupa sinyal step

t28% : Nilai pv ketika mencapai 28% dari nilai awal

t63% : Nilai pv ketika mencapai 63% dari nilai awal

- c. Menentukan nilai Kc, Ti, dan Td berdasarkan tabel IMC-PID

Setelah mendapatkan nilai parameter open loop berupa K, λ , θ , t63%, dan t28%, maka Langkah selanjutnya yakni meentukan parameter PID berupa nilai Kp, Ti, dan Td. Untuk mendapatkan parameter PID ini dapat dilakukan dengan cara memasukkan nilai tersebut kedalam tabel IMC PID. IMC PID merupakan salah satu metode tuning PID yang robust terhadap perubahan disturbance.

$$\text{FOPDT} : G(s) = K \frac{e^{-\theta s}}{\tau s + 1} \quad (3.6)$$

Proses perhitungan nilai Kp, Ti, dan Td melalui metode tuning IMC PID dilakukan secara bergantian untuk kesembilan sistem pengendalian yang diberikan, yakni sistem pengendalian daya (IC 100) – turbin, temperatur (TIC 103) – superheater, flow (FIC 103) – steam drum, level (LIC 101) – steam drum, flow (FIC 101) – steam drum, temperature (TIC 101) – economizer, temperature (TIC 104) – deaerator, flow (FIC 102) – deaerator, temperature (TIC 102) – condenser menggunakan persamaan dibawah ini :

$$B = \tau [1 - ((1 - \frac{\lambda}{\tau})^3 \cdot e^{-\theta/\tau})^{1/2}] \quad (3.7)$$

$$Kc = \frac{\tau i}{K(3\lambda - 2\beta + \theta)} \quad (3.8)$$

$$\tau i = (\tau + 2\beta) - \frac{(3\lambda^2 - \frac{\theta^2}{2} + 2\beta\theta - \beta^2)}{(3\lambda - 2\beta + \theta)} \quad (3.9)$$

$$\tau d = \frac{(2\tau\beta + \beta^2) - \frac{(\lambda^3 + \frac{\theta^3}{6} - \beta\theta^2 + \beta^2\theta)}{(3\lambda - 2\beta + \theta)}}{\tau i} - \frac{(3\lambda^2 - \frac{\theta^2}{2} + 2\beta\theta - \beta^2)}{(3\lambda - 2\beta + \theta)} \quad (3.10)$$

3. HASIL DAN PEMBAHASAN

3.1 Hasil Pengujian

Sistem pengendalian pembangkit listrik tenaga uap (PLTU) menggunakan metode plantwide control berbasis hysys v8.8 mempunyai beberapa tahapan pengujian. Tahapan pengujian yang pertama yakni melakukan validasi hasil pemodelan pembangkit listrik tenaga uap (PLTU) menggunakan software hysys v8.8 dengan data lapangan. Diharapkan pada uji yang pertama ini, error yang dihasilkan dibawah 5%, sehingga desain yang ada di software hysys v8.8 benar-benar merepresentasikan desain sesungguhnya dilapangan. Tahapan uji yang kedua yakni uji open loop sistem, uji open loop sistem ini berfungsi untuk mengetahui karakteristik sistem dan mengetahui parameter PID yang dibutuhkan. Sedangkan tahapan uji ketiga yakni melakukan uji close loop sistem. Uji closed loop sistem berfungsi untuk mengetahui kualitas dan kuantitas hasil respon dinamik sistem pengendalian.

3.1.1 Validasi desain pemodelan sistem menggunakan software hysys v8.8

Validasi desain pemodelan sistem menggunakan software hysys v8.8 dilakukan dengan cara membandingkan data desain hysys v8.8 dengan data lapangan. Untuk mendapatkan data desain sistem menggunakan software hysys v8.8 dapat dilakukan dengan membuat desain secara steady state terlebih dahulu. Pengambilan data steady state dilakukan disetiap stream yang meliputi data: temperature, tekanan, laju aliran, dan fraksi uap. Tabel 4 dibawah ini menunjukkan hasil validasi data yang didapatkan.

Tabel 4. Validasi data desain sistem menggunakan software hysys v8.8

Nama Stream	Tekanan (bar)		Temperatur (°C)		Laju aliran massa (kg/h)		Fraksi uap	
	Simulasi	Lapangan	Simulasi	Lapangan	Simulasi	Lapangan	Simulasi	Lapangan
LPH_8 In	24.79	24.01	44.711	44.23	768391.62	768391.56	0	0
LPH_8 Sin	0.6	0.8	85.947	85.236	128491.57	128491.32	0.3611	0.5
LPH_8 Out	24.78999	24.22	78.483	78.022	768391.62	768391.01	0	0
LPH_8 Sout	0.5999	0.678	77.01	77.56	128491.62	128491.33	0	0
DW LPH_8	0.66	0.77	88.24	88.36	82439.08	82439.67	0	0
RH In	37.44	37.41	267.52	267.32	782787.94	782787.52	1	1
LPH_7 Sin	0.94	0.91	97.87	97.65	82439.4	82439.6	0.32125	0.5
LPH_7 Out	24.78998	24.701	94.00	94.01	59007.08	59007.12	0	0
LPH_7 Sout	0.9399	0.899	97.87	97.02	59007.08	59007.14	0.04463	0
DW LPH_7	2.29	2.17	124.50	124.65	88976.7	88976.5	0	0
DW LPH_6	2.51	2.49	127.55	128.32	768391.62	768391.48	1	1
LPH_6 Sin	2.01	2.00	129.32	129.44	88976.7	88976.6	1	1
LPH_6 Out	24.78997	24.365	120.29	120.36	48495.49	48495.51	0	0
LPH_6 Sout	2.00999	2.0018	120.32	120.35	768391.62	768391.75	0.5570	0.5
HPT_4 Out	17.35	17.25	205.68	205.61	29037.46	29037.37	1	1
LPH_5 Out	24.789	24.898	139.92	140.01	967928.58	967928.67	0	0
LPH_5 Sout	4.3799	4.256	138.01	138.25	967928.58	967928.67	0	0
BFP In	7.3899	7.265	153.04	153.24	185140.96	185140.88	0	0
BFP Out	186.05	187.01	156.25	156.65	967928.58	967928.33	0	0
HPH_3 Sin	17.35	17.05	205.68	205.42	185140.96	185140.89	0.28495	0.5
HPH_3 Out	186.0499	186.23	184.16	184.23	136645.47	136645.01	0	0
HPH_3 Sout	17.3499	17.299	181.95	181.87	185140.96	185140.56	0	0

Berdasarkan tabel 4 tentang validasi data desain sistem menggunakan software hysys v8.8, maka dapat diketahui bahwa rata-rata error variable tekanan sebesar 3.72%, rata-rata error variable temperatur sebesar 0.28%, rata-rata error variable laju aliran massa sebesar 4.51%, sedangkan rata-rata error variable fraksi uap sebesar 5.36%. Karena rata-rata error yang dihasilkan dibawah angka 5%, maka dapat disimpulkan bahwa simulasi menggunakan software hysys v8.8 dapat merepresentasikan proses sesungguhnya di lapangan.

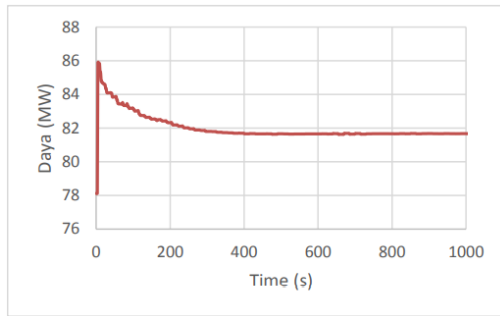
3.1.2 Analisa uji open loop

Uji open loop diperlukan untuk mengetahui parameter PID berupa nilai Kp, Ti, dan Td meluui respon sistem FOPDT (first order plus dead time). Dimana respon sistem FOPDT yang didapatkan berupa nilai K, τ , θ , t63, t28 yang selanjutnya dimasukkan kedalam tabel IMC-PID untuk mendapatkan nilai Kp, Ti, dan Td yang sesuai. Pengujian open loop dilakukan dengan cara merubah mode dari auto menjadi manual dan merubah bukaan valve. Pada pengujian open loop di

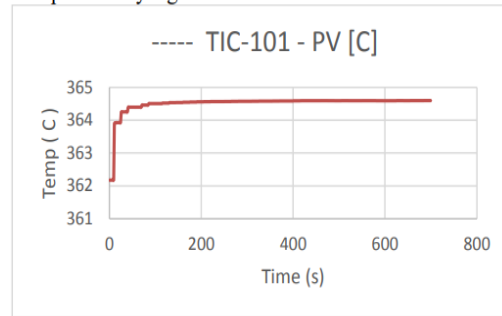


penelitian ini digunakan perubahan bukaan valve dari 50% menjadi 70%. Terdapat 9 analisa uji open loop pada penelitian ini, Adapun kesembilan uji open loop tersebut adalah :

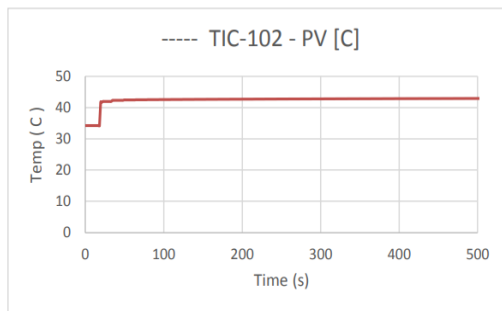
- Analisa uji open loop pada pengendalian daya (IC 100) – Turbin
- Analisa uji open loop pada pengendalian temperatur (TIC 103) – Superheater
- Analisa uji open loop pada pengendalian flow (FIC 103) – Steam drum
- Analisa uji open loop pada pengendalian level (LIC 101) – Steam drum
- Analisa uji open loop pada pengendalian flow (FIC 101) – Steam drum
- Analisa uji open loop pada pengendalian temperature (TIC 101) – Economizer
- Analisa uji open loop pada pengendalian temperature (TIC 104) – Deaerator
- Analisa uji open loop pada pengendalian flow (FIC 102) – Deaerator
- Analisa uji open loop pada pengendalian temperature (TIC 102) – Condensor



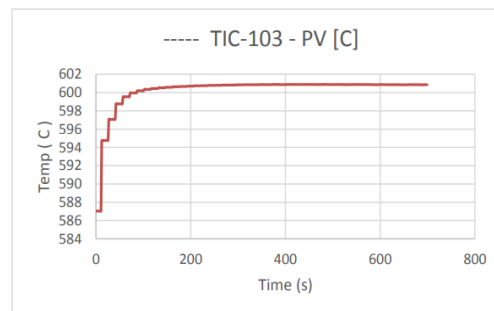
Gambar 5. open loop pada IC 100



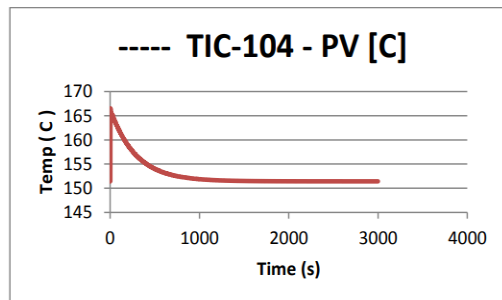
Gambar 6. Open loop TIC 101



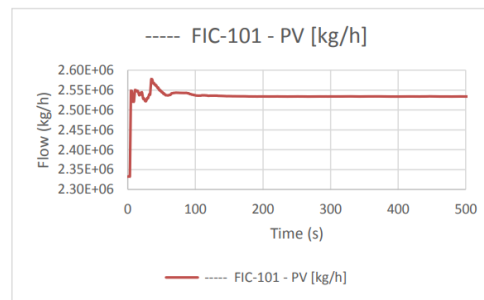
Gambar 7. open loop TIC 102



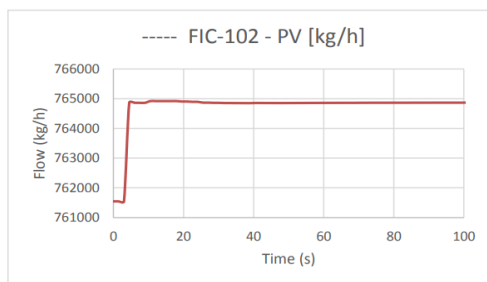
Gambar 8. Open loop TIC 103



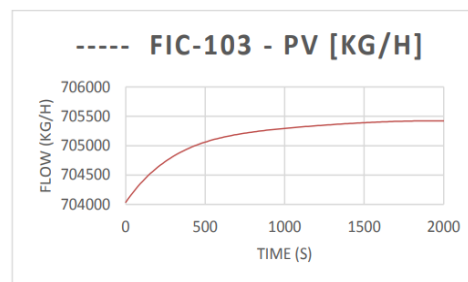
Gambar 9. Open loop TIC 104



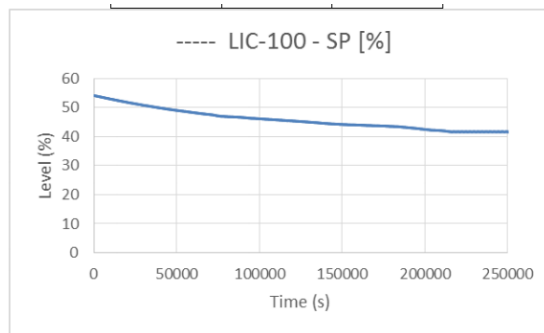
Gambar 10. Open loop FIC-101



Gambar 11. Open loop TIC-104



Gambar 12. Open loop FIC-103



Gambar 13. Open loop LIC 100

Berdasarkan respon open loop yang ditampilkan pada gambar 5 sampai dengan gambar 13, dapat diketahui hasil parameter open loop yang meliputi : Perubahan steady state (ΔPV), Gain steady state (K), Nilai t_{63} , Nilai t_{28} , Nilai time constant (τ), dan Nilai deadtime (θ) yang dapat ditunjukkan oleh tabel 5 berikut ini

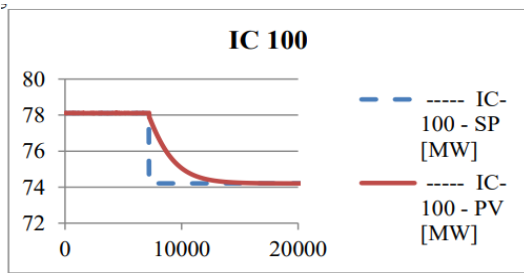
Tabel 5. Hasil parameter

Loop Pengendalian	ΔPV	K	t_{63}	t_{28}	τ	θ
IC 100	4,2356	21,178	87,66	15,87	1,7947	3
TIC 103	2,421	12,105	10,32	9,58	0,01841	9,22
FIC 103	0,81	44,09	19,11	18,49	0,015	18,19
LIC 101	13,833	69,165	26,13	11,003	0,378	3,44
FIC 101	15,04	75,2	278,77	94,65	47,6	2,59
TIC 101	43080	215400	46,58	38,85	0,19	34,99
TIC 104	3324	16620	3,946	3,42	0,01314	3,15
FIC 102	1364	6820	369,33	72,65	7,41	0
TIC 102	12,49	0,62	96642,1	31772,95	1621,729	0

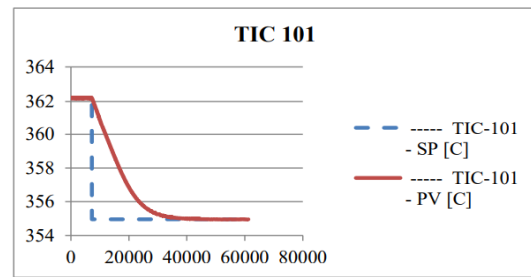
3.1.2 Analisa uji closed loop

Uji closed loop merupakan salah satu uji yang digunakan untuk mengetahui kualitas sistem pengendalian yang diberikan. Cara pengujiannya yakni dengan mengubah mode pengendalian manual menjadi otomatis, serta memasukkan nilai K_p , T_i , dan T_d hasil proses tuning. Terdapat dua macam uji closed loop, yakni uji closed loop berdasarkan perubahan nilai set point dan berdasarkan perubahan nilai disturbance. Akan tetapi pada penelitian ini menggunakan uji closed loop berdasarkan perubahan nilai set point, dimana pada masing-masing sistem pengendalian diberikan perubahan nilai set point sebesar -10% dari nilai set point awal. Proses selanjutnya, untuk menentukan kualitas sistem pengendalian yang diberikan dapat diamati nilai maksimum overshoot, IAE, dan settling time. Terdapat 9 analisa uji closed loop pada penelitian ini, Adapun kesembilan uji closed loop tersebut adalah :

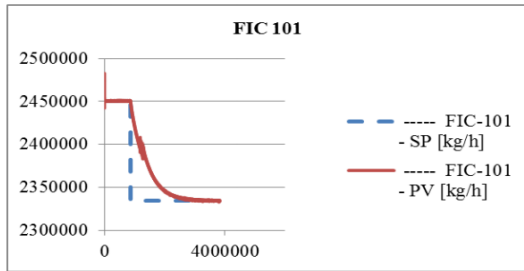
- Analisa uji closed loop pada pengendalian daya (IC 100) – Turbin
- Analisa uji closed loop pada pengendalian temperatur (TIC 103) – Superheater
- Analisa uji closed loop pada pengendalian flow (FIC 103) – Steam drum
- Analisa uji closed loop pada pengendalian level (LIC 101) – Steam drum
- Analisa uji closed loop pada pengendalian flow (FIC 101) – Steam drum
- Analisa uji closed loop pada pengendalian temperature (TIC 101) – Economizer
- Analisa uji closed loop pada pengendalian temperature (TIC 104) – Deaerator
- Analisa uji closed loop pada pengendalian flow (FIC 102) – Deaerator
- Analisa uji closed loop pada pengendalian temperature (TIC 102) - Condensor



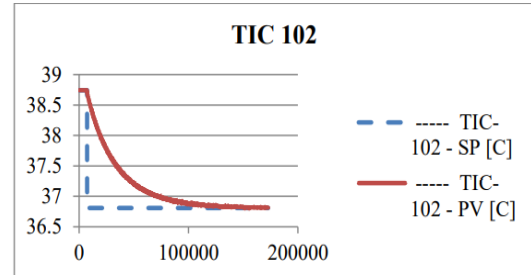
Gambar 14. Close loop IC 100



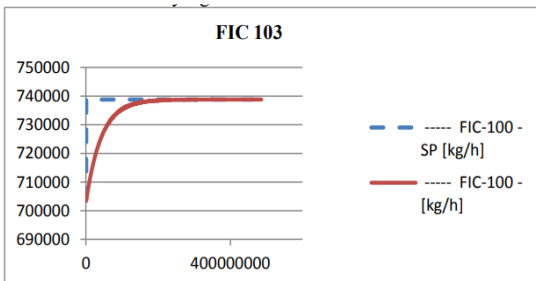
Gambar 15. Close loop TIC 101



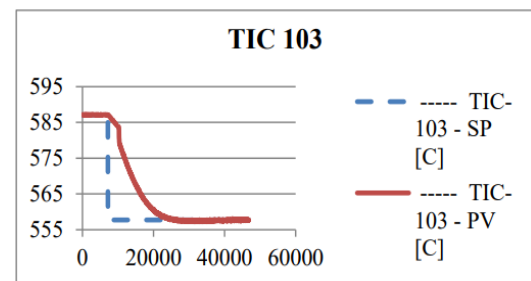
Gambar 16. Close loop FIC 101



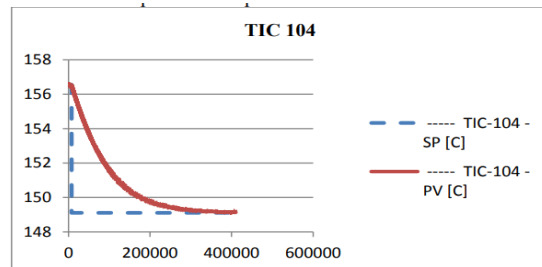
Gambar 17. Close loop TIC 102



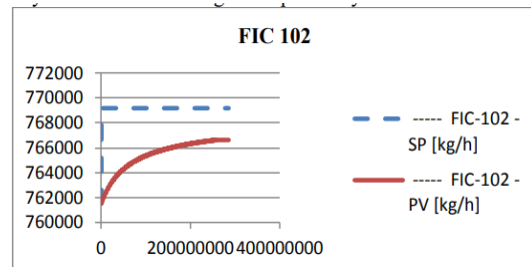
Gambar 18. Close loop FIC 103



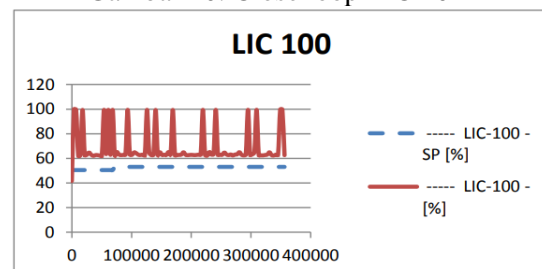
Gambar 19. Close loop TIC 103



Gambar 20. Close loop TIC 104



Gambar 21. Close loop FIC 102



Gambar 22. Close Loop LIC 100

Berdasarkan respon closed loop yang ditampilkan pada gambar 14 sampai dengan gambar 22, dapat diketahui hasil respon closed loop yang meliputi : nilai maksimum overshoot (M_p), nilai settling time (menit), dan nilai integral absolute error yang dapat ditunjukkan oleh tabel 6 berikut ini

Tabel 6. Hasil respon closed loop

Loop Pengendalian	Max Overshoot	Settling time (menit)	IAE
IC 100	0	197,75	335,7882
TIC 101	0	668,85	3181,299
FIC 101	0	495.30	2980
TIC 102	0	2677,85	2491,574
FIC 103	0	804	1727
TIC 103	0	308	9240,19
TIC 104	0	6719,65	2933,31
FIC 102	0	4272	113,291

Dari hasil pengujian close loop diperoleh hasil respon pengendalian berupa maximum overshoot, settling time, Integral absolute error. Dari table 4.11 dan 4.12 diperoleh hasil dari pengujian pada berbagai instrumen pengendalian yang dipasang pada setiap unit operasi yang digunakan. Dari table tersebut, nilai max Os pada setiap setiap pengendalian bernilai 0. Hal ini dikarenakan pada semua pengendalian pv tidak pernah melewati batas set point, namun didekati secara perlahan. Dampak dari pendekatan secara perlahan tersebut menyebabkan nilai dari settling time pada pengendalian cukup lama. Selain dipengaruhi hal tersebut nilai settling time yang lama disebabkan karena kebutuhan proses yang memang membutuhkan waktu yang lama dan juga karena pendekatan dengan pendekatan model tunning yang dilakukan kurang sesuai. Pada pengendalian daya di turbin (IC 100) settling time bernilai 197.5 menit. Pada pengendalian temperatur (TIC 101, TIC 102, TIC 103, TIC 104) settling time bernilai 668.5 menit, 2677.85 menit, 308 menit, dan 6719.5 menit. Pada pengendalian flow (FIC 101, FIC 102, FIC 103) setting time bernilai 49530.08 menit, 4272250 menit, dan 8048167 menit. Pengendalian temperatur membutuhkan waktu yang lebih lama daripada pengendalian daya, dikarenakan pada pengendalian daya perubahan bukaan valve memberikan nilai yang berbeda, sedangkan pada pengendalian temperatur membutuhkan waktu untuk panas berpindah sehingga membutuhkan waktu yang lama. Pada pengendalian flow nilai settling time terlalu lama, hal ini dikarenakan metode IMC-PID kurang cocok untuk pengendalian flow. Nilai Kc yang memberikan gain awal terlalu kecil sehingga perubahan waktunya juga lama.

4. KESIMPULAN

4.1 Kesimpulan

Hasil penelitian tentang sistem pengendalian level pada tangki penyimpanan menghasilkan beberapa kesimpulan, yaitu:

- Validasi data yang dihasilkan dari desain sistem menggunakan software hysys v8.8 menunjukkan bahwa rata-rata error variable tekanan sebesar 3.72%, rata-rata error variable temperatur sebesar 0.28%, rata-rata error variable laju aliran massa sebesar 4.51%, sedangkan rata-rata error variable fraksi uap sebesar 5.36%. Karena rata-rata error yang dihasilkan dibawah angka 5%, maka dapat disimpulkan bahwa simulasi menggunakan software hysys v8.8 dapat merepresentasikan proses sesungguhnya di lapangan.
- Berdasarkan metode plantwide control, dapat diketahui bahwa terdapat 9 macam sistem pengendalian pada pembangkit listrik tenaga uap (PLTU), antara lain : sistem pengendalian pengendalian daya (IC 100) – turbin, sistem pengendalian temperatur (TIC 103) – superheater, sistem pengendalian flow (FIC 103) – steam drum, sistem pengendalian level (LIC 101) – steam drum, sistem pengendalian flow (FIC 101) – steam drum, sistem pengendalian temperature (TIC 101) – economizer, pengendalian temperature (TIC 104) – deaerator, sistem pengendalian flow (FIC 102) – deaerator, dan sistem pengendalian temperature (TIC 102) – condenser.
- Data open loop diperoleh dengan cara membuat controller off dan mengubah nilai proses variable sebesar 20%, dari data open loop didapatkan nilai perubahan steady state (ΔPV), gain steady state (K), nilai t_{63} , nilai t_{28} , nilai time constant (τ), dan nilai deadtime (θ). Pada sistem pengendalian TIC 103 didapatkan nilai ΔPV sebesar 2,421, nilai K sebesar 12,1058, nilai t_{63} sebesar 10,32, nilai t_{28} sebesar 9,58, nilai τ sebesar 0,01841, dan nilai θ sebesar 9,22

- d. Uji closed loop yang digunakan dalam penelitian ini adalah uji closed loop berdasarkan perubahan set point. Dimana besar perubahan set point yang diberikan sebesar -5% dari kondisi ideal. Dari kesembilan sistem pengendalian yang diberikan semua respon dinamik menunjukkan besar maksimum overshoot yang dihasilkan sebesar 0% dan semua proses variable mampu mengikuti nilai set point yang diberikan. Oleh karena itu, semua sistem pengendalian yang diberikan menghasilkan nilai respon dinamik yang sesuai dengan yang diinginkan.

4.2 Saran

Dalam penelitian ini masih banyak sekali kekurangan dan ketidaksempurnaan. Untuk itu, perlu dilakukan pengembangan agar ke depannya menjadi sempurna ataupun lebih baik lagi sehingga memiliki beberapa saran, diantaranya:

- a) Perlu menggunakan jenis *equation of state* (EOS) berupa SRK untuk menghasilkan simulasi hysys yang optimal.
- b) Selain uji closed loop terhadap perubahan set point, diperlukan juga uji closed loop berdasarkan perubahan disturbance. Uji open loop berdasarkan perubahan disturbance berfungsi untuk mengetahui ketahanan sistem pengendalian terhadap gangguan yang masuk kedalam sistem.

REFERENSI

- [1] Biyanto, T. R., Prasetya, H. E. G., Bayuaji, R., Nugroho, G., & Soehartanto, T. (2015). Design plant-wide control to waste heat recovery generation on cement industry based HYSYS. *Procedia Computer Science*, 72, 170-177.
- [2] Tridianto, E., Ariwibowo, T. H., Almasa, S. K., & Prasetya, H. E. G. (2017, September). Cascaded PID temperature controller for FOPDT model of shell-and-tube heat exchanger based on Matlab/Simulink. In *2017 International Electronics Symposium on Engineering Technology and Applications (IES-ETA)* (pp. 185-191). IEEE.
- [3] Prasetya, H. E. G., Permatasari, P. D., & Satriyo, T. B. (2017, September). Modeling of Boiler Follow Control with IMC tuning method in coal-fired power plant. In *2017 International Electronics Symposium on Engineering Technology and Applications (IES-ETA)* (pp. 14-19). IEEE.
- [4] Prasetya, H. E. G., & Biyanto, T. R. (2016). Model Based Controller With Internal Model Control (IMC) Which Tuning By Set Point and Disturbance on Power Plant Based HYSYS. *IPTEK Journal of Proceedings Series*, 2(1).
- [5] Prasetya, H. E. G., Pratilastiarso, J., Satriyo, T. B., & Tridianto, E. (2019, March). The implementation of internal model control (IMC) with coordinate control model for steam power plant using HYSYS. In *AIP Conference Proceedings* (Vol. 2088, No. 1, p. 020006). AIP Publishing LLC.
- [6] Azhim, F., Prasetya, H. E. G., & Tridianto, E. (2019, November). Rancang Bangun Control Valve untuk Sistem Pengendalian pada Tangki Penyimpanan. In *Prosiding SENTIKUIN (Seminar Nasional Teknologi Industri, Lingkungan dan Infrastruktur)* (Vol. 2, pp. C11-1).
- [7] Sari, R. P., Tridianto, E., & Prasetya, H. E. G. (2017, October). STUDI EKSPERIMEN THREE ELEMENT CONTROL PADA TANGKI BAHAN BAKAR DENGAN METODE FEEDBACK-FEEDFORWARD MENGGUNAKAN SIMULINK. In *Seminar Nasional Sains dan Teknologi Terapan V*.
- [8] Prasetya, H. E. G. (2020, November). PENERAPAN PID CONTROLLER UNTUK SISTEM PENGENDALIAN TEMPERATUR ROTARY KILN DI PABRIK SEMEN. In *Prosiding Seminar Nasional Terapan Riset Inovatif (SENTRINOV)* (Vol. 6, No. 1, pp. 346-354).
- [9] Nugroho, F. A., Permatasari, P. D., & Prasetya, H. E. G. (2020). Rancang Bangun Sistem Pengendalian Level Pada Tangki Penyimpanan Menggunakan Degree Of Freedom Analysis Dengan Tuning PID Berdasarkan Metode Cohen-Coon. *Setrum: Sistem Kendali-Tenaga-elektronika-telekomunikasi-komputer*, 9(2).

- [10] Pratilastiarso, J., Tridianto, E., Prasetya, H., Patmasari, R., & Romadhon, A. (2017, October). Three element controls on fuel tank with feedback—Feedforward using Simulink. In 2017 International Conference on Electrical Engineering and Informatics (ICELTICs) (pp. 124-128). IEEE.

