

# PENGENDALIAN KOMPRESOR DAN STEAM REFORMER PADA PERANCANGAN PABRIK BIOHIDROGEN DARI BIOMASSA DENGAN PENGENDALI PI

**Abdul Wahid Muhammad Iqbal**

Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Indonesia  
Kampus Baru UI Depok 16424  
Email: wahid@che.ui.ac.id

**Abstrak** -- Proses pada pabrik biohidrogen dari biomassa terbagi menjadi beberapa unit proses, yaitu unit pengolahan awal bahan baku, unit gasifikasi, unit char combustor, unit kompresi, unit H<sub>2</sub>S Removal, unit steam reforming, unit water gas shift, dan unit pressure swing adsorber. Pada penelitian ini akan dijelaskan pengendalian pada kompresor dan steam reformer. Kedua unit tersebut penting dikendalikan agar mencapai tekanan yang diinginkan pada masukan H<sub>2</sub>S Removal dan untuk mendapatkan gas hidrogen pada unit Steam Reformer. Pengendali yang digunakan adalah pengendali PI karena hampir dapat menangani setiap situasi pengendalian proses. Untuk mendapatkan kinerja yang optimum, dilakukan penyetelan pengendali dengan metode Ziegler Nichols, Lopez, dan Default Unisim, kemudian membandingkan nilai IAE dan ISE dari ketiga jenis penyetelan tersebut. Hasilnya pengendalian tekanan dan suhu yang optimum adalah dengan metode penyetelan pengendali Ziegler Nichols. Sedangkan pengendalian surge-01, surge-02, surge-03 pada kompresor metode yang paling optimum adalah Default Unisim, dan untuk surge-04 adalah metode Lopez.

**Kata kunci:** biomassa, kompresor, steam reformer, bio-hidrogen, penalaan

**Abstract** -- The process in biohydrogen from biomass plant is divided into several process units, such as raw material pretreatment, gasification unit, char combustor unit, compression unit, H<sub>2</sub>S removal unit, steam reforming unit, water gas shift unit, and pressure swing adsorber unit. This research will explain the process control of compressor and steam reformer. Both units are essential in order to achieve the desired pressure for the input of H<sub>2</sub>S Removal and to get hydrogen gas at Steam Reformer unit. The controller used in this research is a PI controller because it can handle virtually any process control situation. To get optimum performance, controller tuning method is done by the method of Ziegler Nichols, Lopez, and Default Unisim, then compare the IAE and ISE values of the three types of tuning methods. The result is the optimum pressure control and temperature control is by Ziegler Nichols tuning method. While the optimum control for surge-01, surge-02, and surge-03 is Default Unisim, and for surge-04 is Lopez tuning method.

**Keywords:** biomass, compressor, steam reformer, bio-hydrogen, tuning

## PENDAHULUAN

Hidrogen merupakan salah satu zat yang memiliki banyak fungsi strategis dalam industri kimia, dan mempunyai fungsi sebagai bahan baku pembuatan amoniak, *oxygenated compound*, keperluan elektrolisa, *start up cracker*, perengkahan fraksi-fraksi minyak bumi, dan bahan baku berbagai zat kimia lainnya (Deglemann et al, 2014). Selain itu, hidrogen juga dapat berfungsi sebagai bahan bakar alternatif (Wenten, 2016).

Indonesia adalah salah satu negara yang memiliki potensi yang sangat besar dalam pengembangan *sustainable energy* sebagai sumber energi nasional, dan biomassa adalah yang paling potensial untuk menjadi energi alternatif (Tajalli, 2015). Pemanfaatan biomassa

sebagai bahan baku pembuatan hidrogen merupakan hal positif yang sangat prospektif. Pemberdayaan ini mampu menjadi solusi bagi permasalahan ketergantungan Indonesia bahkan dunia terhadap bahan baku yang *non-renewable* seperti gas alam dan batubara.

Oleh karena itu dibuatlah suatu perencanaan pabrik pembuatan hidrogen dari biomassa. Selain itu, produksi hidrogen ini bernilai tinggi terhadap pemberdayaan sumber daya alam lokal berupa limbah.

Pada perancangan pabrik biohidrogen ini digunakan limbah Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS) yang berasal dari Perkebunan Kertajaya PTPN VIII. Untuk itu, perancangan pabrik biohidrogen ini perlu untuk diimplementasikan (Budianta dkk., 2011).

Suatu pabrik dirancang dan dibangun dengan tujuan untuk meningkatkan nilai guna barang. Dengan mengubah nilai guna suatu bahan maka nilai jualnya juga berubah. Nilai jual yang tinggi ini tentu saja sangat diharapkan. Suatu proses pada pabrik akan berjalan dengan baik jika dioperasikan pada kondisi optimumnya. Oleh karena itu dibutuhkan suatu alat pengendali (*controller*) pada suatu pabrik. Pada pabrik biohidrogen dari biomassa ini, diperlukan suatu alat pengendali di setiap proses agar kestabilan produksi di pabrik tersebut tetap terjaga.

Proses pada pabrik biohidrogen dari biomassa ini terbagi menjadi beberapa unit proses, yaitu unit pengolahan awal bahan baku, unit gasifikasi, unit *char combustor*, unit kompresi, unit *H<sub>2</sub>S Removal*, unit *steam reforming*, unit *water gas shift*, dan unit *pressure swing adsorber*. Pada tulisan ini akan dijelaskan sistem pengendalian pada proses kompresi dan pada unit *steam reformer*, yaitu pengendalian tekanan dan pengendalian temperature *steam reformer*. Kedua unit tersebut penting dikendalikan agar mencapai tekanan yang diinginkan pada masukan *H<sub>2</sub>S Removal* dan untuk mendapatkan gas hidrogen pada unit *steam reformer*. Proses *H<sub>2</sub>S Removal* yang digunakan pada pabrik ini menggunakan jenis proses *Iron Sponge* yang menggunakan tekanan operasi cukup tinggi, yaitu 3034 KPa (440 psia), sedangkan umpan yang akan masuk ke unit *H<sub>2</sub>S Removal* (keluaran dari unit gasifikasi) hanya bertekanan 159 KPa (23 psia) (Budianta dkk., 2011). Hal inilah yang menjadikan unit *Compressor* sangat penting. Sementara itu, unit *Steam Reformer* sangat penting untuk dijaga kinerjanya karena unit ini menentukan kinerja unit selanjutnya dan menentukan jumlah produk yang dihasilkan. Melihat pentingnya unit kompresi dan *steam reformer*, diperlukan suatu sistem pengendalian proses pada unit kompresi dan *steam reformer* pada pabrik biohidrogen dari biomassa.

Terdapat tiga jenis pengendali, yaitu pengendali PD, PI, dan PID. Pengendali PD memiliki karakteristik respon sangat cepat, overshoot sangat rendah, tetapi memiliki offset. Pengendali PI memiliki karakteristik respon yang lebih lambat, ada overshoot, namun tidak ada offset. Sedangkan pengendali PID dapat mengkompromi antara keuntungan dan kerugian pengendali PD dan PI, namun memiliki harga yang lebih mahal (Marlin, 2000) (Wahid dan Faizal, 2014). Berdasarkan perbandingan tersebut, pada penelitian ini digunakan pengendali PI karena pengendali ini sudah cukup baik dan di industri terbukti dapat menangani hampir setiap situasi kontrol proses. Bahkan, jika

dikatakan pengendali PID yang digunakan di industri, yang dimaksud adalah pengendali PI (Åström, 2002). Perubahan beban yang besar dan variasi yang besar pada *set point* dapat dikontrol dengan baik tanpa osilasi yang berkepanjangan, tanpa *offset* permanen, dan dengan cepat kembali ke keadaan seharusnya setelah gangguan terjadi.

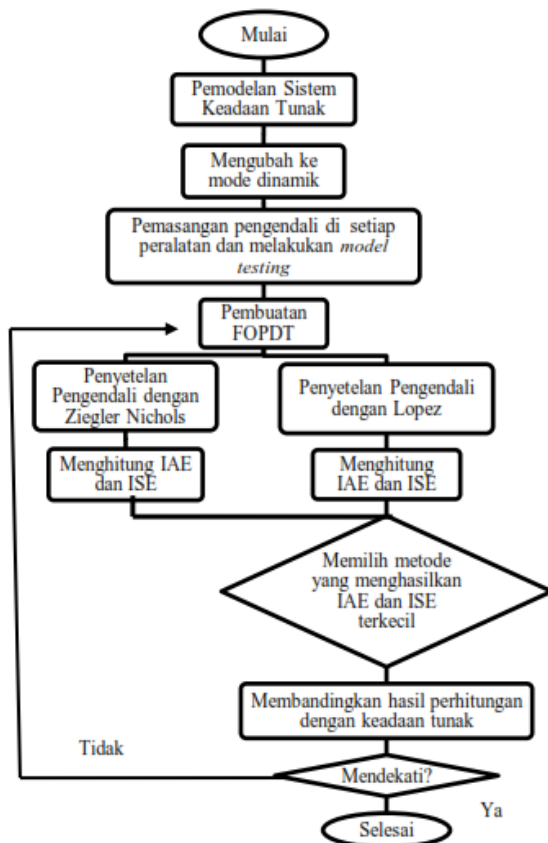
Kompresor yang digunakan pada pabrik biohidrogen ini berjenis kompresor sentrifugal. Secara umum, prinsip pengendalian kompresor sentrifugal terdiri atas dua bagian, yaitu pengendalian kapasitas serta pengendalian *surge*. Pengendalian kapasitas suatu kompresor sentrifugal dapat dilakukan dengan berbagai cara. Cara-cara yang banyak dilakukan adalah dengan memasang *flow control valve* di masukan kompresor, menetapkan dan mengatur tekanan gas masukan kompresor, menetapkan atau mengatur putaran mesin turbin pendorong kompresor. Sedangkan pengendalian *surge*, pada kebanyakan proses kompressor, diwujudkan dengan mengembalikan aliran fluida ke bagian masukan kompresor (Priyoasmoro, 2009). Sementara itu, pada *steam reformer*, kontrol suhu dilakukan untuk meningkatkan kinerja reaktor dan kehidupan katalis. *Closed loop control system* biasanya digunakan untuk memodulasi tingkat panas pada *input* didasarkan pada perbandingan antara suhu *set point* dan suhu yang diukur (Abbas dkk., 2011).

Metode yang digunakan dalam pembuatan sistem pengendalian pada proses kompresi dan *steam reformer* ini adalah dengan pemodelan menggunakan Unisim. Dengan adanya sistem pengendalian pada proses kompresi dan *steam reformer* pada perancangan pabrik biohidrogen ini, diharapkan dapat dihasilkan suatu pengendalian optimum pada proses kompresi dan *steam reformer*, serta dapat menjadi suatu rekomendasi sistem pengendalian proses apabila pabrik biohidrogen ini diwujudkan.

## METODE PENELITIAN

### Peralatan Penelitian

Peralatan yang digunakan dalam penelitian ini adalah perangkat lunak (*software*) UniSim® Design 45281. Pada perangkat lunak UniSim® Design 4528 ini terdapat perancangan sistem dinamik untuk berbagai jenis alat atau reaktor. Penelitian ini dilakukan dengan menggunakan fungsi sistem dinamik pada perangkat lunak UniSim® Design 4528 (Honeywell, 2009). Secara umum, proses penelitian dilakukan dengan mengikuti diagram alir yang ditampilkan pada Gambar 1.



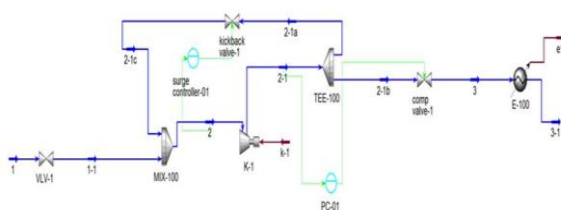
Gambar 1. Diagram Alir Penelitian

**Bahan Penelitian**

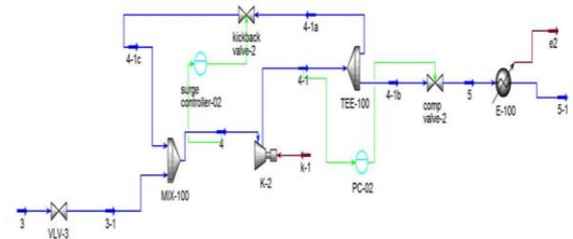
Bahan yang digunakan dalam penelitian ini adalah hasil perancangan pabrik hidrogen dari biomassa (Budianta dkk., 2011), yang memiliki unit *compressor* dan *steam reformer*. Asumsi yang digunakan adalah tekanan yang keluar dari *compressor* selalu tetap dan laju alir umpan pada unit *steam reformer* selalu tetap.

**Langkah-Langkah Metode**

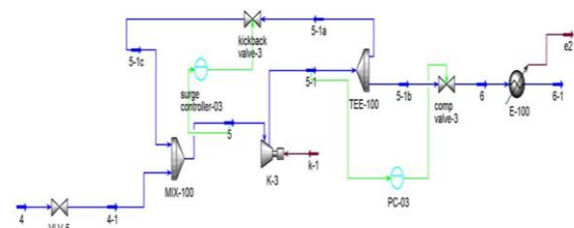
Langkah-langkah penelitian yang dilakukan adalah sebagai berikut. Pada bagian awal adalah membuat pemodelan sistem proses pada keadaan tunak. Setelah itu, memasang pengendali pada model dinamik dan melakukan *model testing*. Model dinamik untuk tiap-tiap unit dapat dilihat pada Gambar 2-Gambar 6.



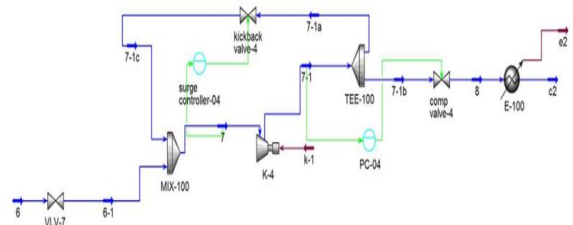
Gambar 2. Model Dinamik Unit K-101



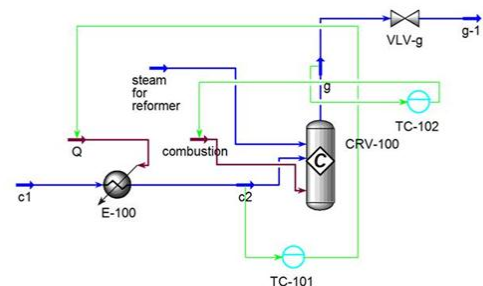
Gambar 3. Model Dinamik Unit K-102



Gambar 4. Model Dinamik Unit K-103



Gambar 5. Model Dinamik Unit K-104



Gambar 6. Model Dinamik Unit *Steam Reformer*

Setelah memasang pengendali, kemudian dilakukan *model testing* di setiap pengendali untuk mendapatkan data PRC. *Model testing* yang dilakukan pada penelitian ini menggunakan:

- Test signal type* : STEP
- Signal variation amplitude (%)* : 20
- Time interval* : 1 second
- Testing time length* : 1000 seconds

Rancangan variable proses yang dikontrol pada tiap unit ditunjukkan pada Tabel 1.

Tabel 1. Variabel Proses Pengendalian

Unit	Variabel yang dikontrol	Variabel yang dimanipulasikan
Compressor	Tekanan aliran yang memasuki unit $H_2S$ Removal	Control valve (laju alir keluar kompresor)
	Laju alir masuk ke Kompresor	Control valve (laju alir masuk kompresor)
Steam Reformer	Suhu aliran yang memasuki Steam Reformer	Control Valve (energi pendingin)
	Suhu aliran keluaran Steam Reformer	Control Valve (combustion energy)

Kemudian, langkah berikutnya adalah membuat pemodelan empirik FOPDT. FOPDT dibuat dengan model PRC (*Process Reaction Curve*) dengan menggunakan metode Cecil L Smith. Adapun model PRC didapatkan setelah melakukan model testing pada pengendali PI dengan nilai awal  $K_c$  dan  $T_i$  default, sebagaimana terlihat pada Tabel 2.

Tabel 2. Harga tuning awal pengendali PI (Honeywell, 2009)

Sistem	$K_c$	$T_i$ (menit)
Flow	0,1	0,2
Level	2	10
Pressure	2	2
Temperature	1	20

Setelah itu, dilakukan penyetelan pengendali PI pada pengendali Ziegler Nichols dan Lopez. Langkah ini dilanjutkan dengan menentukan parameter  $K_c$  dan  $T_i$  dari pengendali PI dengan metode Ziegler Nichols dan Lopez dari model empirik FOPDT yang dihasilkan.

Lalu, menghitung IAE dan ISE pada pengendali Ziegler Nichols dan Lopez. IAE dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$IAE = \int |SP(t) - CV(t)| dt \quad (1)$$

IAE adalah luas daerah absolut dari selisih luas grafik set point dengan luas grafik respon CV (*Controlled Variable*). Semakin kecil IAE berarti CV semakin mendekati set point nya yang menandakan pengendali yang digunakan semakin baik. Sedangkan ISE (*Integral Square Error*) dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$ISE = \int_0^{\infty} [SP(t) - CV(t)]^2 dt \quad (2)$$

Semakin kecil ISE berarti CV semakin mendekati set point nya yang menandakan pengendali yang digunakan semakin baik.

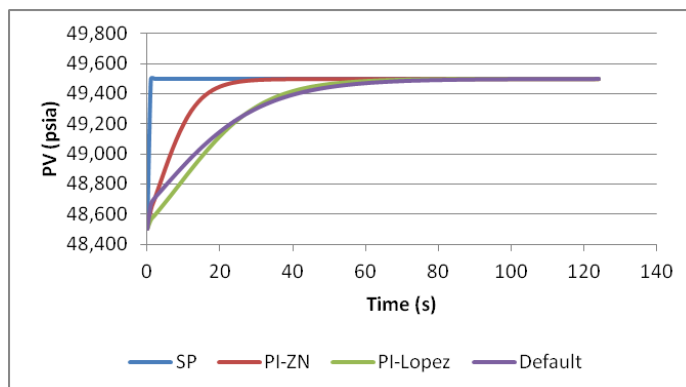
Langkah berikutnya adalah menerapkan pengendali PI yang memiliki IAE dan ISE terkecil. Nilai IAE dan ISE dari metode Ziegler Nichols yang didapatkan dibandingkan dengan nilai IAE dan ISE dari metode Lopez, dan juga parameter pengendali PI dari keadaan default Unisim. Metode dengan nilai IAE dan ISE terkecil adalah metode yang diterapkan untuk sistem dengan pengendali PI.

Proses selanjutnya adalah membandingkan hasil yang diperoleh dengan model keadaan tunak. Hasil dari sistem yang menggunakan pengendalian PI dibandingkan dengan sistem tanpa pengendalian pada keadaan tunak. Jika ditemukan kondisi operasi pada unit *compressor* dan *steam reformer* dari perancangan pabrik biohidrogen lebih stabil dan optimum jika menggunakan pengendali PI maka tujuan penelitian ini berhasil dicapai.

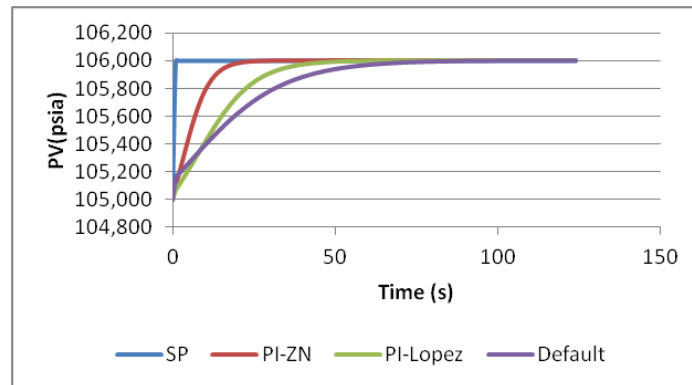
### HASIL PENELITIAN DAN PEMBAHASAN

#### Hasil Penyetelan Pengendali Pressure Control pada Kompresor

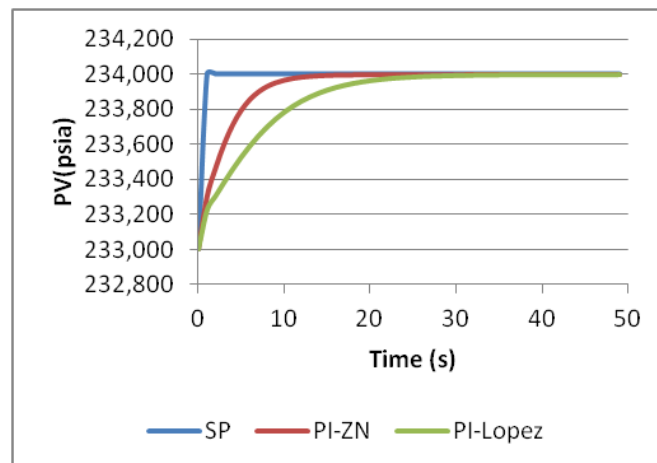
Hasil penyetelan pengendali dari ketiga metode dibandingkan responnya dengan adanya perubahan *setpoint* ditunjukkan pada Gambar 7- Gambar 10.



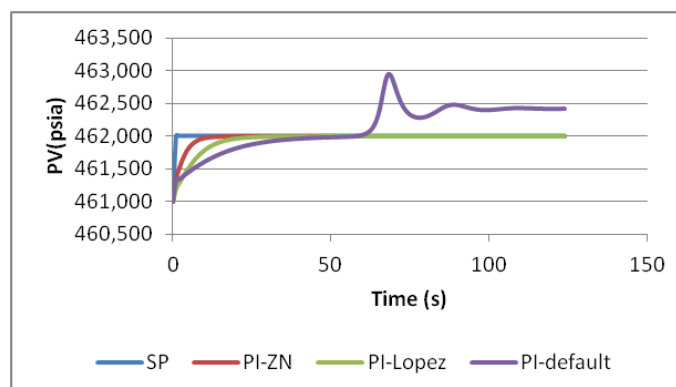
Gambar 7. Respon Tekanan pada Unit K-101 terhadap Perubahan Set Point Sebesar 1 psia



Gambar 8. Respon Tekanan pada Unit K-102 terhadap Perubahan Set Point Sebesar 1 psia



Gambar 9. Respon Tekanan pada Unit K-103 terhadap Perubahan Set Point Sebesar 1 psia



Gambar 10. Respon Tekanan pada Unit K-104 terhadap Perubahan Set Point Sebesar 1 psia

Berdasarkan respon yang didapat, kemudian dihitung nilai IAE-ISE dari masing-masing pengendali. Hasilnya dapat dilihat pada Tabel 3. Hasil penyetelan pengendali Ziegler Nichols dan Lopez sama-sama mampu mencapai set point tanpa adanya *overshoot* dan *offset*. Namun, hasil pengendalian Ziegler Nichols membutuhkan waktu yang lebih cepat untuk dapat mencapai set point, sehingga nilai IAE dan ISE yang dihasilkan menjadi lebih kecil dibandingkan pengendalian Lopez.

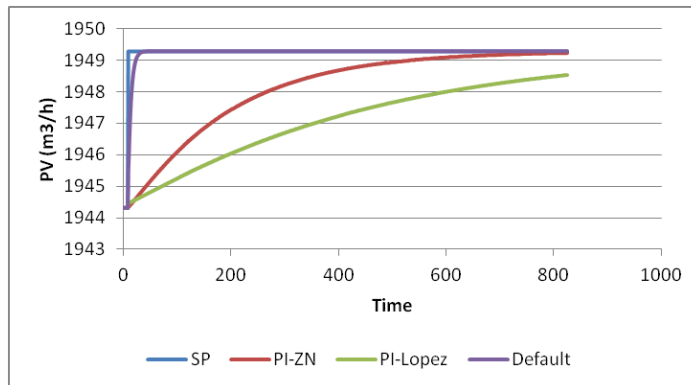
Tabel 3. Perbandingan Nilai *Pressure Control*

Pengendali	Ziegler Nichols		Lopez	
	IAE	ISE	IAE	ISE
PC-01	6,538	3,302	17,462	9,692
PC-02	5,729	3,22	13,317	7,404
PC-03	2,443	1,148	5,424	2,44
PC-04	2,327	1,128	5,413	2,581
Pengendali	Default			
	IAE	IAE		
PC-01	16,736	16,736		
PC-02	17,902	17,902		
PC-03	NA	NA		
PC-04	36,795	36,795		

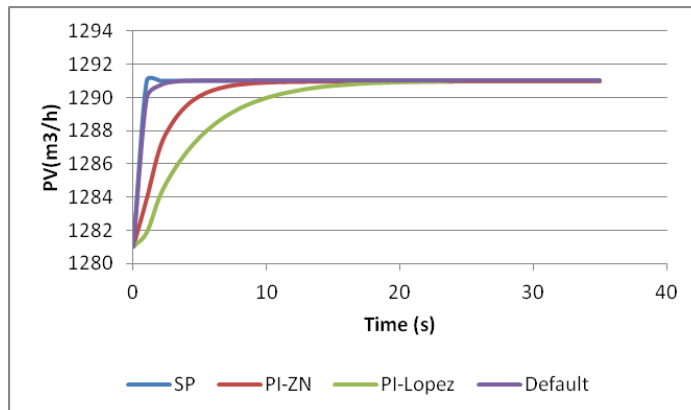
Sehingga, untuk *Pressure Control* pada unit *Compressor*, digunakan hasil pengendalian metode Ziegler Nichols.

**Hasil Penyetelan Pengendali *Surge Control* pada Kompresor**

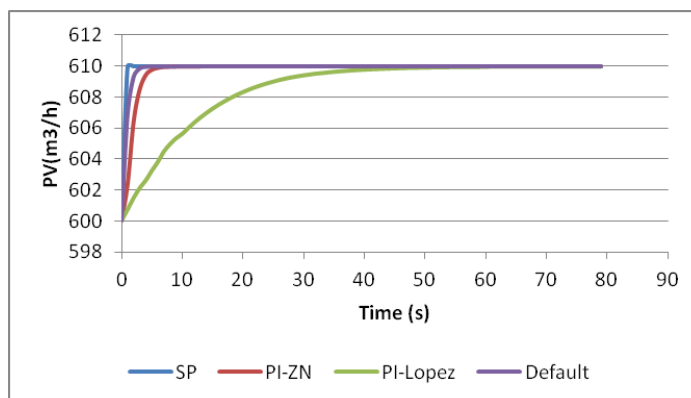
Hasil penyetelan pengendali dari ketiga metode dibandingkan responnya dengan adanya perubahan *setpoint* ditunjukkan pada Gambar 11-Gambar 14.



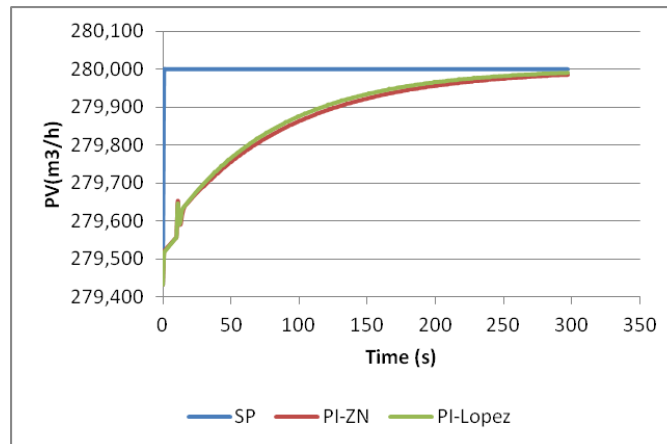
Gambar 11. Respon *Actual Volume Flow* Unit K-101 terhadap Perubahan Set Point Sebesar 5 m<sup>3</sup>/h



Gambar 12. Respon *Actual Volume Flow* Unit K-102 terhadap Perubahan Set Point Sebesar 10 m<sup>3</sup>/h



Gambar 13. Respon *Actual Volume Flow* Unit K-103 terhadap Perubahan Set Point Sebesar 10 m<sup>3</sup>/h



Gambar 14. Respon *Actual Volume Flow* Unit K-104 terhadap Perubahan Set Point Sebesar  $0,6 \text{ m}^3/\text{h}$

Berdasarkan respon yang didapat, kemudian dihitung nilai IAE-ISE dari masing-masing pengendali. Hasilnya dapat dilihat pada Tabel 4.

Tabel 4. Perbandingan Nilai IAE-ISE pada *Surge Control*

Pengendali	Ziegler Nichols		Lopez	
	IAE	ISE	IAE	ISE
Surge-01	91,617	244,873	147,972	464,277
Surge-02	17,402	93,480	40,257	214,584
Surge-03	14,827	102,379	106,811	556,727
Surge-04	36,520	8,574	34,304	8,032

Pengendali	Default	
	IAE	ISE
Surge-01	7,904	22,844
Surge-02	1,853	1,889
Surge-03	5,504	16,656
Surge-04	(tidak ada data)	(tidak ada data)

Berdasarkan Tabel 4, dapat dilihat bahwa pengendali yang menghasilkan nilai IAE dan ISE terkecil adalah pengendali Default untuk Surge-01, Surge-02, dan Surge-03. Sementara untuk

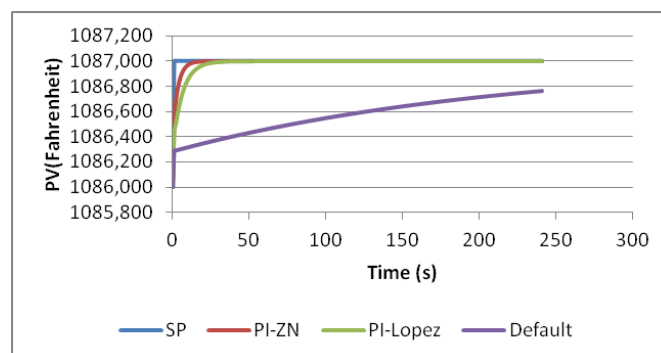
Surge-04, pengendalian yang menghasilkan nilai IAE dan ISE terkecil adalah pengendalian Lopez.

Hasil penyetelan pengendalian Ziegler Nichols dan Lopez juga mampu mencapai set point tanpa adanya *offset* dan *overshoot*. Namun, hasil pengendalian Default membutuhkan waktu yang jauh lebih cepat untuk dapat mencapai set point, sehingga nilai IAE dan ISE yang dihasilkan menjadi lebih kecil dibandingkan pengendalian Ziegler Nichols dan Lopez.

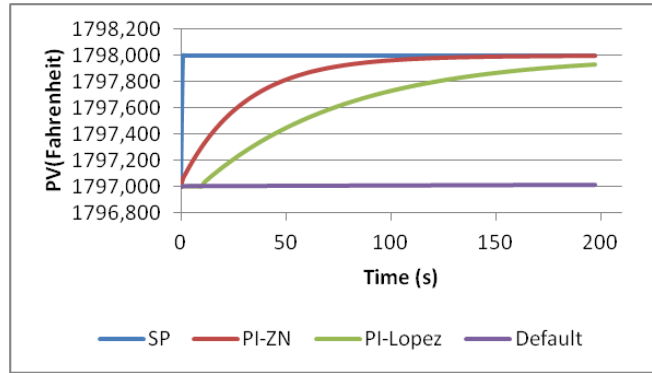
Sehingga, untuk *Surge Control*, digunakan hasil pengendalian Default Unisim (*Default Flow Control* dengan  $K_c = 0,1$  dan  $T_i = 0,2$ ) untuk Surge-01, Surge-02, dan Surge-03. Sedangkan untuk pengendalian Surge-04, digunakan pengendalian Lopez.

#### Hasil Penyetelan Pengendali *Temperature Control* pada *Steam Reformer*

Hasil penyetelan pengendali dari ketiga metode dibandingkan responnya dengan adanya perubahan *setpoint* ditunjukkan pada Gambar 15-Gambar 16.



Gambar 15. Respon Temperatur Aliran Masukan Unit *Steam Reformer* (TC-101) terhadap Perubahan Set Point Sebesar  $1 \text{ }^{\circ}\text{F}$



Gambar 16. Respon Temperatur Aliran Keluaran Unit *Steam Reformer* (TC-102) terhadap Perubahan Set Point Sebesar 1 °F

Berdasarkan respon yang didapat, kemudian dihitung nilai IAE-ISE dari masing-masing pengendali. Hasilnya dapat dilihat pada Tabel 5

Tabel 5. Perbandingan Nilai IAE-ISE pada *Temperature Control*

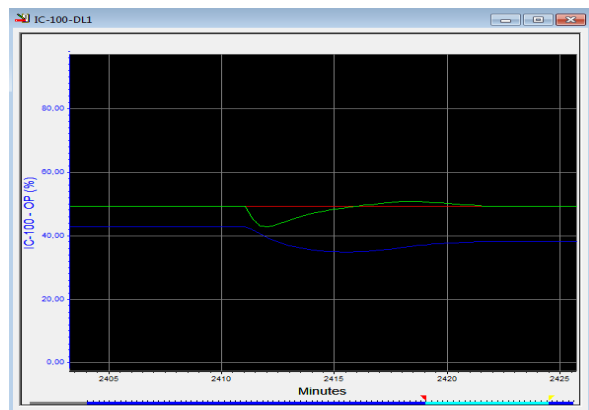
Pengendali	Ziegler Nichols		Lopez	
	IAE	ISE	IAE	ISE
TC-101	2,537	1,123	4,251	1,667
TC-102	28,155	13,405	72,228	42,077
Pengendali	Default			
	IAE	ISE		
TC-101	100,901	46,398		
TC-102	193,851	191,727		

Dari Tabel 5, dapat dilihat bahwa pengendali yang menghasilkan nilai IAE dan ISE terkecil adalah pengendali Ziegler Nichols. Hasil penyetelan pengendali Ziegler Nichols dan Lopez sama-sama mampu mencapai set point tanpa adanya *offset* dan *overshoot*. Namun, hasil pengendalian Ziegler Nichols membutuhkan waktu yang lebih cepat untuk dapat mencapai set point, sehingga nilai IAE dan ISE yang dihasilkan menjadi lebih kecil dibandingkan pengendalian Lopez.

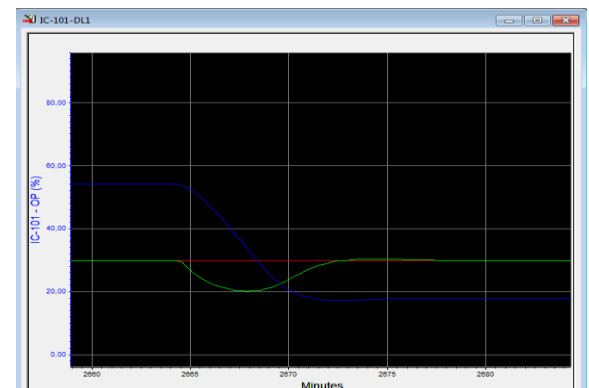
Sehingga, untuk *Temperature Control* pada unit *Steam Reformer*, digunakan hasil pengendalian metode Ziegler Nichols.

**Hasil Pengendalian Keseluruhan Sistem Kompresor dan *Steam Reformer***

Untuk melihat respon hasil pengendalian secara keseluruhan, diberikan *disturbance* pada sistem berupa penurunan molar flow dari 123,4 kgmole/h menjadi 120 kgmole/h. Respon yang dihasilkan oleh sistem dapat dilihat pada Gambar 17-Gambar 19.

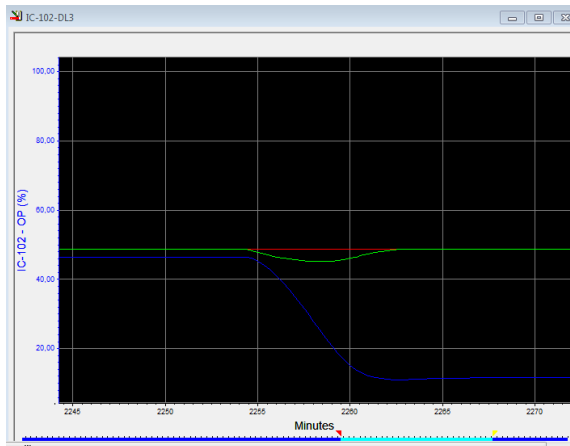


Gambar 17. Respon PC-01 terhadap *Disturbance*

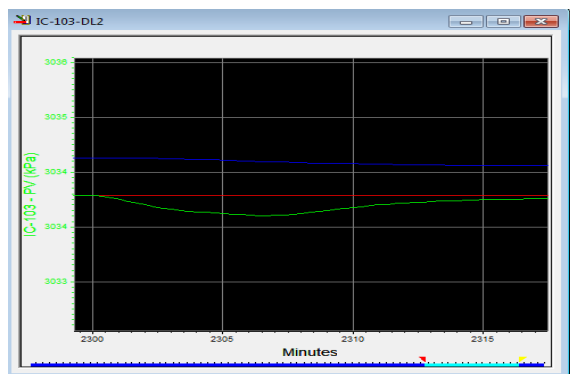


Gambar 18. Respon PC-02 terhadap *Disturbance*

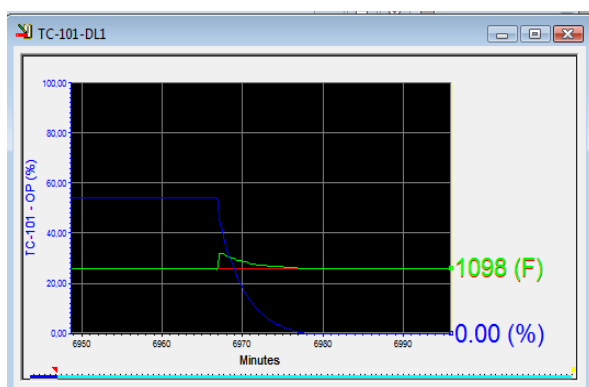
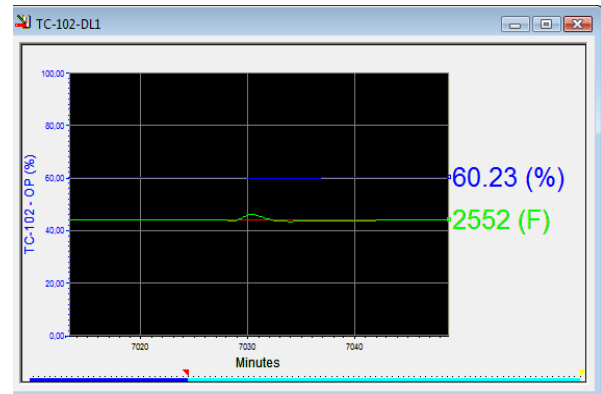


Gambar 19. Respon PC-03 terhadap *Disturbance*

Menurut data pada Gambar 17-Gambar 19, terlihat bahwa PC-01 hingga PC-03 merespon dengan cepat terhadap adanya *disturbance*, dan kembali menuju set point.

Gambar 20. Respon PC-04 terhadap *Disturbance*

Kemudian, pada Gambar 20, terlihat bahwa PC-04 merespon adanya *disturbance*, dan kembali mencapai set point. Selain itu, terlihat PC-04 sudah mencapai target keluaran unit *Compressor* untuk masukan unit H<sub>2</sub>S Removal, yaitu 440 psia.

Gambar 21. Respon TC-101 terhadap *Disturbance*Gambar 22. Respon TC-102 terhadap *Disturbance*

Sedangkan pada Gambar 21, terlihat bahwa TC-101 merespon adanya *disturbance* dan kembali menuju set point dengan cepat. Sementara pada Gambar 22, terlihat TC-102 juga dapat merespon dengan cepat adanya *disturbance*, kemudian kembali ke titik set point.

Secara keseluruhan, hasil pengendalian sistem *Compressor* dan *Steam Reformer* dapat dikatakan berhasil karena tiap pengendali dapat merespon dengan baik adanya *disturbance* dan dapat mencapai target yang diinginkan. Parameter penyetelan optimum untuk tiap pengendali ditunjukkan pada Tabel 6.

Tabel 6. Parameter Penyetelan Pengendali Optimum

Pengendali	Kc	Ti	Metode Penyetelan
PC-01	0,786	0,359	Ziegler Nichols
PC-02	1,103	0,360	Ziegler Nichols
PC-03	0,719	0,356	Ziegler Nichols
PC-04	1,433	0,356	Ziegler Nichols
Surge-01	0,1	0,2	Default
Surge-02	0,1	0,2	Default
Surge-03	0,1	0,2	Default
Surge-04	0,014	5,641	Lopez
TC-101	1,665	0,439	Ziegler Nichols
TC-102	1,292	0,387	Ziegler Nichols

## KESIMPULAN

Berdasarkan pengujian dan analisa yang telah dilakukan, maka dapat diambil beberapa kesimpulan. Pertama, parameter penyetelan pengendali PI yang menghasilkan nilai IAE dan ISE terkecil untuk *Pressure Control* unit *Compressor* dan *Temperature Control* unit *Steam Reformer* adalah metode penyetelan pengendali Ziegler Nichols.

Kedua, parameter penyetelan pengendali yang menghasilkan nilai IAE dan ISE terkecil untuk *Surge Control* unit *Compressor* adalah pengendalian Default Unisim (Default *Flow Control* dengan  $K_c = 0,1$  dan  $T_i = 0,2$ ) untuk Surge-01, Surge-02, dan Surge-03. Sedangkan untuk pengendalian Surge-04, digunakan metode penyetelan pengendali Lopez.

Terakhir, secara keseluruhan, hasil pengendalian sistem *Compressor* dan *Steam Reformer* dapat dikatakan berhasil karena tiap pengendali dapat merespon dengan baik adanya *disturbance* dan dapat mencapai target yang diinginkan secara optimum.

#### REFERENSI

- Abbas, T., Ghauri, M., Rashid, Z., dan Shahid, M. Dynamic Simulation of Sweetening Process of Natural Gas. *Canadian Journal on Chemical Engineering and Technology*, 2011; 2: 156-161.
- Åström, K. J. *Control System Design*. University of California. 2002.
- Budianta, I. A., Abqari, F., Cicilia, Andri, dan Gerry. *Perancangan Pabrik Biohidrogen dari Biomassa*. Depok: Departemen Teknik Kimia Universitas Indonesia. 2011.
- Deglemann, P., Ansgar Schafer and Christian Lennartz. Application of Quantum Calculation in the Chemical Industry – An Overview. *International Journal of Quantum Chemistry*. 2014; 115 (3): 107-136.
- Honeywell. *UniSim® Design Dynamic Modeling: Reference Guide*. 2009.
- Marlin, T. E. *Process Control: Designing Processes and Control Systems for Dynamic Performance*, United States: McGraw-Hill Higher Education. 2000.
- Priyoasmoro, C. H. *Cara Mengkaji Piping and Instrumentation Diagram*. Jakarta: Migas Indonesia. 2009.
- Tajalli, Arief. *Panduan Penilaian Potensi Biomassa sebagai Sumber Energi Alternatif di Indonesia*. Penabulu Alliance, Jakarta. 2015.
- Wahid, A. dan Faizal Abdillah. Pengendalian ph Limbar Cair Laboratorium Departemen Teknik Kimia UI menggunakan Pengendali PID Linear pada Mini Plant WA921. *SINERGI*. 2014; 18 (2): 85-91.
- Wenten, I. G. *Teknologi Membran: Prospek dan Tantangannya di Indonesia*. *Orasi Ilmiah Guru Besar Institut Teknologi Bandung*. 26 Februari 2016, Balai Pertemuan Ilmiah ITB. 2016.