

PENGENDALIAN PROSES PURIFIKASI DME DAN METANOL PADA PABRIK DME DARI GAS SINTESIS

Abdul Wahid^{1*}, Tubagus Aryandi Gunawan²

¹Departemen Teknik Kimia, Universitas Indonesia, Kampus UI, Depok 16424, Indonesia

²Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Indonesia,

Kampus UI, Depok 16424, Indonesia

Email: wahid@che.ui.ac.id

Abstrak -- Pengembangan produksi DME (dimetil eter) sebagai energi alternatif yang ramah lingkungan sudah banyak dilakukan di negara-negara lain seperti Jerman, Belanda, Australia, Jepang, China dan Taiwan. Indonesia masih mengimpor DME untuk memenuhi seluruh kebutuhan industri dalam negeri, karena itu perlu didirikan pabrik pembuatan DME. Proses pembuatan DME secara indirect melibatkan sintesis metanol, dehidrasi metanol, purifikasi DME hingga purifikasi metanol untuk di recycle. Optimasi proses purifikasi DME dilakukan dengan mendapatkan kinerja pengendalian yang optimum pada proses purifikasi DME hingga purifikasi metanol. Unit-unit yang ada pada proses purifikasi DME ialah unit distilasi DME, unit cooler dan unit storage tank, sedangkan pada proses purifikasi metanol terdapat unit distilasi metanol, unit cooler dan unit pompa. Proses purifikasi DME dan Metanol ini mengandalkan unit distilasi yang memiliki suhu operasi hingga 190°C dan tekanan hingga 1950 kPa. Sistem pengendalian yang dipilih untuk proses ini ialah jenis pengendali Proportional Integral (PI) karena dapat menangani hampir setiap situasi pengendalian proses di dalam skala industri. Penelitian ini menggunakan pemodelan penyetelan pengendali Ziegler Nichols dan Lopez, lalu dibandingkan nilai parameter kinerja pengendalinya yaitu Offset, Rise Time, Time of First Peak, Settling Time, Periode osilasi, Decay Ratio, Overshoot, Deviasi maksimum, Integral Absolute Error (IAE) dan Integral Square Error (ISE) dari kedua jenis penyetelan tersebut. Hasil penelitian ini dapat digunakan untuk penentuan variabel input dan output yang optimum pada proses purifikasi DME dan Metanol yang dapat diterapkan pada pabrik DME.

Kata kunci: Pengendalian, optimasi, DME, metanol, PI

Abstract -- Pengembangan produksi DME (dimetil eter) sebagai energi alternatif yang ramah lingkungan sudah banyak dilakukan di negara-negara lain seperti Jerman, Belanda, Australia, Jepang, China dan Taiwan. Indonesia masih mengimpor DME untuk memenuhi seluruh kebutuhan industri dalam negeri, karena itu perlu didirikan pabrik pembuatan DME. Proses pembuatan DME secara indirect melibatkan sintesis metanol, dehidrasi metanol, purifikasi DME hingga purifikasi metanol untuk di recycle. Optimasi proses purifikasi DME dilakukan dengan mendapatkan kinerja pengendalian yang optimum pada proses purifikasi DME hingga purifikasi metanol. Unit-unit yang ada pada proses purifikasi DME ialah unit distilasi DME, unit cooler dan unit storage tank, sedangkan pada proses purifikasi metanol terdapat unit distilasi metanol, unit cooler dan unit pompa. Proses purifikasi DME dan Metanol ini mengandalkan unit distilasi yang memiliki suhu operasi hingga 190°C dan tekanan hingga 1950 kPa. Sistem pengendalian yang dipilih untuk proses ini ialah jenis pengendali Proportional Integral (PI) karena dapat menangani hampir setiap situasi pengendalian proses di dalam skala industri. Penelitian ini menggunakan pemodelan penyetelan pengendali Ziegler Nichols dan Lopez, lalu dibandingkan nilai parameter kinerja pengendalinya yaitu Offset, Rise Time, Time of First Peak, Settling Time, Periode osilasi, Decay Ratio, Overshoot, Deviasi maksimum, Integral Absolute Error (IAE) dan Integral Square Error (ISE) dari kedua jenis penyetelan tersebut. Hasil penelitian ini dapat digunakan untuk penentuan variabel input dan output yang optimum pada proses purifikasi DME dan Metanol yang dapat diterapkan pada pabrik DME.

Kata kunci: Pengendalian, optimasi, DME, metanol, PI

1. PENDAHULUAN

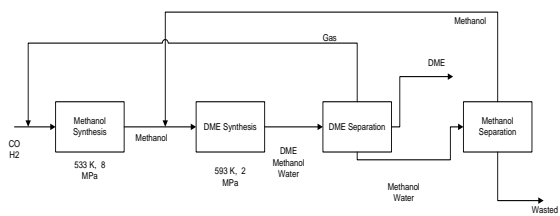
Laju pertumbuhan penduduk Indonesia memaksa konsumsi akan bahan bakar terus meningkat, karena saat ini bahan bakar telah menjadi salah satu kebutuhan utama masyarakat modern di Indonesia. Sebagian besar bahan

bakar tersebut berasal dari minyak bumi yang dalam satu dekade ini produksinya mengalami penurunan di dalam negeri. Oleh sebab itu peluang pengembangan energi alternatif harus terus di kembangkan di Indonesia, salah satunya

dengan membuat Pabrik Dimetil Eter (DME) dengan bahan baku utama gas sintesis. Pada tahun 2001 produksinya lebih dari 1400 juta barel/hari menjadi 1000 juta barel/hari pada tahun 2011, sedangkan kebutuhannya terus meningkat dari 1100 juta barel/hari pada tahun 2001 menjadi sekitar 1300 juta barel/hari pada tahun 2011 (NN, 2013a). Keadaan ini membuat Indonesia telah menjadi Negara importir minyak dimana pada 2012 Indonesia telah mengimpor minyak sebanyak 144,74 juta barel/ hari untuk memenuhi kebutuhan konsumsi minyak dalam negeri yang mencapai 1.119 juta barel/ hari (NN, 2013b).

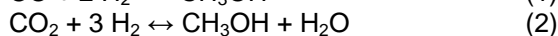
Pengembangan produksi DME sebagai energi alternatif yang ramah lingkungan sudah banyak dilakukan di Negara-negara lain seperti Jerman, Belanda, Australia, Jepang, China dan Taiwan. Indonesia masih mengimpor DME untuk memenuhi seluruh kebutuhan industri dalam negeri. Jumlah impor DME di Indonesia terus meningkat hingga mencapai 29.154 ton pada tahun 2005.

Pabrik DME hasil rancangan Fasanuyasirul (Fasanuyasirul dkk, 2011) menggunakan bahan baku utama gas sintesis dapat dilihat pada Gambar 1. Proses pembuatan DME secara indirect melibatkan sintesis metanol, dehidrasi metanol, purifikasi DME hingga purifikasi metanol untuk di *recycle*.

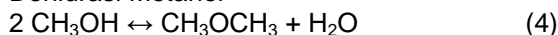


Gambar 1. Proses Produksi DME dari Gas Sintesis

Sintesis Metanol



Dehidrasi Metanol



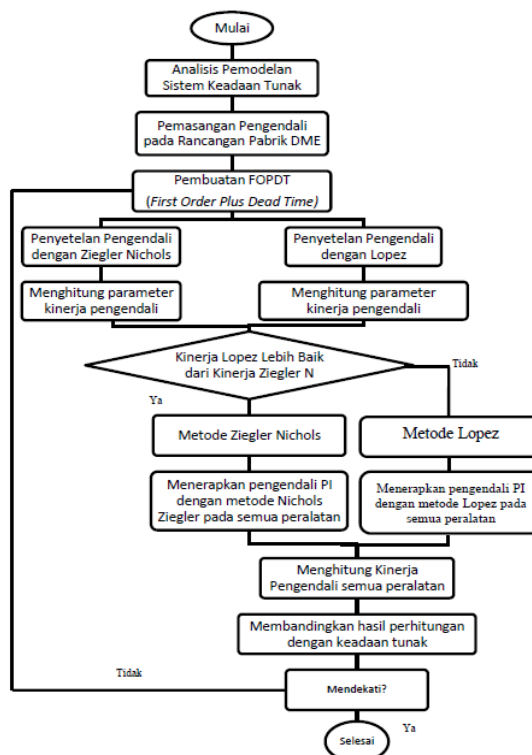
Sintesis methanol berlangsung sesuai dengan persamaan reaksi (1), (2) dan (3) menggunakan katalis logam berbasis tembaga, sedangkan dehidrasi methanol berlangsung sesuai dengan persamaan reaksi (4) menggunakan katalis berbasis gamma-alumina.

Dalam penelitian ini akan dijelaskan sistem pengendalian pada proses purifikasi DME hingga purifikasi metanol. Unit-unit yang ada pada proses purifikasi DME ialah unit distilasi DME,

unit *cooler* dan unit *storage tank*, sedangkan pada proses purifikasi metanol terdapat unit distilasi metanol, unit *cooler* dan unit pompa. Pengendalian pada kedua proses purifikasi itu penting untuk menjaga proses tetap pada kondisi optimumnya. Proses purifikasi DME dan Metanol ini mengandalkan unit distilasi yang memiliki suhu operasi hingga 190°C dan tekanan hingga 1950 kPa.

Peralatan yang digunakan dalam penelitian ini adalah perangkat lunak Proses Simulator (Mode Dinamik). Tujuan dari penelitian ini ialah untuk mendapatkan rancangan pengendalian optimum pada proses purifikasi DME dan purifikasi metanol pada hasil rancangan pabrik DME dari gas sintesis yang menggunakan pengendali PI.

Alasan pemilihan pengendali PI ialah karena jenis ini dapat menangani hampir setiap situasi pengendalian proses di industri. Perubahan beban yang besar dan variasi yang besar pada set point dapat dipengendalian dengan baik tanpa osilasi yang berkepanjangan, tanpa offset permanen, dan dengan cepat kembali ke keadaan seharusnya setelah gangguan terjadi.



Gambar 2. Diagram Alir Penelitian

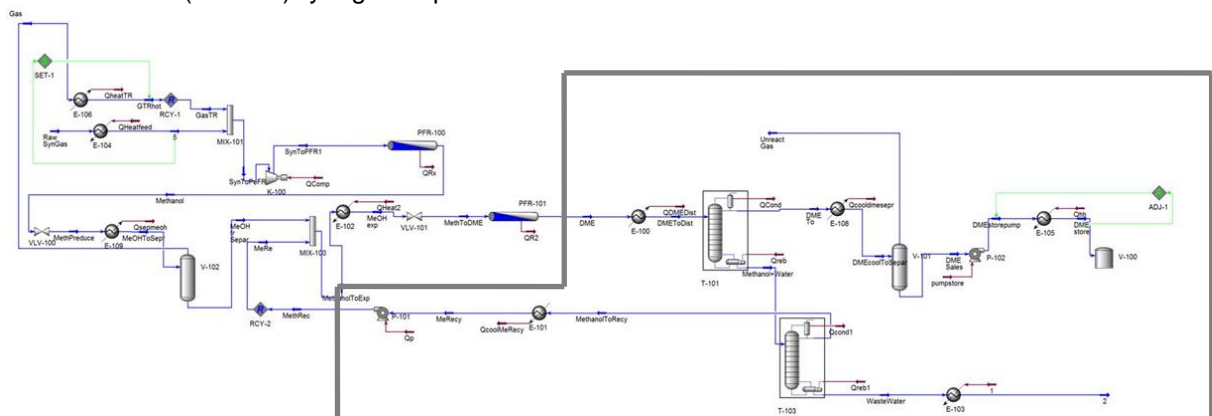
2. METODE PENELITIAN

Optimasi proses purifikasi DME dan Metanol dilakukan dengan mendisain

pengendalian proses yang optimum. Karena itu, langkah-langkahnya adalah sebagai berikut:

- 1) Mengembangkan pemodelan keadaan tunak dari proses tersebut menggunakan perangkat lunak simulator proses.
- 2) Mengubah model keadaan tunak tersebut kedalam model dinamik proses proses purifikasi DME dan Metanol
- 3) Mendisain pengendalian proses sesuai dengan obyektif pengendalian proses
- 4) Melakukan identifikasi sistem (pemodelan empiric) dalam bentuk model *First Order Plus Dead Time* (FOPDT) yang didapatkan dari

- 5) Optimasi pengendali PI menggunakan metode Cecil L Smith, lalu dibandingkan nilai parameter kinerja pengendalinya yaitu *Offset*, *Rise Time*, *Time of First Peak*, *Settling Time*, *Periode osilasi*, *Decay Ratio*, *Overshoot*, *Deviasi maksimum*, *Integral Absolute Error* (IAE) dan *Integral Square Error* (ISE) dari kedua jenis penyetelan tersebut.



Gambar 3. Unit-unit Proses Produksi DME dari Gas Sintesis (Fasanuyasirul dkk, 2011)

3. HASIL DAN PEMBAHASAN

3.1. Kinerja Pengendalian Setiap Unit Pengendali

Sesuai dengan unit-unit proses yang ada pada proses purifikasi DME dan metanol yang ditunjukkan Gambar 3, penempatan unit pengendali dilakukan berdasarkan 7 Objektif Pengendalian Proses yaitu keselamatan (safety), proteksi lingkungan, proteksi peralatan, operasi yang lancar, kualitas produk dan profit. Terdapat 15 unit pengendali yang digunakan pada penelitian ini dapat dilihat pada Tabel 1.

3.2. Pengendali Level

Pada pembahasan ini hanya akan dibahas 4 penyetelan pengendali dan melihat kinerja pengendaliannya. Grafik PRC dan FOPDT untuk Pengendali level LC COLUMN T-101 pada unit distilasi T-101 dapat dilihat pada Gambar 4.

Tabel 1. Daftar Unit Pengendali yang Digunakan

No.	Unit Pengendali	Pengendali	Unit Proses
1	LC COLUMN T-101	Level	Distilasi T-101
2	LC COLUMN T-103	Level	Distilasi T-103
3	LC COND T-101	Level	Kondenser T-101
4	LC COND T-103	Level	Kondenser T-103
5	TC COND T-101	Suhu	Kondenser T-101
6	TC COND T-103	Suhu	Kondenser T-103
7	TC E-100	Suhu	Cooler E-100
8	TC E-108	Suhu	Cooler E-108
9	TC E-105	Suhu	Cooler E-105
10	TC E-101	Suhu	Cooler E-101
11	TC E-103	Suhu	Cooler E-103
12	FC P-102	Laju Alir	Pompa P-102
13	FC P-101	Laju Alir	Pompa P-101
14	PC V-100	Tekanan	Storage Tank V-100

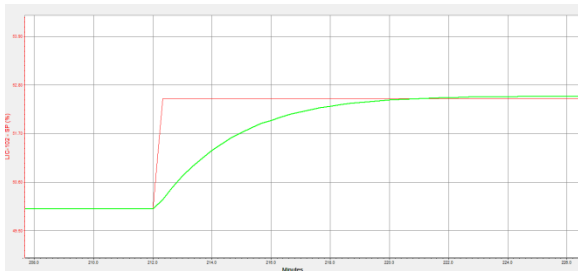
15	LC V-100	Level	Storage Tank V-100
----	----------	-------	--------------------

Persamaan FOPDT serta nilai Kc dan Ti yang diperoleh dari grafik PRC untuk unit pengendali LC COLUMN T-101 ditunjukkan Tabel 2.

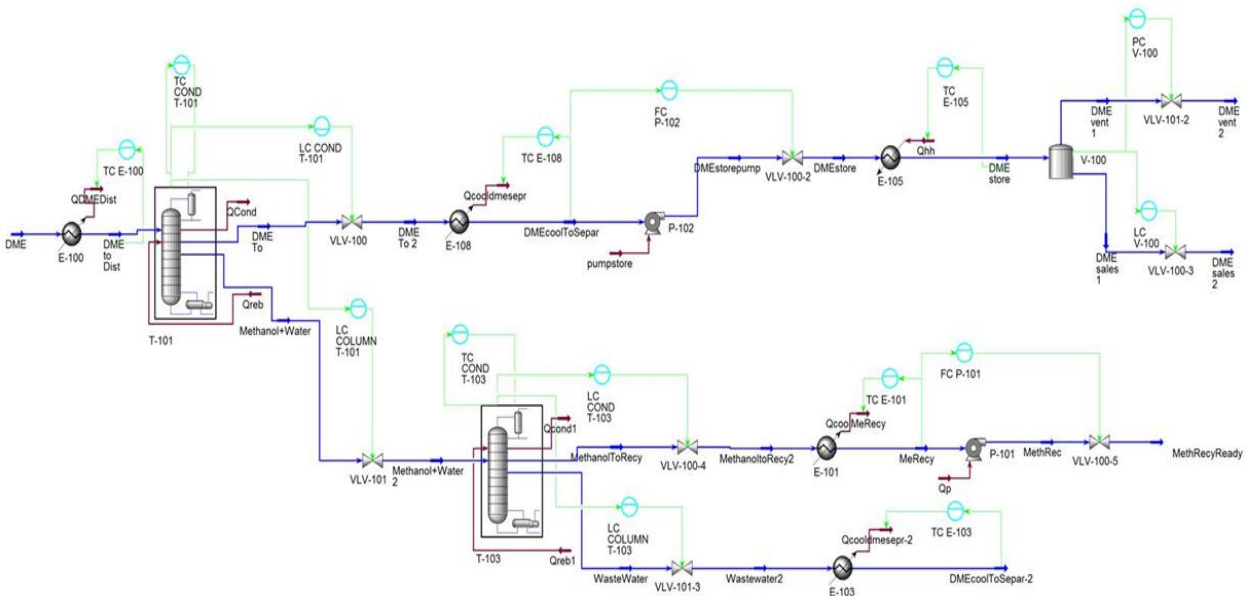
$$FOPDT_{LC\ COLUMN\ T-101} = \frac{K_p e^{-\theta s}}{\tau s + 1} = \frac{101,656 e^{-0,1263s}}{2,55s + 1}$$

Tabel 2. Hasil Penyetelan Pengendali Level

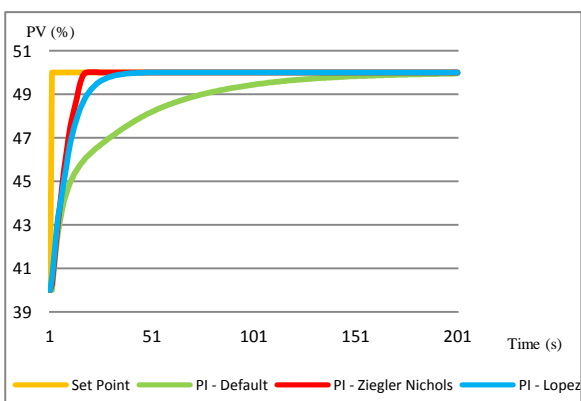
	Kc	Ti
PI Ziegler Nichols	17,8750	0,4206
PI Lopez	9,9142	2,5398



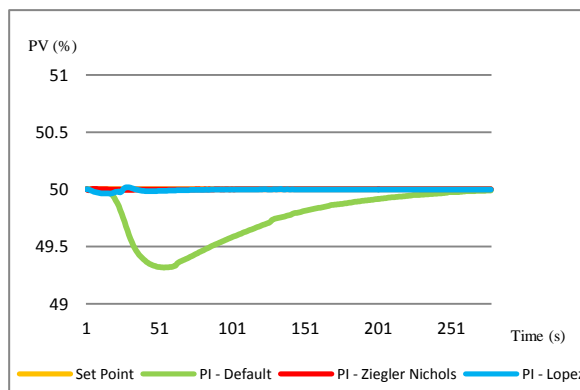
Gambar 4. PRC Model Testing untuk LC COLUMN T-101



Gambar 5. Proses Purifikasi DME dan Metanol Keadaan Dinamik & Berpengendali



Gambar 6. Respon Level pada Unit T-103 terhadap Perubahan Set Point Sebesar 10 %



Gambar 7. Respon Level pada Unit T-103 terhadap Gangguan Penurunan Molar Flow Umpam Sebesar 17,69 MMSCFD

Penempatan masing-masing unit pengendali dapat dilihat pada Gambar 5. Sedangkan grafik pada Gambar 6 menunjukkan bahwa pengendalian Ziegler Nichols dan Lopez menghasilkan overshoot, namun respon yang paling cepat terhadap perubahan nilai set point pada LC COLUMN T-103 ialah pengendalian Ziegler Nichols sedangkan overshoot terkecilnya ialah pengendalian Lopez. Perubahan nilai set point yang dilakukan adalah dengan menaikkan set point dari 40% menjadi 50%.

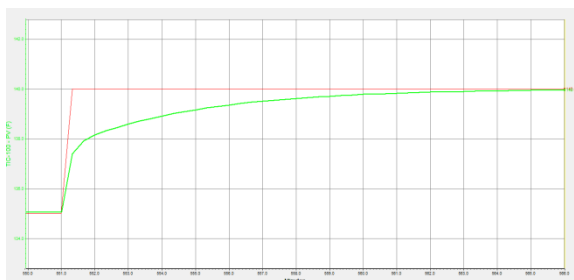
Sementara pada grafik di Gambar 7, terlihat bahwa pengendalian Ziegler Nichols juga menghasilkan respon yang paling cepat terhadap adanya disturbance. Disturbance yang dilakukan adalah dengan menurunkan molar flow dari 47,69 MMSCFD menjadi 30 MMSCFD. Perbandingan nilai parameter kinerja pengendali dapat dilihat pada Tabel 3.

Tabel 3. Perbandingan Nilai Parameter Kinerja Pengendali

Parameter	Ziegler N	Lopez	Default
Offset	0	0	0
Rise Time	18	46	258
Peak time	0	0	0
Settling Time	10	12	37
Periode osilasi	0	0	0
Decay Ratio	0,0000	0,0000	0,0000
Overshoot	0,0002	0,0001	0,0000
Deviasi maks.	0,0101	0,0028	0,0000
IAE	75,91	79,82	858,94
ISE	496,29	445,64	31006,24

3.3. Pengendali Suhu

Grafik PRC dan FOPDT untuk pengendali suhu TC E-103 pada unit cooler E-103 dapat dilihat pada Gambar 8.

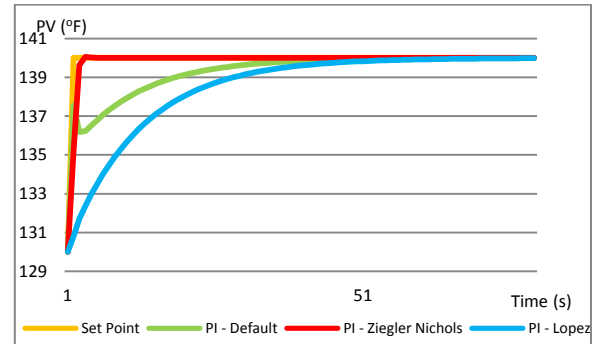


Gambar 8. PRC Model Testing untuk TC E-103. Persamaan FOPDT serta nilai Kc dan Ti yang diperoleh dari grafik PRC untuk unit pengendali TC E-103 ditunjukkan Tabel 4.

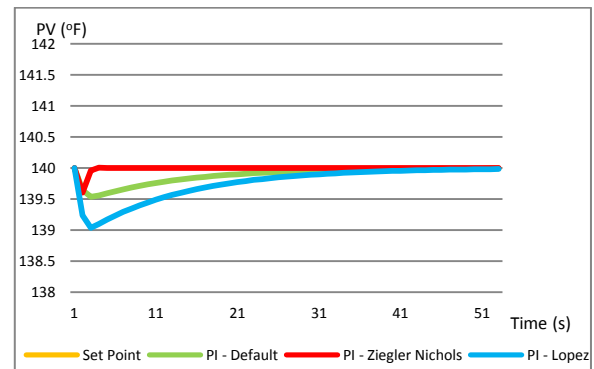
$$FOPDT_{TC E-103} = \frac{K_p e^{-\theta s}}{\tau s + 1} = \frac{160 e^{-0.0123s}}{0.3825s + 1}$$

Tabel 4. Hasil Penyetelan Pengendali Suhu

	Kc	Ti
PI Ziegler Nichols	0,1743	0,0411
PI Lopez	0,0911	0,3788



Gambar 9. Respon Suhu pada Unit Cooler E-103 terhadap Perubahan Set Point Sebesar 10 °F



Gambar 10. Respon Suhu pada Unit Cooler E-103 terhadap Gangguan Kenaikan Tekanan Umpan Sebesar 0,8 psia

Berdasarkan grafik pada Gambar 9, terlihat bahwa pengendalian Ziegler Nichols dan Lopez tidak menghasilkan overshoot, dan respon yang paling cepat terhadap perubahan nilai set point ialah pengendalian Ziegler Nichols. Perubahan nilai set point yang dilakukan adalah dengan menaikkan set point dari 130 °F menjadi 140 °F.

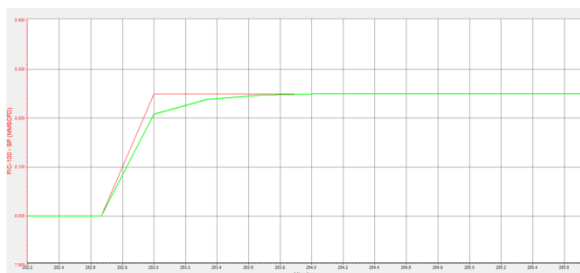
Sementara pada grafik di Gambar 10, terlihat bahwa pengendalian Ziegler Nichols juga menghasilkan respon yang paling cepat terhadap adanya disturbance. Disturbance yang dilakukan adalah dengan menaikkan tekanan dari 293,8 psia menjadi 293 psia. Perbandingan nilai parameter kinerja pengendali dapat dilihat pada Tabel 5.

Tabel 5. Perbandingan Nilai Parameter Kinerja Pengendali

Parameter	Ziegler N	Lopez	Default
Offset	0	0	0
Rise Time	9	85	71
Time of First Peak	3	0	0
Settling Time	1	13	4
Periode osilasi	0	0	0
Decay Ratio	0,0000	0,0000	0,0000
Overshoot	0,0004	0,0000	0,0000
Deviasi maksimum	0,0605	0,0000	0,0000
IAE	29,87	1756,96	113,36
ISE	298,65	234566,95	545,05

3.4. Pengendali Laju Alir

Grafik PRC dan FOPDT untuk Pengendali laju alir FC P-101 pada unit pompa P-101 dapat dilihat pada Gambar 11.

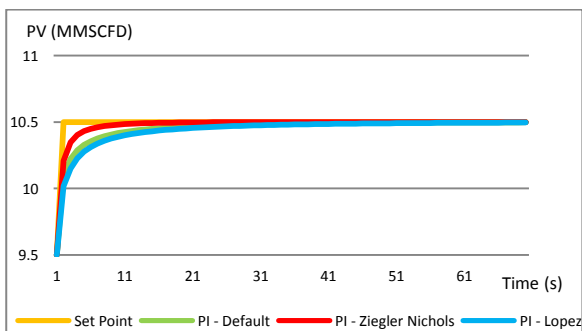


Gambar 11. PRC Model Testing untuk FC P-101 Persamaan FOPDT serta nilai Kc dan Ti yang diperoleh dari grafik PRC untuk unit pengendali FC P-101 ditunjukkan Tabel 6.

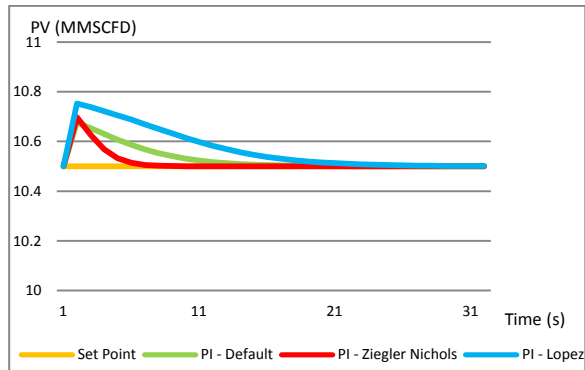
$$FOPDT_{FC P-101} = \frac{K_p e^{-\theta s}}{\tau s + 1} = \frac{9.9667 e^{-0.0274s}}{0.225s + 1}$$

Tabel 6. Hasil Penyetelan Pengendali Laju Alir

	Kc	Ti
PI Ziegler Nichols	0,7403	0,0914
PI Lopez	0,4654	0,2295



Gambar 12. Respon Laju Alir pada Unit P-101 terhadap Perubahan Set Point Sebesar 1 MMSCFD



Gambar 13. Respon Laju Alir pada Unit P-101 terhadap Gangguan Kenaikan Tekanan Umpan Sebesar 5,59 psia

Berdasarkan grafik pada Gambar 12, terlihat bahwa pengendalian Ziegler Nichols, Lopez dan default tidak menghasilkan overshoot, dan respon yang paling cepat terhadap perubahan nilai set point ialah pengendalian Ziegler Nichols. Perubahan nilai set point yang dilakukan adalah dengan menaikkan set point dari 9,5 MMSCFD menjadi 10,5 MMSCFD.

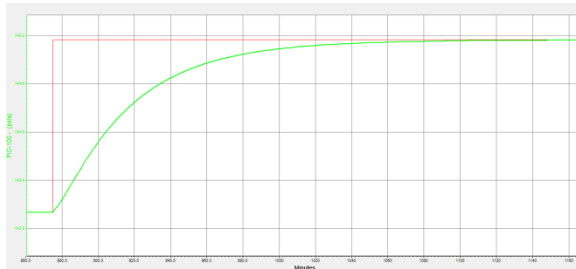
Sementara pada grafik di Gambar 13, terlihat bahwa pengendalian Ziegler Nichols juga menghasilkan respon yang paling cepat terhadap adanya disturbance. Disturbance yang dilakukan adalah dengan menaikkan tekanan dari 14,41 psia menjadi 20 psia. Perbandingan nilai parameter kinerja pengendali dapat dilihat pada Tabel 7.

Tabel 7. Perbandingan Nilai Parameter Kinerja Pengendali

Parameter	Ziegler N	Lopez	Default
Offset	0	0	0
Rise Time	25	96	76
Time of First Peak	0	0	0
Settling Time	2	4	3
Periode osilasi	0	0	0
Decay Ratio	0,0000	0,0000	0,0000
Overshoot	0,0000	0,0000	0,0000
Deviasi maksimum	0,0000	0,0000	0,0000
IAE	3,34	130,66	3,74
ISE	3,00	1320,24	0,87

3.5. Pengendali Tekanan

Grafik PRC dan FOPDT untuk pengendali tekanan V-100 pada unit *storage tank* V-100 dapat dilihat pada Gambar 14.

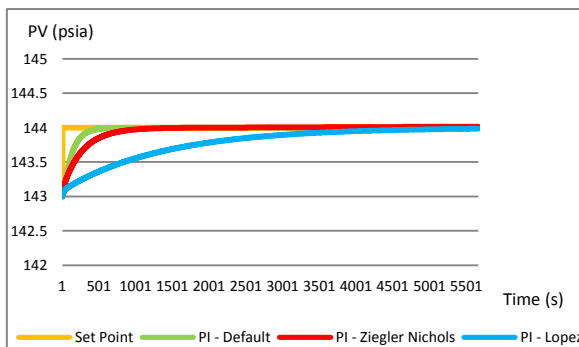


Gambar 14. PRC Model Testing untuk PC V-100 Persamaan FOPDT serta nilai Kc dan Ti yang diperoleh dari grafik PRC untuk unit pengendali PC V-100 ditunjukkan Tabel 8.

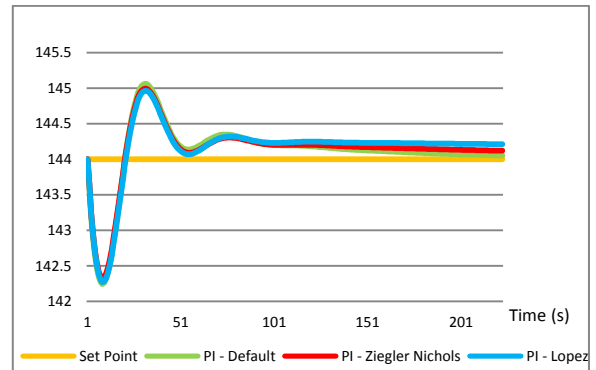
$$FOPDT_{PC\ V-100} = \frac{K_p e^{-\theta s}}{\tau s + 1} = \frac{85.641 e^{-4.0246s}}{40.95s + 1}$$

Tabel 8. Hasil Penyetelan Pengendali Tekanan

	Kc	Ti
PI Ziegler Nichols	0,1069	13,4019
PI Lopez	0,0652	41,4367



Gambar 15. Respon Tekanan pada Unit V-100 terhadap Perubahan Set Point Sebesar 1 psia



Gambar 16. Respon Tekanan pada Unit V-100 terhadap Gangguan Penurunan Molar Flow Umpam Sebesar 6,13 MMSCFD

Berdasarkan grafik pada Gambar 15, terlihat pengendalian Ziegler Nichols, Lopez dan default tidak menghasilkan overshoot dan respon yang paling cepat terhadap perubahan nilai set point ialah pengendalian default. Perubahan nilai set point yang dilakukan adalah dengan menaikkan set point dari 143 psia menjadi 144 psia.

Sementara pada grafik di Gambar 16, terlihat bahwa pengendalian default juga menghasilkan respon yang paling cepat dan kembali stabil terhadap adanya disturbance. Disturbance yang dilakukan adalah dengan menurunkan molar flow dari 36,13 MMSCFD menjadi 30 MMSCFD. Perbandingan nilai parameter kinerja pengendali dapat dilihat pada Tabel 9.

Tabel 9. Perbandingan Nilai Parameter Kinerja Pengendali

Parameter	Ziegler N	Lopez	Default
Offset	0	0	0
Rise Time	1293	5662	612
Time of First Peak	0	0	0
Settling Time	1020	4904	472
Periode osilasi	0	0	0
Decay Ratio	0,0000	0,0000	0,0000
Overshoot	0,0000	0,0000	0,0000
Deviasi maksimum	0.0000	0.0000	0,0000
IAE	121.21	1738.14	77.23
ISE	98.76	245299.03	62.70

Tabel 10. Perbandingan Penyetelan yang Digunakan dan Nilai IAE & ISE yang Dihasilkan Keseluruhan Proses

No.	Proses	Jenis Pengendali	Unit	Penyetelan yang Digunakan			Kinerja Pengendali	
				Jenis	Kc	Ti	IAE	ISE
1	Distilasi	Pengendali Level	T-101	Ziegler N.	20,3340	0,1582	8,32125	0,48394
			T-103	Ziegler N.	13,5036	0,4206	0,14635	0,00025
2	Kondenser	Pengendali Level	T-101	Ziegler N.	0,6506	0,2266	2,02975	0,34138
			T-103	Lopez	0,0107	0,3086	44,81618	14,11715
		Pengendali Suhu	T-101	Ziegler N.	2,1645	0,0079	25,23785	8,45329
			T-103	Default	1,0000	2,0000	227,59218	3615,73576
3	Cooler	Pengendali Suhu	E-100	Default	1,0000	2,0000	42,87205	17,18880
			E-108	Default	1,0000	2,0000	37,60530	75,27707
			E-105	Ziegler N.	35,1043	0,0176	18,92750	15,22145
			E-101	Default	1,0000	2,0000	9,58293	7,04181
			E-103	Ziegler N.	0,1743	0,0411	37,27712	104,80721
4	Pompa	Pengendali Laju Alir	P-102	Default	0,2500	0,1000	0,00161	0,00001
			P-101	Ziegler N.	0,7403	0,0914	0,02408	0,00008
5	Storage Tank	Pengendali Tekanan	V-100	Default	3,0000	2,0000	46,46067	15,65823
		Pengendali Level	V-100	Ziegler N.	21,2240	11,8920	6,89750	0,36026

Kinerja pengendalian yang optimum digunakan pada seluruh unit proses purifikasi DME dan methanol seperti yang ditunjukkan pada Tabel 10.

Untuk melihat kinerja pengendalian maka diberikan *disturbance* pada sistem berupa penurunan *molar flow* umpan aliran DME dari 82,4 MMSCFD menjadi 60 MMSCFD. Respon yang dihasilkan oleh sistem dapat dilihat pada Gambar 18. Selain itu pada Tabel 10 juga dapat dilihat kinerja pengendalian seluruh unit proses dengan menghitung nilai IAE dan ISE masing-masing respon pengendalian unit proses.

4. KESIMPULAN

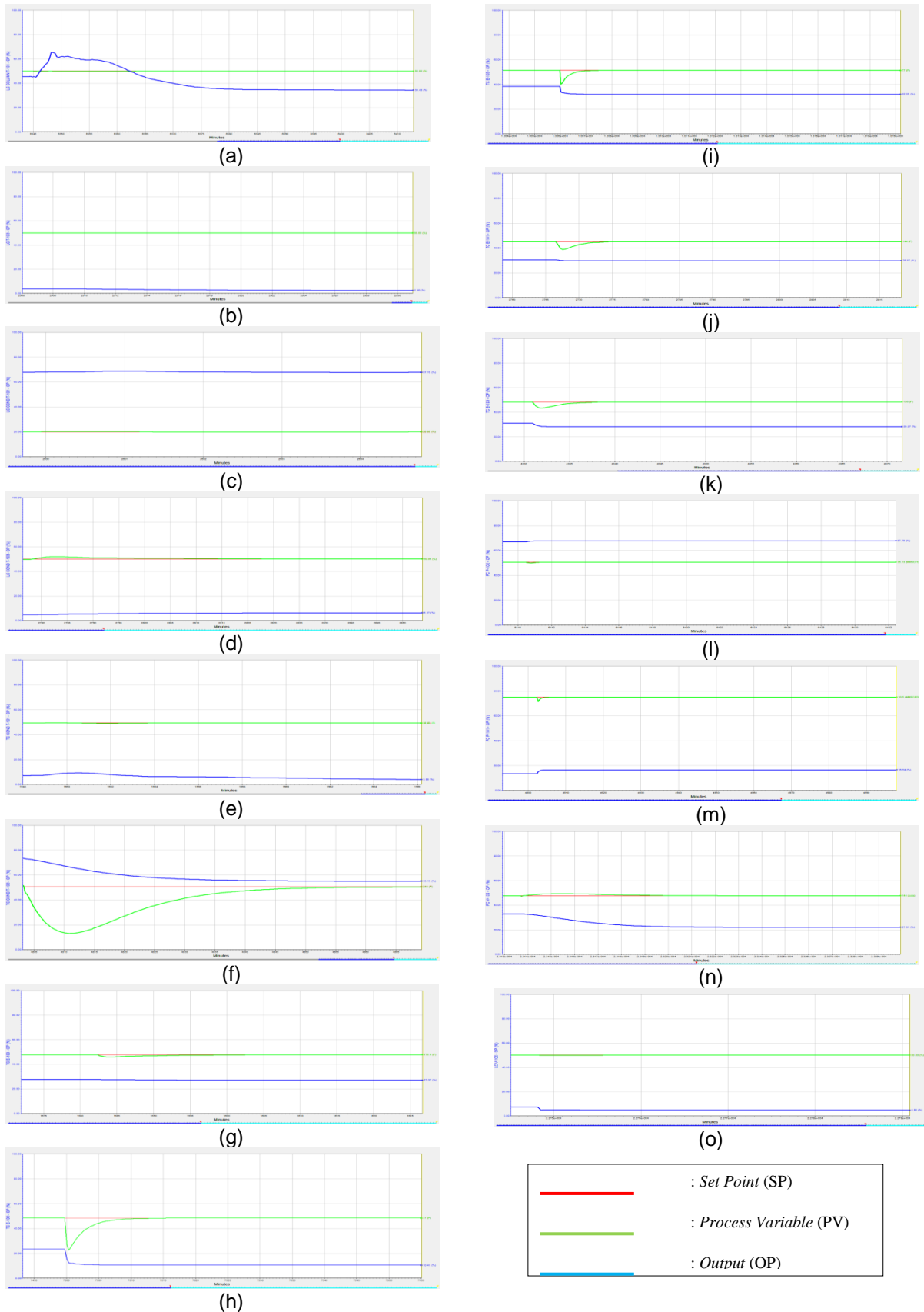
Parameter penyetelan pengendali PI yang menghasilkan nilai parameter kinerja pengendali yang optimum untuk Pengendali Level Unit Distilasi T-101 dan T-103, Kondenser T-dan *Storage Tank* V-100 adalah metode penyetelan pengendali Ziegler Nichols, sedangkan Kondenser T-101 adalah pengendali Lopez.

Parameter penyetelan pengendali PI yang menghasilkan nilai parameter kinerja pengendali yang optimum untuk Pengendali Suhu Unit Kondenser T-103 dan *Cooler* E-100, E-108, E-101 adalah metode penyetelan pengendali *Default*. Sedangkan Unit Kondenser T- dan *Cooler* E-dan E-103 adalah pengendali Ziegler Nichols.

Parameter penyetelan pengendali PI yang menghasilkan nilai parameter kinerja pengendali yang optimum untuk Pengendali Laju Alir Unit Pompa P-102 adalah metode penyetelan pengendali *Default*, sedangkan P-101 adalah metode penyetelan pengendali Ziegler Nichols

Parameter penyetelan pengendali PI yang menghasilkan nilai parameter kinerja pengendali yang optimum untuk Pengendali Tekanan Unit *Storage Tank* V-100 adalah metode penyetelan pengendali *Default*.

Secara umum hasil pengendalian proses purifikasi DME dan metanol dapat berjalan dengan baik karena setiap pengendali dapat merespon dengan baik adanya *disturbance* dan dapat mencapai *set point* yang ditentukan.



Gambar 18. Respon Seluruh Pengendalian Terhadap Disturbance (a) LC COLUMN T-101, (b) LC COLUMN T-103, (c) LC COND T-101, (d) LC COND T-103, (e) TC COND T-101, (f) TC COND T-103, (g) TC E-100, (h) TC E-108, (i) TC E-105, (j) TC E-101, (k) TC E-103, (l) FC P-102, (m) FC P-101, (n) PC V-100, (o) LC V-100

DAFTAR PUSTAKA

- NN, *Overview Oil in Indonesia. U.S Energy Information Administration*. 9 Januari 2013. <http://www.eia.gov/countries/cab.cfm?fips=ID> diakses pada tanggal 1 Mei 2013.
- NN, *Overview data for Indonesia. U.S Energy Information Administration*. 9 Januari 2013. <http://www.eia.gov/countries/country-data.cfm?fips=ID> diakses pada tanggal 1 Mei 2013.
- Fasanuyasirul, H., Solichin, A., Sari, M., Rahmiyati dan Parinduri, W.Y. *Produksi DME dari Gas Sintesis Untuk Aditif Bahan Bakar Mesin Diesel & Campuran, LPG LAPORAN PERANCANGAN PABRIK*. Depok: Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Indonesia. 2011.
- Park, S. H., Cha, J., dan Lee, C.H., Reduction of the Pollutant Emissions from a Diesel Engine by the Application of Dimethyl Ether (DME) and the Control of the Intake Oxygen Flow Rate. *Energy Fuels*, 2012: 26 (5), pp 3024–3033.
- Ohno, Y., Shikada, T., Ogawa, T., Ono, M. dan Mizuguchi, M. *New Clean Fuel from Coal – Dimethyl Ether*. Jepang : The University of Tokyo. 1995: pp. 705-709.
- Shadiya, O.O., *Social, Economic and Environmental Metrics for the Sustainable Optimization of Chemical and Petroleum Processes*. Amerika Serikat: Chemical Engineering, Iowa State University. 2005.
- Kasdadi, I.J., *Alat Distilasi*. Bandung: Teknik Kimia, Politeknik Negeri Bandung. 2009.
- Thaicharoen, C. *Design of Control Structure For Energy-Integrated Hydrodealkylation (HDA) Process*. Thailand: Chemical Engineering, Faculty of Engineering, Chulalongkorn University. 2004.
- Adinata, D. *Perancangan Alat Proses: Peralatan Perpindahan Fluida*. Depok: Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Indonesia. 2012.
- Wahid, A. *Pengendalian Proses: Objektif dan Keunggulan Pengendalian Proses*. Depok: Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Indonesia. 2001.
- Smith, C.A. dan Corripio, A.B. 1985. *Principles and Practice of Automatic Process Control*. Amerika Serikat : John Wiley & Sons Inc.
- Wahid, A. *Pengendalian Proses: Lup Berumpan-Balik*. Depok : Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Indonesia. 2002.
- Marlin, T. E. *Process Control: Designing Processes and Control Systems for Dynamic Performance*. Amerika Serikat: McGraw-Hill Higher Education. 2000.