



Tesis - TF185471

**OPTIMISASI PERANCANGAN KONTROL GAS  
*PROCESSING PLANT* MENGGUNAKAN METODE  
*PLANTWIDE CONTROL***

SAFIRA FIRDAUS MUJIYANTI  
NRP. 02311850010007

Dosen Pembimbing  
Totok Ruki Biyanto Ph.D.

Departemen Teknik Fisika  
Fakultas Teknologi Industri Dan Rekayasa Sistem  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
2020



## LEMBAR PENGESAHAN TESIS

Tesis disusun untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar

**Magister Teknik (MT)**

di

**Institut Teknologi Sepuluh Nopember**

Oleh :

**SAFIRA FIRDAUS MUJIYANTI**

**NRP. 02311850010007**

Tanggal Ujian : 6 Januari 2020

Periode Wisuda : Maret 2020

Disetujui oleh :

**Pembimbing:**

1. Totok Ruki Biyanto, Ph.D  
NIP. 19710702 199802 1 001



.....

**Penguji:**

1. Dr. Imam Abadi, S.T, M.T  
NIP. 19761006 199903 1 002
2. Dr. Ir. Ali Musyafa', M.Sc  
NIP. 19600901 198701 1 001



.....



.....

**Kepala Departemen Teknik Fisika  
Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem**



**Dr. Suyanto, S.T., M.T.**  
NIP: 19711113 199512 1 002

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

# OPTIMISASI PERANCANGAN KONTROL *GAS PROCESSING PLANT* MENGUNAKAN METODE *PLANTWIDE CONTROL*

Nama Mahasiswa : Safira Firdaus Mujiyanti  
NRP : 02311850010007  
Pembimbing : Totok Ruki Biyanto, Ph.D

## ABSTRAK

Penggunaan energi hidrokarbon saat ini masih sangat dominan, dimana energi hidrokarbon yang paling efisien adalah gas alam. Agar gas alam dapat digunakan dengan baik, maka harus diproses terlebih dahulu pada suatu *plant* untuk dihilangkan kandungan H<sub>2</sub>S, CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>O yang disebut *Gas Processing Plant*. *Plant* terbagi dua unit *Gas Sweetening System* dan *Gas Dehydrating System*. Adanya *material recycle*, integrasi panas serta produksi gas alam yang tidak selalu stabil menjadi permasalahan dalam *plant* ini, sehingga pengendalian proses *plant* yang kompleks dibutuhkan dalam menyelesaikan permasalahan ini. Perancangan desain *Plantwide Control* (PWC) pada *Gas Processing Plant* diharapkan mampu menyelesaikan permasalahan tersebut, yang akan dibuktikan dengan adanya analisis dampak dari sisi energi, ekonomi dan dari kestabilan *plant*. Metode PWC yang digunakan menurunkan metode milik Luyben dan Skogestad, dimana akan dibagi menjadi delapan langkah yaitu, penentuan fungsi objektif, penentuan variabel ekonomi, penentuan laju produksi, analisis derajat kebebasan, perancangan *regulatory control*, integrasi proses, perancangan *supervisory control* dengan menggunakan *Model Predictive Control* (MPC) dan optimisasi. Hasil optimisasi perancangan PWC mampu memberikan perubahan *set point* akibat adanya *disturbance*, dimana untuk pengendali laju aliran massa *Lean Amine* didapatkan *set point* sebesar 47,363.7 kg/h dan *set point* pengendali laju aliran massa *Lean Triethylene Glycol* sebesar 7,560.61 kg/h. Hasil perancangan PWC dengan uji perubahan *feed* mampu menurunkan penggunaan energi sebesar 52366.00 kJ/h, meningkatkan profit sebesar 688.19 U\$ per hari serta menghasilkan respon sistem yang stabil, dibuktikan dengan *settling time*, *overshoot* serta eror *steady state* serta nilai *Integral Absolute Error* (IAE) yang menurun dibandingkan dengan pengendalian PID saja sebelum dilakukan perancangan PWC. Nilai IAE untuk respon pengendali laju aliran massa *Lean Amine* menurun sebesar 63,662 sedangkan untuk pengendali laju aliran massa *Lean Triethylene Glycol* menurun sebesar 25,928.

Kata Kunci: *Gas Processing, Model Predictive Control, Plantwide Control*

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

# **CONTROL DESIGN OPTIMIZATION OF GAS PROCESSING PLANT WITH PLANTWIDE CONTROL METHOD**

*Name* : Safira Firdaus Mujiyanti  
*NRP* : 02311850010007  
*Supervisor* : Totok Ruki Biyanto, Ph.D

## **ABSTRACT**

*The current use of hydrocarbon energy is still very dominant, where the most efficient hydrocarbon energy is natural gas. To use natural gas properly, it must be processed in a plant called Gas Processing Plant. The function of this plant is to remove the dangerous component like H<sub>2</sub>S, CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>O. This plant divided by two systems, namely Gas Sweetening System and Gas Dehydrating System. The presence of recycle material, integration of heat and among of natural gas production from well become the problems in this plant, so that the control design of this complex plant is needed to solve this problems. Control design with Plantwide Control (PWC) method of Gas Processing Plant expected to be able to solve this problem, Which will be evidenced by the analysis of the impact of energy, economics and the stability of plant. PWC method used develop from the Luyben and Skogestad's PWC theories, Which will be divided into eight steps, namely determine objective function, determine economical variabel, determine throughout manipulator, control degree of freedom analysis, regulatory control design, process integration, supervisory control design with Model Predictive Control (MPC) dan optimization. The result of control design optimization with PWC give the set point change because the disturbance, where for the mass flow rate of Lean Amine is 47,363.7 kg/h and for the mass flow rate of Lean Triethylene Glycol is 7,560.61 kg/h. In the other hand, this method can minimize the energy consumption until 52366.00 kJ/h, increase the profit until 688.19 U\$ per day and produces a stable system response, evidenced by settling time, overshoot, steady state errors and Integral Absolute Error (IAE) value in comparison with the PID control and feedforward control design.. The IAE value for Lean Amine mass flow controller response was decreased by 63.662 whereas for Lean Triethylene Glycol mass flow controllers decreased by 25.928.*

*Keywords: Gas Processing, Model Predictive Control, Plantwide Control*

*Halaman ini sengaja dikosongkan*



## KATA PENGANTAR

Alhamdulillahirobbilalamin. Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang senantiasa melimpahkan rahmat dan hidayah-Nya, serta shalawat dan salam kepada Nabi Muhammad SAW, sehingga penulis dapat menyelesaikan laporan tugas akhir dengan judul **OPTIMISASI PERANCANGAN KONTROL GAS PROCESSING PLANT MENGGUNAKAN METODE PLANTWIDE CONTROL**.

Pada kesempatan kali ini, penulis ingin mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada seluruh pihak yang telah membantu dalam menyelesaikan tesis ini. Ucapan terimakasih ini, khususnya diberikan kepada:

1. Bapak Dr. Suyanto S.T., M.T. selaku Kepala Departemen Teknik Fisika yang telah memberikan ilmu, bimbingan, serta fasilitas selama menempuh pendidikan di Teknik Fisika.
2. Bapak Totok Ruki Biyanto, Ph.D. selaku Dosen Pembimbing dan Kepala Laboratorium Rekayasa Instrumentasi dan Kontrol yang telah memberikan ilmu, petunjuk, nasihat, serta inspirasi yang dapat menjadi bekal dalam perjalanan hidup kedepannya.
3. Bapak Dr. Imam Abadi, S.T, M.T. selaku dosen wali penulis sekaligus penguji sidang tesis bersama bapak Dr. Ali Musyafa' S.T., M.T. yang telah membimbing dengan sabar dan perhatian selama perkuliahan.
4. Kedua orang tua serta keluarga atas segala kasih sayang dan doa serta dukungan moril dan materiil yang telah diberikan.
5. Izef Aulia Kurniawan yang telah banyak memberikan bantuan dan motivasi untuk menyelesaikan studi S2 hingga akhir dan banyak yang tidak bisa disampaikan
6. Seluruh teman satu angkatan pascasarjana Teknik Fisika ITS yang di dalamnya juga terdapat beberapa teman-teman F-49 yang telah menemani dan memberikan kesan dan kenangan selama menempuh pendidikan.
7. Teman-teman seperjuangan bimbingan tesis khususnya Wilda, Luluk, Mbak Niza, Mbak Widya, Mbak Fafa, Mas Bachtiar, Mas Kholid maupun yang sedang berjuang tesis khususnya Mas Roy, Deni, Munir Fahmi yang telah banyak membantu dan memberikan semangat.

8. Seluruh warga HMTF baik senior maupun junior yang telah banyak membantu dan memberikan semangat serta pelajaran selama kegiatan di kampus ini.
9. Seluruh dosen, karyawan dan civitas akademik Teknik Fisika FTI-ITS, terimakasih atas segala bantuan dan kerjasamanya.
10. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu, terimakasih atas bantuannya.

Penulis sadar bahwa penulisan laporan tesis ini tidaklah sempurna, oleh karena itu penulis ingin mengucapkan permintaan maaf atas kekeliruan apabila ditemukan dikemudian hari. Namun semoga laporan ini dapat memberikan kontribusi yang berarti dan menambah wawasan yang bermanfaat bagi pembaca, keluarga besar Teknik Fisika khususnya, dan civitas akademik ITS pada umumnya. Selain itu juga semoga dapat bermanfaat sebagai referensi pengerjaan penelitian bagi mahasiswa yang lain.

Surabaya, 15 Januari 2020

## DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL .....	i
LEMBAR PENGESAHAN .....	iii
ABSTRAK.....	v
<i>ABSTRACT</i> .....	vii
KATA PENGANTAR .....	ix
DAFTAR ISI.....	xi
DAFTAR GAMBAR.....	xivi
DAFTAR TABEL.....	xix
DAFTAR NOTASI.....	xxi
DAFTAR SINGKATAN .....	xxiii
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Perumusan Masalah .....	4
1.3 Tujuan Penelitian .....	5
1.4 Lingkup Kajian.....	5
1.5 Manfaat .....	5
BAB II TINJAUAN PUSTAKA .....	7
2.1 <i>Contactor</i> dan <i>Regenerator</i> .....	7
2.2 <i>Gas Processing Plant</i> .....	9
2.3 <i>Model Predictive Control</i> (MPC).....	12
2.4 <i>Degrees of Freedom</i> (DOF) .....	13
2.5 <i>First Order Plus Death Time</i> (FOPDT).....	15
2.6 Pengendali <i>Feedforward</i> .....	16
2.7 Kontrol PID.....	18

2.8	Analisis Performansi Pengendali .....	19
2.9	Plantwide Control (PWC) .....	21
BAB III METODOLOGI .....		25
3.1	Studi Literatur .....	26
3.2	Pengumpulan Data Proses <i>Gas Processing Plant</i> .....	26
3.2.1.	<i>Gas Sweetening System</i> pada Kondisi Desain.....	26
3.2.2.	<i>Gas Dehydrating System</i> pada Kondisi Desain.....	27
3.3	Pemodelan Proses Statis Menggunakan <i>Software HYSYS</i> .....	28
3.4	Validasi Pemodelan Proses Statis .....	28
3.5	Perancangan Proses Dinamis <i>Gas Processing Plant</i> .....	28
3.6	Optimisasi Perancangan Kontrol dengan metode <i>Plantwide Control</i> .....	29
3.5.1	Penentuan Fungsi Objektif .....	29
3.5.2	Penentuan Variabel Ekonomi.....	31
3.5.3	Penentuan Laju Produksi.....	31
3.5.4	Analisis CDOF .....	32
3.5.5	Perancangan <i>Regulatory Control</i> .....	32
3.5.6	Integrasi Proses .....	32
3.5.7	Perancangan <i>Supervisory Control</i> .....	32
3.5.8	Optimisasi.....	33
3.7	Optimisasi Perancangan Kontrol dengan Metode <i>Feedforward</i> .....	33
3.8	Pengujian Performansi Sistem oleh <i>Disturbance</i> .....	33
BAB IV ANALISIS HASIL DAN PEMBAHASAN.....		35
4.1	Pemodelan Proses Statis Menggunakan <i>Software HYSYS</i> .....	35
4.2	Validasi Pemodelan Proses .....	39
4.2.1	Validasi Pemodelan <i>Gas Sweetening System</i> .....	39
4.2.2	Validasi Pemodelan <i>Gas Dehydrating System</i> .....	42

4.3	Hasil Perhitungan CDOF .....	45
4.4	Hasil Perancangan <i>Regulatory Control</i> pada <i>Gas Processing Plant</i> .....	46
4.5	Hasil Pemodelan FOPDT .....	65
4.6	Hasil Validasi Pemodelan FOPDT.....	70
4.7	Hasil Optimisasi Perancangan Pengendali <i>Feedforward</i> .....	77
4.8	Hasil Perancangan <i>Supervisory Control</i> .....	81
4.9	Hasil Optimisasi .....	86
4.10	Hasil Analisis Pengujian Performansi Sistem.....	88
4.10.1	Hasil Analisis Pengujian Performansi Sistem dengan <i>Disturbance</i> 5% .	88
4.10.2	Hasil Analisis Pengujian Performansi Sistem dengan <i>Disturbance</i> 10%	92
4.11	Hasil Analisis Komposisi Produk Gas .....	96
4.12	Hasil Analisis Penggunaan Energi .....	97
4.13	Hasil Analisis Ekonomi.....	98
BAB V PENUTUP .....		101
5.1	Kesimpulan .....	101
DAFTAR PUSTAKA .....		103
LAMPIRAN.....		107
BIODATA PENULIS .....		117

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 2. 1 <i>Absorber</i> (Seader & Henley, 2006) .....	8
Gambar 2. 2 <i>PFD Gas Sweetening System</i> (Bahadori, 2014) .....	10
Gambar 2. 3 <i>PFD Gas Dehydrating System</i> (Bahadori, 2014) .....	12
Gambar 2. 4 Ilustrasi sistem kerja MPC (Mahindrakar & Hahn, 2016) .....	13
Gambar 2. 5 Grafik respon sistem (Marlin, 2001) .....	15
Gambar 2. 6 Diagram Blok Pengendalian (Marlin, 2001) .....	18
Gambar 2. 7 Respon pengendali (Marlin, 2001) .....	19
Gambar 2. 8 Ilustrasi IAE (Marlin, 2001) .....	20
Gambar 3. 1 Diagram alir penelitian .....	25
Gambar 3. 2 Diagram Alir Perancangan PWC .....	29
Gambar 4. 1 <i>Gas Sweetening System</i> pada kondisi statis .....	35
Gambar 4. 2 <i>Gas Dehydrating System</i> pada kondisi statis .....	37
Gambar 4. 3 P&ID <i>Amine Contactor Inlet KO Drum</i> .....	47
Gambar 4. 4 P&ID <i>Amine Contactor</i> .....	48
Gambar 4. 5 P&ID <i>Amine Overhead Gas KO Drum</i> .....	49
Gambar 4. 6 P&ID <i>Amine Flash Drum</i> .....	49
Gambar 4. 7 P&ID <i>Amine Regenerator</i> .....	50
Gambar 4. 8 P&ID <i>Lean Amine Air Cooler</i> .....	51
Gambar 4. 9 P&ID <i>Amine Surge Vessel</i> .....	52
Gambar 4. 10 P&ID pada <i>TEG Contactor</i> .....	53
Gambar 4. 11 P&ID <i>TEG Overhead Gas KO Drum</i> .....	53
Gambar 4. 12 P&ID <i>TEG Flash Drum</i> .....	54
Gambar 4. 13 P&ID <i>TEG Regenerator</i> .....	55
Gambar 4. 14 P&ID <i>TEG Cooler</i> .....	56
Gambar 4. 15 P&ID <i>TEG Surge Vessel</i> .....	56
Gambar 4. 16 Hasil perancangan kontrol PID pada <i>Gas Processing Plant</i> .....	57
Gambar 4. 17 Ilustrasi Perancangan Kontrol PID pada <i>Gas Processing Plant</i> .....	58
Gambar 4. 18 Diagram Blok Pengendalian Laju Aliran Massa <i>Feed</i> .....	59
Gambar 4. 19 Hasil uji <i>set point</i> naik 5% pada <i>FIC feed</i> .....	59
Gambar 4. 20 Uji <i>set point</i> turun 5% pada <i>FIC feed</i> .....	60

Gambar 4. 21 Diagram Blok Pengendalian Laju Aliran Massa <i>Lean Amine</i> .....	61
Gambar 4. 22 Uji <i>Set Point</i> Naik 5% pada FIC <i>Lean Amine</i> .....	62
Gambar 4. 23 Uji <i>Set Point</i> Turun 5% pada FIC <i>Lean Amine</i> .....	63
Gambar 4. 24 Diagram Blok Pengendalian Laju Aliran Massa <i>Lean TEG</i> .....	63
Gambar 4. 25 Uji <i>Set Point</i> Naik 5% pada FIC <i>Lean TEG</i> .....	64
Gambar 4. 26 Uji <i>Set Point</i> Turun 5% pada FIC <i>Lean TEG</i> .....	65
Gambar 4. 27 Respon <i>open loop</i> pada laju aliran massa <i>Lean Amine</i> .....	66
Gambar 4. 28 Respon <i>Open Loop</i> pada FIC <i>Lean TEG</i> .....	67
Gambar 4. 29 Respon <i>Open Loop</i> Gangguan terhadap <i>Lean Amine</i> .....	68
Gambar 4. 30 Respon <i>Open Loop</i> Gangguan terhadap <i>Lean TEG</i> .....	69
Gambar 4. 31 Validasi Pemodelan FOPDT Laju Aliran Massa <i>Lean Amine</i> .....	70
Gambar 4. 32 Validasi Pemodelan FOPDT Laju Aliran Massa <i>Lean TEG</i> .....	71
Gambar 4. 33 Validasi Pemodelan FOPDT <i>Disturbance Lean Amine</i> .....	72
Gambar 4. 34 Validasi Pemodelan FOPDT <i>Disturbance Lean TEG</i> .....	72
Gambar 4. 35 Grafik Optimisasi Pemodelan FOPDT Laju Aliran Massa <i>Lean Amine</i> .....	73
Gambar 4. 36 Grafik Optimisasi Pemodelan FOPDT Laju Aliran Massa <i>Lean TEG</i>	74
Gambar 4. 37 Grafik Optimisasi Pemodelan FOPDT <i>Disturbance Lean Amine</i> .....	75
Gambar 4. 38 Grafik hasil optimisasi pemodelan FOPDT <i>Disturbance Lean TEG</i> ..	75
Gambar 4. 39 Perancangan Pengendali <i>Feedforward</i> pada <i>Gas Processing Plant</i> ....	77
Gambar 4. 40. Diagram Blok <i>Feedforward</i> Laju Aliran Massa <i>Lean Amine</i> .....	78
Gambar 4. 41 Diagram Blok <i>Feedforward</i> Laju Aliran Massa <i>Lean TEG</i> .....	79
Gambar 4. 42 Perancangan pengendali <i>feedforward</i> .....	80
Gambar 4. 43 Perancangan <i>Supervisory Control</i> pada <i>Gas Processing Plant</i> .....	82
Gambar 4. 44 Diagram Blok MPC Laju Aliran Massa <i>Lean Amine</i> .....	82
Gambar 4. 45 Diagram Blok MPC Laju Aliran Massa <i>Lean TEG</i> .....	83
Gambar 4. 46 Perancangan MPC sebagai <i>supervisory control</i> .....	84
Gambar 4. 47 MPC pada <i>Amine Regenerator</i> .....	84
Gambar 4. 48 MPC pada <i>TEG Regenerator</i> .....	85
Gambar 4. 49 Optimisasi <i>set point</i> laju aliran massa <i>Lean Amine</i> .....	87
Gambar 4. 50 Optimisasi <i>set point</i> laju aliran massa <i>Lean TEG</i> .....	87



Gambar 4. 51 Hasil perbandingan respon laju aliran massa <i>Lean Amine</i> dengan <i>disturbance</i> 5% .....	89
Gambar 4. 52 Hasil perbandingan respon laju aliran massa <i>Lean TEG</i> dengan <i>disturbance</i> 10% .....	91
Gambar 4. 53 Hasil perbandingan respon laju aliran massa <i>Lean Amine</i> dengan <i>disturbance</i> 10% .....	93
Gambar 4. 54 Hasil perbandingan respon laju aliran massa <i>Lean TEG</i> dengan <i>disturbance</i> 10% .....	94

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## DAFTAR TABEL

Tabel 3. 1 Properti pada <i>Amine Contactor</i> .....	26
Tabel 3. 2 Properti pada <i>Amine Regenerator</i> .....	27
Tabel 3. 3 Properti pada <i>TEG Contactor</i> .....	27
Tabel 3. 4 Properti pada <i>TEG Regenerator</i> .....	27
Tabel 4. 1 Validasi proses pada <i>Amine Contactor</i> .....	39
Tabel 4. 2 Validasi proses pada <i>Amine Regenerator</i> .....	41
Tabel 4. 3 Validasi proses pada <i>TEG Contactor</i> .....	42
Tabel 4. 4 Validasi proses pada <i>TEG Regenerator</i> .....	44
Tabel 4. 5 Nilai CDOF pada <i>Gas Sweetening System</i> .....	45
Tabel 4. 6 Nilai CDOF pada <i>Gas Dehydrating System</i> .....	46
Tabel 4. 7 Variabel FOPDT untuk Laju Aliran Massa <i>Lean Amine</i> .....	67
Tabel 4. 8 Variabel FOPDT untuk Laju Aliran Massa <i>Lean TEG</i> .....	67
Tabel 4. 9 Variabel FOPDT untuk Laju Aliran Massa <i>Lean Amine</i> .....	68
Tabel 4. 10 Variabel FOPDT untuk Laju Aliran Massa <i>Lean Amine</i> .....	69
Tabel 4. 11 Hasil optimisasi pemodelan FOPDT .....	76
Tabel 4. 12 Pemodelan pengendali <i>feedforward</i> .....	80
Tabel 4. 13 Gain MPC .....	83
Tabel 4. 14 Komposisi <i>Amine</i> Sebelum dan Sesudah Perancangan PWC.....	85
Tabel 4. 15 Komposisi <i>TEG</i> Sebelum dan Sesudah Perancangan PWC .....	86
Tabel 4. 16 Karakteristik Respon Optimisasi <i>Set Point</i> .....	88
Tabel 4. 17 Karakteristik respon <i>Lean Amine</i> dengan disturbance 5% .....	90
Tabel 4. 18 Karakteristik respon <i>Lean TEG</i> dengan disturbance 5%.....	92
Tabel 4. 19 Karakteristik respon <i>Lean Amine</i> dengan disturbance 10% .....	93
Tabel 4. 20 Karakteristik respon <i>Lean TEG</i> dengan disturbance 10% .....	95
Tabel 4. 21 Perbandingan Komposisi Gas Sebelum dan Sesudah Perancangan PWC.....	96
Tabel 4. 22 Penggunaan Energi pada <i>Gas Processing Plant</i> .....	97
Tabel 4. 23 Variabel Ekonomi pada <i>Gas Processing Plant</i> .....	99
Tabel 4. 24 Perhitungan Profit pada <i>Gas Processing Plant</i> .....	99

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## DAFTAR NOTASI

$G_i$	: Laju aliran gas masuk
$L_i$	: Laju aliran cairan masuk
$G_o$	: Laju aliran gas keluar
$L_o$	: Laju aliran cairan keluar
$X_{Gi}$	: Fraksi laju aliran gas masuk
$X_{Li}$	: Fraksi laju aliran cairan masuk
$X_{Go}$	: Fraksi laju aliran gas keluar
$X_{Lo}$	: Fraksi laju aliran cairan keluar
$N_{streams}$	: Jumlah <i>stream</i> yang ada pada proses
$N_{restraining}$	: Jumlah <i>stream</i> proses yang tidak dapat dimanipulasi
$N_{redundant}$	: Jumlah <i>stream</i> proses yang tidak butuh untuk dikontrol
$\sum v$	: Jumlah variabel
$\sum ie$	: Jumlah persamaan independent
$K$	: <i>Gain</i>
$\tau$	: <i>Time Constant</i>
$\theta$	: <i>Dead Time</i>
$t_{63\%}$	: Waktu yang dibutuhkan ketika variabel proses mencapai 63% dari nilai akhir
$t_{28\%}$	: Waktu yang dibutuhkan ketika variabel proses mencapai 28% dari nilai akhir
$\Delta$	: Perubahan <i>Process Variable</i>
$\delta$	: Perubahan <i>Manipulated Variable</i>
$G_{ff}(s)$	: Pemodelan <i>feedforward</i>
$G_d(s)$	: Pemodelan <i>disturbance</i>
$G_p(s)$	: Pemodelan <i>plant</i>
$K_{ff} = -\frac{K_d}{K_p}$	: <i>Feedforward controller gain</i>
$\theta_{ff} = \theta_d - \theta_p$	: <i>Feedforward controller dead time</i>
$T_{ld} = \tau_p$	: <i>Feedforward controller lead time</i>
$T_{lg} = \tau_d$	: <i>Feedforward controller lag time</i>

$t_s$	: <i>Settling time</i>
$M_p$	: <i>Maximum overshoot</i>
$E_{ss}$	: <i>Error steady state</i>
$P_h$	: <i>Power pompa (kW)</i>
$Q$	: <i>Laju aliran volume fluida (m<sup>3</sup>/h)</i>
$\rho$	: <i>massa jenis fluida (kg/m<sup>3</sup>)</i>
$h$	: <i>head pump (m)</i>
$Q$	: <i>Energi panas (kJ/h)</i>
$m$	: <i>massa (kg)</i>
$c$	: <i>kalor jenis (kJ/(kg.h.°T))</i>
$\Delta T$	: <i>Perubahan suhu (°T)</i>
$e$	: <i>Error</i>
$u$	: <i>Sinyal Kontrol</i>

## DAFTAR SINGKATAN

CDOF	: <i>Control Degree of Freedom</i>
CO <sub>2</sub>	: <i>Karbon Dioksida</i>
CV	: <i>Controlled Variable</i>
DEA	: <i>Diethanolamine</i>
DIPA	: <i>Diisopropanolamine</i>
DOF	: <i>Degree of Freedom</i>
FF	: <i>Feedforward</i>
FIC	: <i>Flow Indicator Controller</i>
FOPDT	: <i>First Order Plus Death Time</i>
H <sub>2</sub> O	: <i>Hidrogen Dioksida</i>
H <sub>2</sub> S	: <i>Hidrogen Sulfida</i>
IAE	: <i>Integral Absolute Error</i>
LIC	: <i>Level Indicator Controller</i>
MAE	: <i>Mean Absolute Error</i>
MDEA	: <i>Methyldiethanolamine</i>
MEA	: <i>Monoethanolamine</i>
MIMO	: <i>Multi Input Multi Output</i>
MMBTU	: <i>Million British</i>
MMSCFD	: <i>Million Standart Cubic Feet per Day</i>
MPC	: <i>Model Predictive Control</i>
MV	: <i>Manipulated Variable</i>
PFD	: <i>Process Flow Diagram</i>
PIC	: <i>Pressure Indicator Controller</i>
PID	: <i>Proportional Integral Derivative</i>
PV	: <i>Process Variable</i>
PWC	: <i>Plantwide Control</i>
P&ID	: <i>Piping &amp; Instrumentation Diagram</i>
RMSE	: <i>Root Mean Square Error</i>
RTO	: <i>Real Time Optimizer</i>
SISO	: <i>Single Input Single Output</i>
SIMO	: <i>Single Input Multi Output</i>

SP : *Set Point*  
TEA : *Triethanolamine*  
TEG : *Triethylene Glycol*  
TIC : *Temperature Indicator Controller*  
TPM : *Throughput Manipulator*



# BAB I PENDAHULUAN

## 1.1 Latar Belakang

Sumber energi terbesar dalam memenuhi kebutuhan energi diduduki oleh hidrokarbon, dimana jenisnya antara lain batu bara, minyak dan gas alam. Ditinjau dari penggunaannya, gas alam merupakan energi yang paling efisien dibandingkan minyak atau batu bara (Qyyum, Chaniago, Ali, Qadeer, & Lee, 2019). Untuk menjaga efisiensi gas alam dalam penggunaannya, tentu saja terdapat syarat yang harus dipenuhi yaitu gas alam harus bersih dari kandungan-kandungan yang berbahaya. Gas alam yang berasal dari sumur produksi masih mengandung hidrogen sulfida ( $H_2S$ ), karbon dioksida ( $CO_2$ ) dan air ( $H_2O$ ). Terdapat batas maksimum standar untuk kandungan-kandungan tersebut ketiga bercampur dengan gas alam, yaitu untuk  $CO_2$  sebesar 4 % vol (ISO 67974-5:2014) , untuk  $H_2S$  sebesar 7 ppm (ISO 6326-5:1989), sedangkan untuk batas kandungan air adalah  $10 \text{ mg/m}^3$  (ISO 11541:1997).  $H_2S$  merupakan zat yang berbahaya dan bersifat korosif.  $CO_2$  merupakan zat yang sulit untuk dibakar, sehingga keberadaan  $CO_2$  pada gas alam dapat menurunkan kualitas bahan bakar.  $H_2O$  yang terkandung dalam gas juga dapat mengalami kondensasi pada pipa yang dapat menyebabkan erosi dan korosi (Ghayyem, Izadmehr, & Tavakoli, 2014). Gas yang mengandung kandungan tersebut dapat menyebabkan penggumpalan dan penyumbatan pada pipa (Ghavipour dkk 2013). Kondisi ini dapat berakibat fatal karena termasuk dalam kondisi yang tidak aman, dimana hal terburuk yang dapat terjadi adalah dapat menghentikan proses produksi gas alam. Hal tersebut merupakan hal yang dihindari dalam proses industri, sehingga diperlukan suatu *plant* untuk memproses pengolahan gas atau yang biasa dikenal dengan *Gas Processing Plant*. Proses pada *plant* ini dibagi menjadi 2 unit, yaitu yang pertama untuk memisahkan kandungan  $H_2S$  dan  $CO_2$  serta yang kedua untuk memisahkan kandungan  $H_2O$ .

Proses untuk melakukan pemurnian gas biasa dikenal dengan istilah *gas purification* untuk mengolah *sour gas* menjadi *sweet gas*. Proses ini bertujuan untuk menghilangkan kandungan  $H_2S$  dan  $CO_2$  pada gas alam. Terdapat beberapa cara untuk melakukan pengolahan gas, cara yang paling efektif adalah dengan bantuan bahan

kimia (Samanta & Bandyopadhyay, 2006). Bahan kimia yang paling sering digunakan adalah *alkanolamines* (Ivanov dkk, 2017). *Plant* yang digunakan untuk menghilangkan kandungan H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> dari gas alam disebut *Gas Sweetening System*. *Plant* ini secara umum terdiri dari *contactor* dan *regenerator*. Dimana *contactor* berfungsi untuk menghilangkan kandungan H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> pada gas dengan bantuan *amine* (Kvamsdal & Hillestad, 2012), sedangkan *regenerator* berfungsi untuk meregenerasi *amine* agar dapat digunakan kembali. Penelitian untuk mengoptimalkan fungsi *plant* ini pernah dilakukan dengan mengusulkan pemodelan matematis desain peralatan untuk proses pemisahan gas alam yang bersih dari kandungan H<sub>2</sub>S and CO<sub>2</sub> (Nejad dkk, 2016).

Cara yang digunakan untuk melakukan pengeringan gas antara lain dengan cara absorpsi dan adsorpsi. Metode absorpsi merupakan metode pengeringan gas dengan menggunakan *liquid*, sedangkan adsorpsi menggunakan *solid*. Dalam penerapannya, metode absorpsi adalah yang paling sering digunakan, dimana *liquid* yang digunakan untuk mengikat gas adalah *glycol* dan yang paling sering digunakan *triethylene glycol* (TEG) (Paymoonni dkk, 2011). Proses pengeringan gas harus berjalan secara optimal agar gas dapat digunakan untuk proses selanjutnya (Chukwuma & Jacob, 2014). *Plant* ini dikenal dengan *Gas Dehydrating System*. Sistem kerja *plant* ini hampir sama dengan sistem kerja *Gas Sweetening System* yaitu terdiri dari *contactor* dan *regenerator*. Penelitian mengenai *contactor* pernah dilakukan untuk mengoptimalkan proses pengikatan kandungan berbahaya dari gas dengan cara mengusulkan pemodelan desain *contactor* (Ghiasi dkk, 2015). Penelitian mengenai *regenerator* juga pernah dilakukan agar regenerasi *liquid* pengikat dapat maksimal dengan cara mengusulkan desain *regenerator* (Affandy dkk, 2017).

Penelitian yang telah dilakukan menunjukkan bahwa *Gas Processing Plant* yang terdiri dari *Gas Sweetening System* dan *Gas Dehydrating System* merupakan *plant* yang memiliki peranan penting dalam proses pengolahan gas sebelum gas ini dipisahkan sesuai dengan produk yang akan dihasilkan. Selain memiliki peranan yang penting, *plant* ini juga sangat kompleks karena beberapa alasan. Pertama karena prosesnya yang melibatkan banyak unit operasi yang saling berintegrasi, termasuk adanya integrasi panas untuk melakukan pemisahan-pemisahan komposisi seperti yang telah disebutkan. Kedua karena komposisi kimia yang terdapat di dalam proses

ini sangatlah banyak. Komposisi tersebut dikarenakan *input* gas berasal dari sumur produksi yang tentunya terdiri dari berbagai jenis kandungan. Ketiga karena produksi gas dari sumur yang jumlahnya selalu berubah terhadap waktu, sehingga menjadi gangguan pada *plant* ini (Minh, 2010).

Lebih kompleks daripada itu, permasalahan pada *plant* ini juga disebabkan oleh adanya *amine* dan TEG yang digunakan secara berulang-ulang sehingga menyebabkan kualitas dan kuantitas *amine* dan TEG akan menurun seiring berjalannya waktu. Penurunan kualitas dan kuantitas pada *amine* dan TEG tersebut menyebabkan efek bola salju, dimana efek bola salju ini terjadi karena adanya ketidakseimbangan massa yang kembali pada *contactor* untuk mengikat komposisi pada gas. Efek bola salju ini menjadi permasalahan yang cukup rumit pada suatu *plant*, seperti dijelaskan pada penelitian sebelumnya (Dimian dkk, 2004). Sehingga efek bola salju menjadi permasalahan pertama pada *Gas Processing Plant*. Permasalahan kedua yang dihadapi adalah mengenai tingginya penggunaan energi pada *plant* ini. Energi yang tinggi akan menyebabkan biaya operasional yang tinggi (Moioli dkk, 2016). Analisis dari segi ekonomi ini sudah pernah dilakukan oleh Jasmin Kemper untuk *Gas Sweetening System* (Kemper dkk, 2014) dan oleh Mihaela Niagu pada *Gas Dehydrating System* (Neagu & Cursaru, 2017). Hasilnya memang menunjukkan biaya operasional yang dibutuhkan sangat tinggi untuk *plant* ini. Sehingga Cristina Botero melakukan desain *plant* kembali untuk mengoptimalkan biaya operasional dari *plant* ini (Botero dkk., 2009). Namun sayangnya desain yang dirancang hanya dalam kondisi *steady state*, padahal dalam kenyataannya keadaan *plant* akan terus berubah terhadap waktu. Penelitian ini juga belum bisa menjawab permasalahan penurunan kualitas *liquid* yang digunakan secara terus menerus. Hal ini menunjukkan desain *steady state* masih belum cukup, sehingga diperlukan desain sampai ke tahap pengendali (Madady, 2012). Metode perancangan desain pengendali dalam skala yang luas dikenal dengan istilah metode *Plantwide Control* (PWC) yang terakhir dikenalkan oleh Skogestad dan teruji mampu mengendalikan berbagai jenis *plant* yang kompleks (le Roux dkk, 2016).

PWC merupakan metode mengenai sistem pengendalian *plant* secara keseluruhan. Metode ini menjelaskan bagaimana cara menentukan posisi sensor dan aktuator serta bagaimana cara menggabungkan keduanya secara tepat. Di dalam prosedur PWC terdapat dua lapisan pengendali yaitu *regulatory control* dan

*supervisory control*. Prosedur desain PWC saat ini sudah banyak diaplikasikan di dunia industri, antara lain seperti pada *Tennessee Eastman Process* (Setiawan dkk, 2010), pada *Thermal Power Plant* (Hao & Gu, 2011) dan pada *Crude Distillation Unit* (Wu & Hsieh, 2017). Sedangkan untuk proses *Gas Processing Plant*, desain pengendali pernah dilakukan oleh Yu-Jeng Lin hanya pada bagian *Gas Sweetening Systems* dengan memberikan *set point* pengendali temperatur yang optimum untuk meminimalisir penggunaan energi (Lin dkk, 2011). Namun desain pengendali yang dilakukan belum sampai tahap *supervisory control*, yang salah satu jenisnya bisa menggunakan *Model Predictive Control* (MPC). Padahal disebutkan dalam penelitian Mahindrakar bahwa desain pengendali dengan MPC mampu membuat hasil respon *plant* yang lebih stabil dan biaya yang dikeluarkan lebih ekonomis (Mahindrakar & Hahn, 2016). Namun penelitian mengenai MPC ini juga belum disempurnakan sampai ke tahapan optimisasi. Sehingga penelitian ini akan menyempurnakan perancangan kontrol pada *Gas Processing Plant* dengan menggunakan metode PWC yang didalamnya dirancang *regulatory control* dan *supervisory control* sampai ke tahap optimisasi.

Dari tinjauan pustaka di atas serta permasalahan yang telah dipaparkan, maka penelitian ini bertujuan untuk mengoptimisasi perancangan kontrol *Gas Processing Plant* dengan metode PWC serta menganalisis dampak kestabilan *plant*, penggunaan energi serta ekonomi dengan perbandingan kondisi desain kontrol keadaan *existing* serta dengan optimisasi perancangan kontrol menggunakan metode *feedforward*.

## 1.2 Perumusan Masalah

Perumusan masalah pada penelitian ini adalah sebagai berikut:

1. Bagaimana hasil optimisasi perancangan kontrol *Gas Processing Plant* menggunakan metode perancangan *Plantwide Control*?
2. Bagaimana hasil kestabilan *plant* setelah dilakukan optimisasi perancangan kontrol *Gas Processing Plant* menggunakan metode *Plantwide Control*?
3. Bagaimana perbandingan dampak penggunaan energi sebelum dan sesudah optimisasi perancangan kontrol *Gas Processing Plant* menggunakan metode *Plantwide Control*?

4. Bagaimana perbandingan dampak ekonomi sebelum dan sesudah optimisasi perancangan kontrol *Gas Processing Plant* menggunakan metode *Plantwide Control*?

### 1.3 Tujuan Penelitian

Tujuan dari penelitian ini adalah sebagai berikut:

1. Untuk mendapatkan hasil optimisasi perancangan kontrol *Gas Processing Plant* menggunakan metode perancangan *Plantwide Control*.
2. Untuk menganalisis kestabilan *plant* setelah dilakukan optimisasi perancangan kontrol *Gas Processing Plant* menggunakan metode *Plantwide Control*.
3. Untuk menganalisis dampak penggunaan energi sebelum dan sesudah perancangan kontrol *Gas Processing Plant* menggunakan metode *Plantwide Control*.
4. Untuk menganalisis dampak ekonomi sebelum dan sesudah perancangan kontrol *Gas Processing Plant* menggunakan metode *Plantwide Control*.

### 1.4 Lingkup Kajian

Batasan masalah pada penelitian ini adalah sebagai berikut.

1. *Gas Processing Plant* merupakan *plant* pengolahan gas yang terdiri dari *Gas Sweetening System* dan *Gas Dehydrating System*
2. Metode desain kontrol *Plantwide Control* (PWC) menggabungkan metode perancangan PWC milik Luyben dan Skogestad
3. *Regulatory Control* yang digunakan adalah Kontrol PID, sedangkan *Supervisory Control* yang digunakan adalah MPC
4. Pebandingan struktur kontrol yang digunakan adalah kontrol PID dan pengendali *feedforward* yang telah dioptimisasi

### 1.5 Manfaat

Perancangan desain kontrol menggunakan metode *Plantwide Control* (PWC) ini dapat memberikan rekomendasi bagi industri pengolahan gas pada saat hendak

melakukan perancangan kontrol baru maupun untuk memperbaiki desain setelah melakukan evaluasi desain. Selain itu, metode PWC juga dapat diterapkan bagi industri-industri yang telah menggunakan teknologi kontrol otomatis. Kemudian, bagi dunia penelitian, metode PWC yang merupakan pengembangan metode gabungan dari metode Luyben dan Skogestad merupakan usulan metode baru yang lebih efektif dibandingkan dengan metode yang ada sebelumnya.

## BAB II TINJAUAN PUSTAKA

### 2.1 *Contactor dan Regenerator*

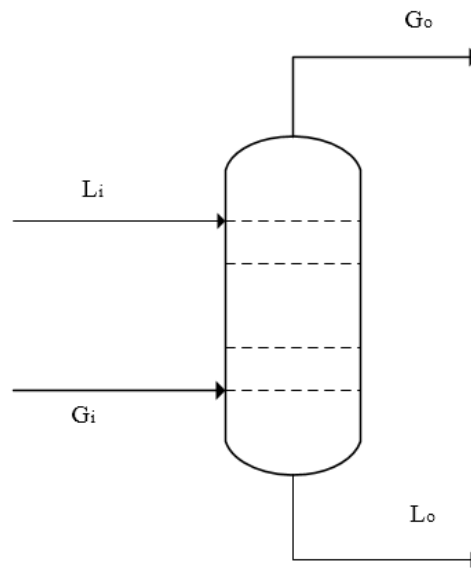
*Contactor* atau yang dikenal dengan istilah umum *absorber* merupakan salah satu unit yang terdapat pada proses *Gas Processing Plant*. *Absorber* pada *plant* ini terdiri dari dua unit yaitu untuk *Gas Sweetening System* dan *Gas Dehydrating System*. Penelitian untuk *absorber* ini telah banyak dilakukan. Penelitian yang terbaru yaitu memilih parameter dalam pemodelan CO<sub>2</sub> *absorber* yang tepat agar proses analisis perhitungan pada simulasi bisa mendekati proses pada *plant* yang sesungguhnya (Kvamsdal & Hillestad, 2012). Penelitian mengenai TEG *absorber* juga pernah dilakukan, dimana penelitian tersebut berhasil mengusulkan metode yang sederhana untuk melakukan perhitungan model TEG *absorber* (Bahadori & Vuthaluru, 2009).

*Absorber* merupakan suatu unit operasi dalam industri minyak dan gas yang berfungsi untuk melakukan proses absorpsi atau penyerapan. Nama lain *absorber* dalam industri minyak dan gas adalah *scrubber* yang memiliki fungsi yang sama. Penyerapan yang dimaksud adalah memisahkan komponen tertentu pada gas menggunakan cairan yang juga dimasukkan dalam *absorber*. Komponen yang dipisahkan dari gas disebut zat terlarut. Proses pemisahan ini pada umumnya memisahkan kotoran, polutan, ataupun komponen beracun dari gas yang tidak diinginkan pada prosesnya (Seader & Henley, 2006).

Sistem kerja *absorber* adalah gas masuk (*gas in*) melalui *inlet* bagian bawah sedangkan cairan atau yang biasa dikenal dengan *solvent* masuk (*liquid in*) melalui *inlet* bagian atas. Kemudian akan terjadi kontak antara gas dan cairan, sehingga komponen yang ingin dipisahkan dari gas akan terikat pada *solvent* dan dibawa keluar melalui *outlet* bagian bawah (*liquid out*). Komponen tersebut dapat terikat oleh cairan karena adanya reaksi kimia di dalamnya. Reaksi kimia yang terjadi berdasarkan jenis proses pada *plant* tersebut. Sedangkan gas yang telah bersih akan menuju ke *outlet* bagian atas (*gas out*). Proses ini terjadi berdasarkan prinsip massa jenis. Bahwa gas yang memiliki massa jenis lebih ringan akan menuju bagian atas, sedangkan cairan yang memiliki massa jenis yang lebih berat akan menuju ke bawah. Pada *absorber*

juga terdiri dari beberapa *tray* di dalamnya. Dimana pada setiap *tray* akan terjadi kontak antara gas dan cairan,

Dalam *absorber*, akan terjadi hukum kesetimbangan massa. dimana massa gas dan cairan yang masuk akan sama dengan massa gas dan cairan yang keluar. Dengan demikian, kesetimbangan massa pada *absorber* dapat dituliskan pada suatu persamaan kesetimbangan massa. Untuk memahami proses yang terjadi pada *absorber* beserta persamaan kesetimbangan massa yang terjadi dalamnya, maka akan dijelaskan pada Gambar 2.1 berikut.



**Gambar 2. 1** *Absorber* (Seader & Henley, 2006)

Persamaan kesetimbangan massa komponen pada *absorber* dituliskan pada Persamaan (2.1-2.2).

$$G_i + L_i = G_o + L_o \quad (2.1)$$

$$G_i \cdot X_{G_i} + L_i \cdot X_{L_i} = G_o \cdot X_{G_o} + L_o \cdot X_{L_o} \quad (2.2)$$

dimana:

$G_i$  : Laju aliran gas masuk

$L_i$  : Laju aliran cairan masuk

$G_o$  : Laju aliran gas keluar

$L_o$  : Laju aliran cairan keluar

$X_{G_i}$  : Fraksi laju aliran gas masuk



$X_{Li}$  : Fraksi laju aliran cairan masuk

$X_{Go}$  : Fraksi laju aliran gas keluar

$X_{Lo}$  : Fraksi laju aliran cairan keluar

*Regenerator* yang digunakan pada *plant* ini adalah termasuk unit operasi kolom distilasi yang di dalamnya tersusun dari beberapa *tray*. Peranan *regenerator* ini juga sangat penting karena apabila proses regenerasi tidak berjalan optimal maka proses pengikatan gas-gas berbahaya dari gas juga tidak akan berjalan optimal. Sehingga berbagai penelitian juga dilakukan untuk mengoptimalkan kerja *regenerator*. Penelitian yang pernah dilakukan adalah meningkatkan efisiensi pemisahan TEG dengan air pada *regenerator* (Mostafazadeh dkk, 2009). Penelitian yang lain dengan mengestimasi jumlah *tray* pada *regenerator* (Jaćimović dkk, 2011). Jumlah *tray* ini sangat berpengaruh pada efisiensi proses pada *regenerator*. Penelitian selanjutnya adalah dengan mengoptimisasi desain *steady state* pada *regenerator*. Penelitian ini mengusulkan desain kolom distilasi dengan menggunakan *structure packed column* yang terbukti lebih optimal dari segi ekonomi (Affandy dkk., 2017).

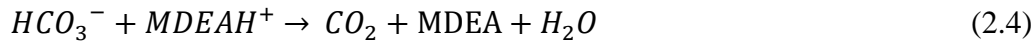
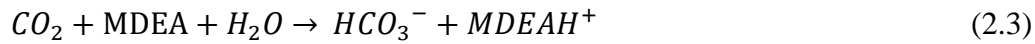
## 2.2 Gas Processing Plant

Gas alam yang diambil dari dalam sumur masih mengandung hidrogen sulfida ( $H_2S$ ) karbon dioksida ( $CO_2$ ) dan uap air ( $H_2O$ ). Kandungan tersebut merupakan kandungan yang berbahaya, sehingga diperlukan adanya *plant* yang berfungsi untuk mengolah gas tersebut yang dinamakan *Gas Processing Plant*. *Plant* dibagi menjadi dua unit yaitu *Gas Sweetening System* yang berfungsi untuk menghilangkan  $H_2S$  dan  $CO_2$  sehingga *sour gas* akan keluar menjadi *sweet gas* serta *Gas Dehydrating System* yang berfungsi untuk menghilangkan  $H_2O$  pada *wet gas* sehingga keluar menjadi *dry gas*.

Gambar 2.2 merupakan PFD (*Process Flow Diagram*) dari *Gas Sweetening System*. *Plant* ini berfungsi untuk mengolah *sour gas* yang masih terdiri dari  $H_2S$  dan  $CO_2$  menjadi *sweet gas*. Terdapat beberapa cara untuk melakukan pemurnian gas. Metode yang paling sering digunakan adalah dengan cara absorpsi. Metode absorpsi merupakan metode yang memisahkan  $H_2S$  dan  $CO_2$  dari gas menggunakan *liquid* atau

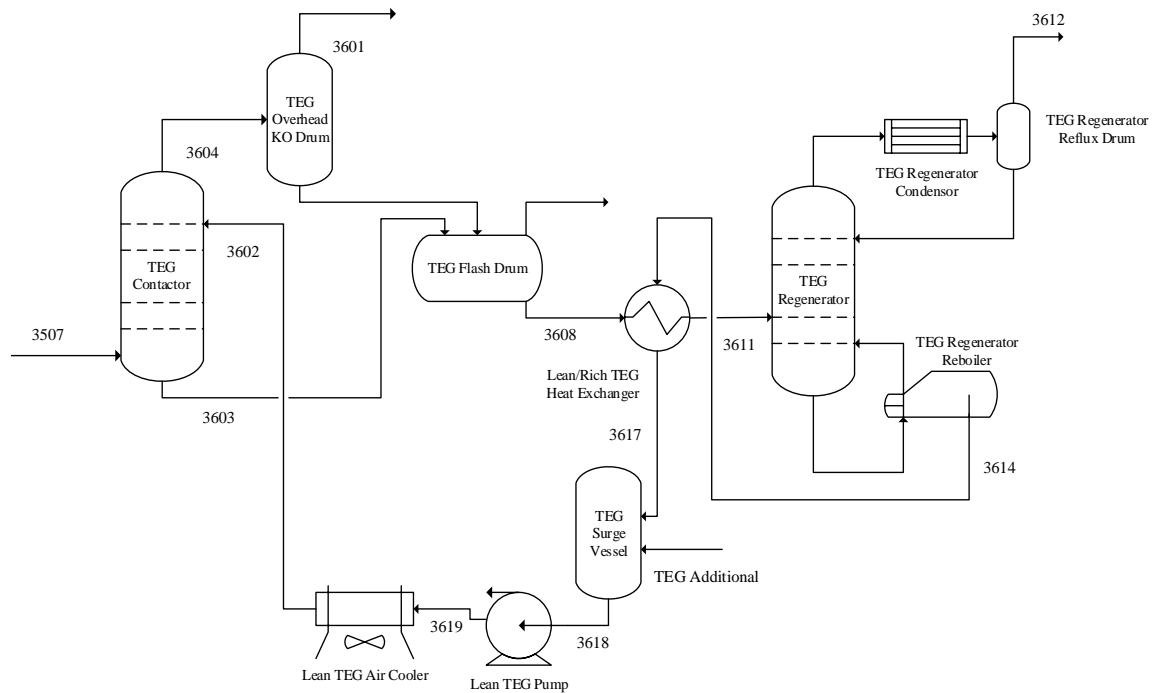


kimia. Reaksi kimia yang terjadi pada *plant* ini adalah sebagai berikut (Moioli dkk, 2016).



*Gas Dehydration Unit* merupakan suatu *plant* yang berfungsi untuk mengikat uap air pada gas alam agar *menjadi dry gas*. Terdapat beberapa metode untuk mengikat uap air pada gas alam, antara lain dengan metode absorpsi dan adsorpsi. Metode absorpsi akan mengikat uap air pada gas dengan *liquid*, sedangkan adsorpsi akan mengikat uap air dengan bantuan *solid*. Pada metode absorpsi, *liquid* yang sering digunakan adalah *glycol*. Dimana terdapat beberapa jenis *glycol* yang digunakan antara lain: *monoethylene glycol*, *diethylene glycol*, *triethylene glycol* dan *tetraethylene glycol*. Namun dari keempat jenis tersebut yang sering digunakan untuk mengikat uap air pada gas adalah *triethylene glycol* (TEG) (Paymoon dkk, 2011). Proses pemisahan uap air dari gas yang digunakan pada penelitian ini juga menggunakan TEG. Proses yang terjadi di dalamnya setipe dengan proses pada *Gas Sweetening System*. Proses pengeringan gas menggunakan TEG secara umum terdiri dari dua unit yang utama yaitu *contactor* dan *regeneration*. Proses yang terjadi adalah *wet gas* akan masuk pada *contactor* melalui *inlet* bagian bawah kolom dan akan keluar menjadi *dry gas* pada *outlet* bagian atas kolom. Sedangkan untuk mengikat air yang terkandung pada gas, maka *lean* TEG akan masuk pada kolom melalui *inlet* bagian atas. *Lean* TEG akan mengikat air yang terdapat pada gas, kemudian akan keluar menjadi *rich* TEG melalui *outlet* bagian bawah kolom. *Rich* TEG kemudian menuju *regenerator* untuk diproses agar bisa kembali menjadi *lean* TEG. Komponen-komponen pada TEG *dehydration unit* yang utama adalah TEG *contactor* dan TEG *regenerator*. TEG *contactor* atau yang biasa dikenal sebagai *absorber* berfungsi sebagai unit yang dapat memisahkan uap air dari gas dengan bantuan TEG. *Wet gas* akan masuk ke TEG *contactor* melalui *inlet* bagian bawah. TEG *contactor* akan menghilangkan uap airnya sehingga keluar menjadi *dry gas* melalui *outlet* bagian atas. *Lean* TEG akan masuk melalui *top inlet* dan akan mengikat uap air pada gas kemudian keluar menjadi *rich* TEG. Batas uap air yang diperbolehkan pada *dry gas* adalah 10 lb/MMscfd. Sedangkan TEG *regenerator*

berbentuk kolom distilasi yang berfungsi untuk meregenerasi *rich* TEG yang berisi banyak kandungan air menjadi *lean* TEG untuk dikembalikan lagi ke dalam TEG *contactor* (Mokhatab dkk, 2015). Gambar 2.3 merupakan PFD (*Process Flow Diagram*) dari *Gas Dehydrating System*.



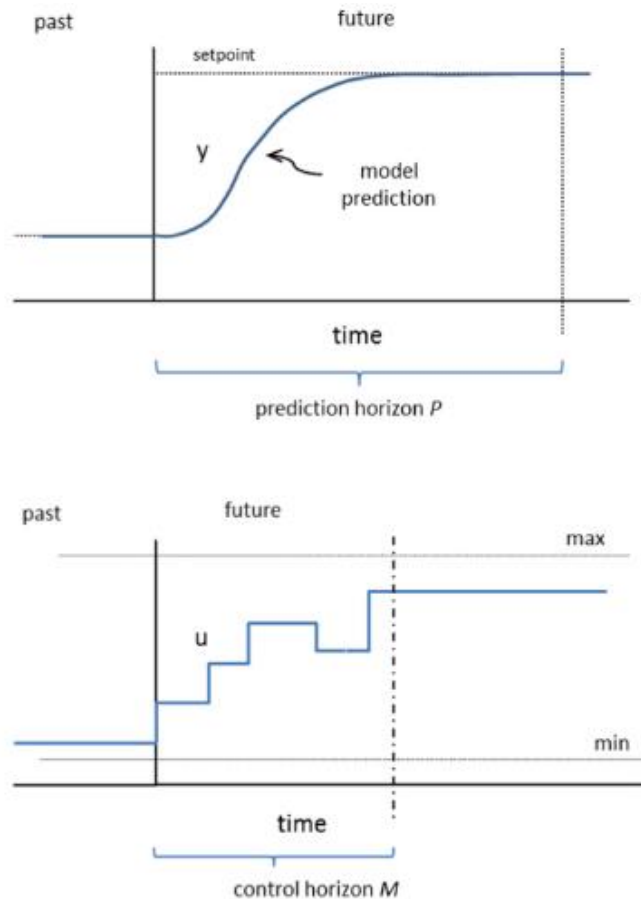
**Gambar 2. 3** PFD *Gas Dehydrating System* (Bahadori, 2014)

### 2.3 Model Predictive Control (MPC)

Penelitian mengenai MPC telah dilakukan oleh Mahindrakar yang diterapkan pada *reactive distillation column*. Mahindrakar menerapkan beberapa struktur kontrol pada plant tersebut. Struktur kontrol yang diterapkan adalah pengendali PI, pengendali  $PI+feedforward$ , MPC SISO dan MIMO. Hasil yang didapatkan adalah pengendali MPC mampu memberikan respon *plant* yang *stabil* dan nilai ekonomis yang lebih baik dibandingkan pengendali yang lain (Mahindrakar & Hahn, 2016).

Pada umumnya, konsep pengendali MPC adalah mampu memprediksi karakteristik *plant* di masa mendatang dengan mempelajari hasil respon *plant* yang terjadi di masa lampau. Sehingga pengendali ini cocok untuk diterapkan pada *plant* yang memiliki gangguan selama prosesnya. Tidak hanya itu, MPC juga mampu

diterapkan pada *plant* yang memiliki banyak interaksi variabel di dalamnya dengan ciri khas *multi input multi output* (MIMO). Ilustrasi sistem kerja MPC dijelaskan pada Gambar 2.4 sebagai berikut.



**Gambar 2. 4** Ilustrasi sistem kerja MPC (Mahindrakar & Hahn, 2016)

## 2.4 *Degrees of Freedom (DOF)*

Safari dan Eslamloueyan telah mengembangkan penelitian terkait dengan persamaan *control degrees of freedom* (CDOF). CDOF digunakan dalam mendesain struktur kontrol. Persamaan yang diusulkan berhasil diterapkan baik pada unit yang sederhana seperti pada *distillation coloumn* hingga proses yang kompleks seperti *vinyl acetate process* (Safari & Eslamloueyan, 2017). Usulan ini mengembangkan dari penelitian milik Konda dimana pada pengertiannya, CDOF merupakan jumlah maksimum dari variabel yang dapat dimanipulasi untuk mendesain struktur kontrol.

Persamaan CDOF yang dikembangkan dituliskan pada Persamaan (2.5) sebagai berikut (Konda dkk, 2006).

$$CDOF = N_{streams} - \sum_1^{all\ the\ units} (N_{restraining}) - N_{redundant} \quad (2.5)$$

dimana:

$N_{streams}$  : Jumlah *stream* yang ada pada proses

$N_{restraining}$  : Jumlah *stream* proses yang tidak dapat dimanipulasi

$N_{redundant}$  : Jumlah *stream* proses yang tidak butuh untuk dikontrol

CDOF merupakan pengembangan dari *degrees of freedom* (DOF). Pada prinsipnya, semua sistem yang ada dapat dipresentasikan melalui persamaan matematika yang terdiri dari variabel DOF atau derajat kebebasan pada suatu sistem merupakan representasi dari variabel pada sistem tersebut, dimana hasilnya harus spesifik sebelum variabel yang tersisa dapat dihitung. Persamaan DOF diberikan pada Persamaan (2.6)

$$DOF = \sum v - \sum ie \quad (2.6)$$

dimana:

$\sum v$  : Jumlah variabel

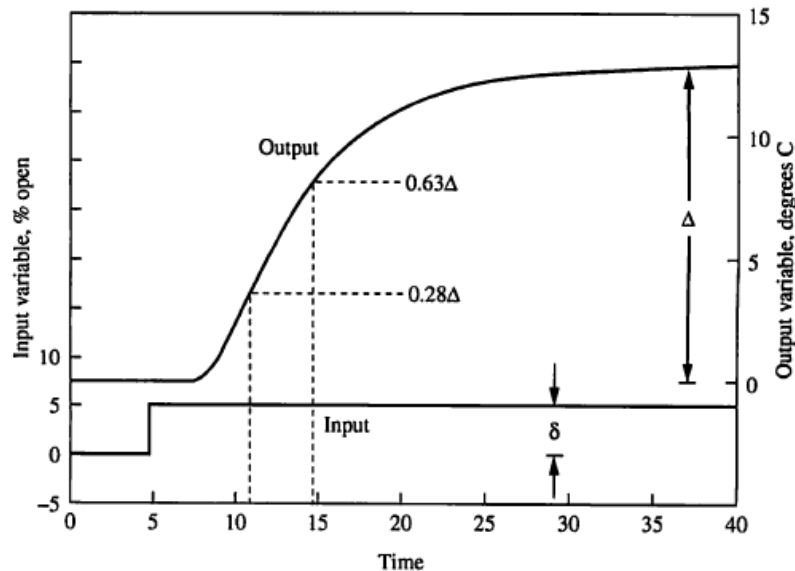
$\sum ie$  : Jumlah persamaan independent

Suatu pemodelan dapat dijalankan apabila jumlah DOF adalah nol. Apabila DOF bernilai lebih dari nol maka terdapat lebih banyak variabel yang tidak diketahui daripada persamaan yang independen. Terdapat banyak penyelesaian untuk kasus ini, salah satunya dengan melakukan optimasi pada performansi sistem. Namun apabila jumlah DOF kurang dari nol, maka lebih banyak persamaan independen dibandingkan jumlah variabel. Pada kasus ini, pemodelan tidak akan dapat diselesaikan (Rangaiah & Kariwala, 2012). Karena apabila jumlah persamaan independent lebih banyak dari variabel maka dapat diartikan bahwa akan banyak didapatkan beberapa nilai variabel,

padahal hal ini tidak akan mungkin dapat terjadi karena seharusnya hanya ada satu nilai pada satu variabel, sehingga tidak akan dapat diselesaikan.

## 2.5 First Order Plus Death Time (FOPDT)

FOPDT merupakan salah satu langkah dalam mengidentifikasi sistem dinamik. Penelitian mengenai FOPDT pernah dilakukan dengan tujuan menghasilkan kestabilan respon pada *plant* (Madady, 2012). Sistem dinamik dari proses industri dapat dimodelkan dengan fungsi transfer FOPDT (*first order plus death time*). FOPDT didapatkan dari melakukan uji *open loop* sehingga akan didapatkan grafik respon orde satu pada Gambar 2.5 sebagai berikut.



**Gambar 2. 5** Grafik respon sistem (Marlin, 2001)

Grafik respon pada Gambar 2.5 menunjukkan proses yang terjadi pada *input* dan *output*. Dari grafik respon sistem tersebut, maka akan didapatkan fungsi transfer FOPDT pada persamaan (2.7) sebagai berikut (Marlin, 2001):

$$G(s) = \frac{Ke^{-\theta s}}{\tau s + 1} \quad (2.7)$$

dimana:

$K$  : Gain

$\tau$  : *Time Constant*  
 $\theta$  : *Dead Time*

K merupakan *gain* sistem yang diperoleh dari perbandingan perubahan proses variabel yang diukur dan sinyal *output* dari *controller* dengan rumus matematis pada Persamaan (2.8) (Marlin, 2001).

$$K = \frac{\Delta}{\delta} = \frac{\text{Perubahan Process Variable}}{\text{Perubahan Manipulated Variable}} \quad (2.8)$$

Untuk  $\tau$  (*time constant*) didapatkan dari Persamaan (2.9) sebagai berikut (Marlin, 2001).

$$\tau = 1,5 (t_{63\%} - t_{28\%}) \quad (2.9)$$

dimana:

$t_{63\%}$  : Waktu yang dibutuhkan ketika variabel proses mencapai 63% dari nilai akhir

$t_{28\%}$  : Waktu yang dibutuhkan ketika variabel proses mencapai 28% dari nilai akhir

Sedangkan  $\theta$  (*dead time*) adalah perbedaan waktu dari respon *output controller* pada saat sinyal *step* diberikan hingga respon proses mulai bergerak atau bisa dituliskan pada Persamaan (2.10) berikut (Marlin, 2001).

$$\theta = t_{63\%} - \tau \quad (2.10)$$

Dengan menggunakan persamaan tersebut yang didapatkan dari grafik respon sistem, maka akan didapatkan fungsi transfer FOPDT sebagai pemodelan dari *plant*. Pada penelitian ini menggunakan persamaan FOPDT sebagai pemodelan dari *Gas Processing Plant*.

## 2.6 Pengendali *Feedforward*

Pengendali *feedforward* merupakan pengendali yang dapat memberikan informasi mengenai adanya gangguan kepada kontrol PID. Pengendali ini dapat



memberikan peringatan lebih dahulu atas adanya indikasi gangguan yang akan terjadi, sehingga pengendali *feedforward* akan memberikan sinyal kepada aktuator agar dapat menyesuaikan terhadap gangguan (Marlin, 2001). Agar dapat mengindikasikan adanya gangguan yang akan terjadi, maka pada perancangan pengendali *feedforward* harus mempertimbangkan karakteristik *plant*, beserta dampak adanya gangguan terhadap *plant* tersebut. Untuk itu, diberikan pemodelan untuk pengendali *feedforward* pada Persamaan (2.11) sebagai berikut (Marlin, 2001).

$$G_{ff}(s) = -\frac{G_d(s)}{G_p(s)} \quad (2.11)$$

dimana:

$G_{ff}(s)$  : Pemodelan *feedforward*

$G_d(s)$  : Pemodelan *disturbance*

$G_p(s)$  : Pemodelan *plant*

Untuk mendapatkan pemodelan *disturbance* dan pemodelan *plant*, jika digunakan persamaan FOPDT maka akan mendapatkan Persamaan (2.12-2.13) sebagai berikut (Marlin, 2001).

$$G_p(s) = \frac{K_p \cdot e^{-\theta_p s}}{\tau_p s + 1} \quad (2.12)$$

$$G_d(s) = \frac{K_d \cdot e^{-\theta_d s}}{\tau_d s + 1} \quad (2.13)$$

Persamaan di atas menunjukkan pemodelan *plant* dan *disturbance* yang secara umum menggunakan pemodelan FOPDT yang didapatkan dengan uji *open loop* yang telah dijelaskan pada bagian 2.5. Jika persamaan (2.12-2.13) disubstitusikan pada persamaan (2.11), maka akan didapatkan Persamaan (2.14) yang merupakan pemodelan *feedforward* (Marlin, 2001).

$$G_{ff}(s) = -\frac{G_d(s)}{G_p(s)} = K_{ff} \left( \frac{T_{ld}s + 1}{T_{lg}s + 1} \right) e^{-\theta_{ff}s} \quad (2.14)$$

dimana:

$$K_{ff} = -\frac{K_d}{K_p} : \text{Feedforward controller gain}$$

$$\theta_{ff} = \theta_d - \theta_p : \text{Feedforward controller dead time}$$

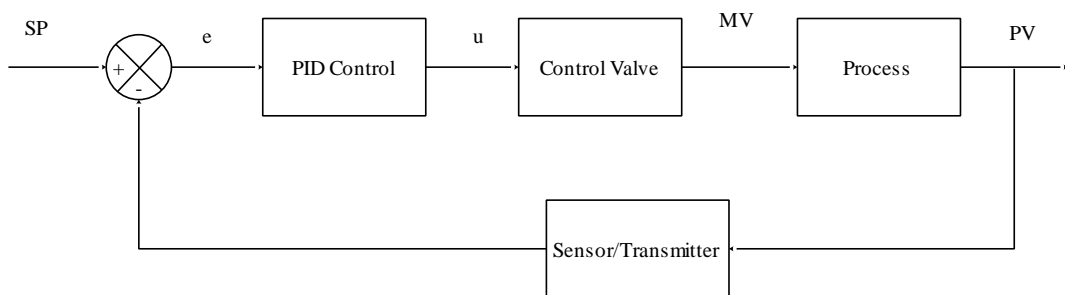
$$T_{ld} = \tau_p : \text{Feedforward controller lead time}$$

$$T_{lg} = \tau_d : \text{Feedforward controller lag time}$$

Pada penelitian ini, selain menggunakan pengendali PID sebagai pengendali variabel-variabel proses yang terdapat pada *Gas Processing Plant*, juga digunakan pengendali *feedforward* pada dua lokasi, yaitu pada pengendalian laju aliran massa *lean amine* dan pada laju aliran massa *lean TEG*.

## 2.7 Kontrol PID

Kontrol PID (*Proportional Integral Derivative*) merupakan salah satu pengendali proses yang sering digunakan dalam industri (Åström & Hägglund, 2004). Kontrol PID mampu mengendalikan satu variabel proses, sehingga kerja dari kontrol PID ini adalah SISO (*Single Input Single Output*). Karena kontrol PID hanya mampu mengendalikan satu variabel proses, maka sistem kerja kontrol PID ini dapat dinyatakan dalam suatu diagram blok pengendalian tertutup. Diagram blok pengendalian tertutup ini dapat dinyatakan dalam Gambar 2.6 berikut ini.



**Gambar 2. 6** Diagram Blok Pengendalian (Marlin, 2001)

Dalam mengendalikan satu variabel, maka proses pertama adalah menentukan SP (*Set Point*) sebagai nilai yang dikehendaki. Kemudian *sensor* dan *transmitter* akan mengukur PV (*Process Variable*) sebagai nilai variabel proses yang sedang

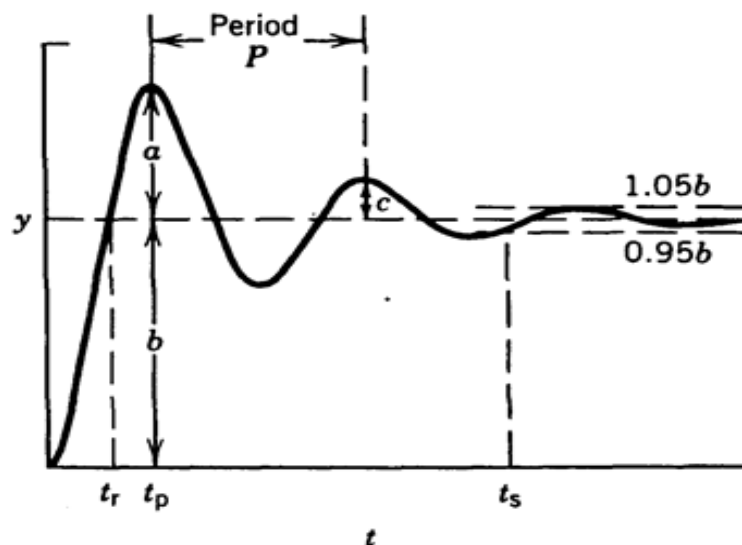
berlangsung. Perbedaan antara SP dan PV menghasilkan nilai eror. Nilai eror ini akan menjadi masukan bagi kontrol PID. Algoritma proses pada kontrol PID ditunjukkan pada Persamaan (2.15) sebagai berikut (Marlin, 2001).

$$G_c(s) = K_c \left( 1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s \right) \quad (2.15)$$

Keluaran dari kontrol PID adalah MV (*Manipulated Variable*) yaitu variabel yang dimanipulasi agar nilai variabel proses dapat sesuai dengan SP. Dengan kata lain, kontrol PID akan memerintah *actuator* untuk bergerak sehingga nantinya akan mampu membuat proses berjalan sesuai yang diinginkan.

## 2.8 Analisis Performansi Pengendali

Analisis performansi pengendali merupakan analisis yang dapat dilakukan secara kuantitatif dan kualitatif pada hasil respon sistem dari pengendali. Analisis kuantitatif dapat dilakukan dengan minimal mencari tiga karakteristik antara lain *maximum overshoot*, *settling time* dan eror *steady state*. Sedangkan analisis kualitatif dengan mencari nilai *Integral Absolute Error* (IAE). Pada Gambar 2.7 ditunjukkan parameter-parameter yang digunakan dalam melakukan analisis performansi pengendali.



**Gambar 2.7** Respon pengendali (Marlin, 2001)

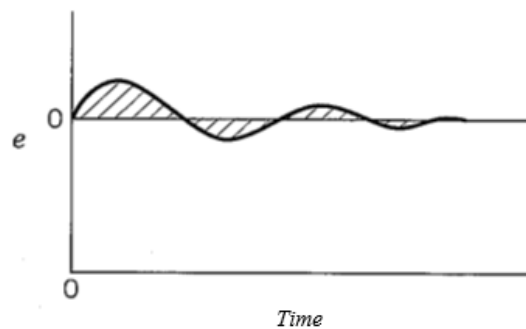
Berdasarkan Gambar 2.7 di atas, parameter yang dibutuhkan dalam melakukan analisa performansi pengendali antara lain (Ogata, 1972).

- a. Nilai *settling time* ( $t_s$ ), waktu saat *output* proses mencapai lebar pita  $\pm 5\%$  dari perubahan total *output* proses.
- b. *Maximum overshoot* ( $M_p$ ), dengan perhitungan nilai menggunakan Persamaan (2.16) sebagai berikut.

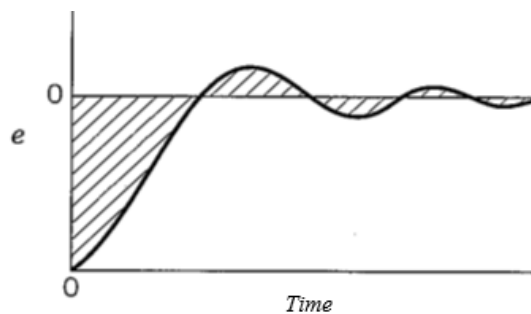
$$M_p = \frac{a}{b} \times 100\% \quad (2.16)$$

- c. Eror *steady state* ( $E_{ss}$ ), dengan mengitung selisih *output* dengan *set point* pada saat keadaan *steady state* atau tunak.
- d. Nilai IAE adalah penjumlahan nilai *absolute error* dari *output* proses, nilai IAE diinterpretasikan pada area yang diarsir seperti pada Gambar 2.8. Nilai IAE dihitung seperti pada persamaan (2.17) berikut.

$$IAE = \int_0^{\infty} |e(t)| dt \quad (2.17)$$



(a) Uji *Disturbance*



(b) Uji *Set Point*

**Gambar 2. 8** Ilustrasi IAE (Marlin, 2001)

Ilustrasi perhitungan IAE akan ditunjukkan pada Gambar 2.8, dimana terdapat dua ilustrasi. Ilustrasi pertama pada Gambar 2.8 (a) menunjukkan nilai *output* akibat adanya *disturbance* sehingga nilai *output* mengalami pergerakan hanya di daerah *set point*, sedangkan ilustrasi kedua pada Gambar 2.8 (b) menggambarkan nilai *output* akibat adanya perubahan *set point* sehingga grafik menunjukkan kenaikan nilai *output* mengikuti nilai *set point* yang baru. Dengan demikian, berikut Gambar 2.8 yang menunjukkan ilustrasi IAE.

## 2.9 Plantwide Control (PWC)

PWC merupakan suatu metode pengendalian *plant* secara luas. Metode ini membahas mengenai bagaimana meletakkan sensor dan aktuator serta cara menggabungkannya dengan tepat. Sehingga metode ini akan melibatkan satu atau beberapa strategi kontrol baik pada sistem tunggal hingga sistem yang kompleks, dimana sistem tersebut saling berhubungan. Hal itu bertujuan untuk mengendalikan *plant* agar tetap pada kondisi yang diinginkan. Namun tidak semua sistem perlu menggunakan metode PWC. Terdapat beberapa kondisi pada *plant* yang membuat *plant* tersebut membutuhkan metode desain PWC, diantara adanya efek bola salju pada *plant*, atau bisa dikatakan dengan adanya *material recycle*, adanya integrasi panas dan beberapa komponen kimia yang beragam. Jika suatu *plant* memenuhi tiga kondisi tersebut, maka *plant* tersebut membutuhkan metode desain PWC.

Tujuan dari metode PWC ini adalah untuk menghasilkan pengendalian *plant* yang efektif dan efisien, mencapai kondisi operasi yang stabil dan aman, mampu mempertahankan kualitas produk yang dihasilkan, tetap stabil dari adanya gangguan yang terjadi pada *plant*, mampu beroperasi secara otomatis dengan tetap memenuhi batasan-batasan lingkungan agar tetap terjaga dari kandungan berbahaya, serta mampu beroperasi secara optimal sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

Karena banyaknya tujuan yang dapat dicapai dengan menggunakan metode PWC, saat ini banyak para ahli yang sedang mengembangkan konsep PWC, antara lain yang paling populer adalah Luyben dan Skogestad. Prosedur PWC karya Luyben hadir terlebih dahulu dengan membaginya menjadi sembilan langkah. Akan tetapi terdapat kekurangan pada metode ini yaitu belum terdapat pertimbangan ekonomi pada langkah-langkahnya. Sehingga prosedur PWC karya Skogestad hadir untuk

menyempurnakannya. Skogestad membaginya menjadi dua langkah utama yaitu *top-down* dan *bottom-up*. Adapun langkah-langkahnya akan dijelaskan sebagai berikut.

Prosedur PWC karya Luyben terdiri atas sembilan langkah. Berikut adalah langkah-langkah penerapan PWC karya Luyben (Luyben dkk, 1999).

1. Menentukan desain kondisi *steady state* dan kontrol dinamik untuk fungsi objektif untuk proses.
2. Menentukan derajat kebebasan atau *degrees of freedom* (DOF)
3. Menentukan manajemen energi pada sistem, memastikan tidak ada energi yang dibuang.
4. Menentukan jumlah produksi yang akan dilakukan.
5. Memilih pengendalian kualitas dan batas-batas keselamatan dan operasional
6. Memilih struktur pengendalian yang sifatnya *inventory*.
7. Memeriksa kesetimbangan komponen.
8. Memilih struktur kontrol pengendalian pada setiap *loop*.
9. Memilih struktur optimisasi atau tingkatkan keterkendalian

Berikut adalah prosedur PWC karya Skogestad. Dimana, langkah–langkah penerapannya terbagi menjadi dua bagian utama yaitu *top-down* dan *bottom-up*. *Top-down* adalah metode yang digunakan untuk mengoptimasi proses demi tujuan meningkatkan profit atau menurunkan *cost*. Sedangkan *bottom-up* adalah metode untuk mempertahankan stabilitas dari sistem.

Dalam pemilihan variabel optimasi pada PWC, terdapat dua jenis variabel yakni variabel primer dan sekunder. Variabel primer adalah variabel yang berkaitan langsung pada sisi ekonomi pada sistem. Sedangkan variabel sekunder adalah variabel yang mudah diukur dan sensitivitasnya tinggi sehingga dapat menghasilkan respon yang cepat. Skogestad memulai penelitiannya dengan mendefinisikan bahwa PWC mencakup desain *plant* mulai dari tujuan *plant* secara umum hingga sampai lapisan *regulatory control* (Larsson & Skogestad, 2000). Kemudian mulai mengusulkan metodenya pada tahun 2002 (Skogestad, 2002). Mengaplikasikannya pada *reactor-separator-recycle process* (Minasidis & Johannes, 2013) serta pada *grinding mills circuit* (le Roux et al., 2016). Berikut metode PWC yang diusulkan oleh Skogestad.

### Analisa *Top-Down*

1. Menentukan tujuan operasional berupa fungsi biaya dan batasan–batasannya.
2. Menentukan derajat kebebasan (DOF), gangguan yang mungkin terjadi dan lakukan optimasi pada operasi dengan derajat kebebasan yang ada serta dengan mempertimbangan gangguan yang telah ditentukan.
3. Mengidentifikasi variabel proses yang akan dijadikan sebagai objek pengukuran, lalu dari variabel proses tersebut dipilih variabel kendali utama (*controlled variable 1* atau CV1) guna meminimalisir kerugian proses ditinjau dari segi ekonomi.
4. Menentukan lokasi *Throughput Manipulator* (TPM) yang menjadi pengatur besar laju produk per satuan waktu.

### Analisa *Bottom-up*

1. Memilih struktur pada tingkat pengendalian *regulatory* dengan menentukan variabel kendali kedua (*Controlled Variable 2* atau CV2) yang fokus pada stabilisasi proses dan juga pemilihan pasangan variabel proses – variabel manipulasi.
2. Memilih struktur pada tingkat pengawasan atau *supervisory* dengan mempertimbangkan pasangan variabel proses, variabel manipulasi dan juga penentuan pengendali, apakah dengan menggunakan struktur pengendali yang terdesentralisasi atau pengendali multi-variabel.
3. Memilih struktur pada tingkat optimisasi yang berfungsi untuk menentukan *set point* optimum pada proses.

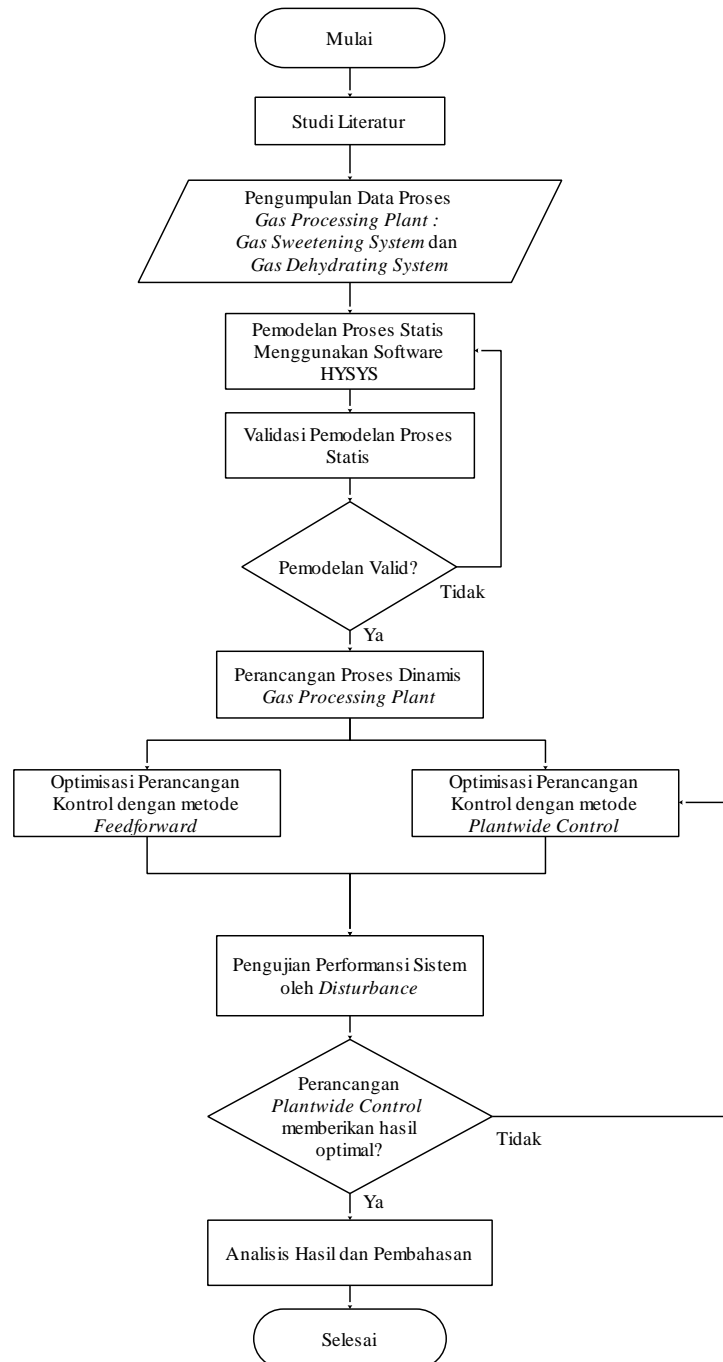
Prosedur desain PWC saat ini sudah banyak diaplikasikan di dunia industri, antara lain seperti pada *Tennessee Eastman Process* (Setiawan et al., 2010), pada *Thermal Power Plant* (Hao & Gu, 2011) dan pada *Crude Distillation Unit* (Wu & Hsieh, 2017).

*Halaman ini sengaja dikosongkan*



### BAB III METODOLOGI

Prosedur penelitian berisi langkah-langkah yang akan dilakukan dalam melakukan penelitian yang dituangkan menjadi diagram alir penelitian seperti pada Gambar 3.1 sebagai berikut.



**Gambar 3. 1** Diagram alir penelitian

### 3.1 Studi Literatur

Studi literatur merupakan tahapan dasar untuk menuju ke tahapan selanjutnya dalam menyelesaikan penelitian. Literatur yang dapat digunakan antara lain buku, jurnal penelitian, artikel ilmiah dan laporan tesis maupun disertasi. Kegiatan yang dilakukan dalam studi literatur yaitu pengayaan materi yang berkaitan dengan metode *Plantwide Control* (PWC) dan proses yang terjadi pada *Gas Processing Plant*.

### 3.2 Pengumpulan Data Proses *Gas Processing Plant*

Tahap mengumpulkan data merupakan data yang langkah yang pertama dilakukan. Data yang diperlukan berupa dokumen *Process Flow Diagram* (PFD), *Piping and Instrumentation Diagram* (P&ID) serta *datasheet* peralatan seperti *contactor*, *regenerator*, *pump* dan *cooler* pada setiap unit yang terdapat pada *Gas Processing Plant* baik pada *Gas Sweetening System* serta *Gas Dehydrating System*. Data tersebut selanjutnya akan digunakan untuk memodelkan *plant* agar dapat mengetahui gambaran proses secara umum menggunakan *software* HYSYS.

#### 3.2.1. *Gas Sweetening System* pada Kondisi Desain

Dalam memodelkan proses pada *Gas Sweetening System* dibutuhkan data komposisi, kondisi serta peralatan pada *plant*. Data tersebut diperlukan untuk melakukan simulasi proses yang terjadi pada *plant*. Data yang disajikan adalah properti pada *Amine Contactor* dan *Amine Regenerator*. Data tersebut akan disajikan dalam Tabel 3.1-3.2 di bawah ini.

**Tabel 3. 1** Properti pada *Amine Contactor*

Properti	3501 ( <i>Sour Gas</i> )	3510 ( <i>Lean Amine</i> )	3511 ( <i>Rich Amine</i> )	3504 ( <i>Sweet Gas</i> )
<i>Temperature</i> (°C)	27.80	43.33	28.11	44.08
<i>Pressure</i> (bar_g)	45.80	46.00	46.31	45.66
<i>Mass Flow</i> (kg/h)	148815.50	47367.12	49627.68	148546.10

**Tabel 3. 2** Properti pada *Amine Regenerator*

<b>Properti</b>	<b>3514 (Feed)</b>	<b>3519 (Distilat Product)</b>	<b>3515 (Bottom Product)</b>
<i>Temperature</i> (°C)	93.54	48.89	118.54
<i>Pressure</i> (bar_g)	0.57	0.48	0.60
<i>Mass Flow</i> (kg/h)	49627.68	2503.14	47367.12

**3.2.2. Gas Dehydrating System pada Kondisi Desain**

Bagian ini akan menunjukkan data yang dibutuhkan dalam mendesain suatu proses. Seperti yang telah dijelaskan pada bagian sebelumnya pada bagian *Gas Sweetening System*, dalam memodelkan proses pada *Gas Dehydrating System* dibutuhkan data komposisi, kondisi serta peralatan pada *plant*. Data tersebut diperlukan untuk melakukan simulasi proses yang terjadi pada *plant*. Dengan demikian akan tergambarkan kesetimbangan massa dan energi pada proses. Data yang disajikan adalah properti pada *TEG Contactor* dan *TEG Regenerator* dengan variable *temperature*, *pressure* dan *mass flow*. Data tersebut akan disajikan dalam Tabel 3.3-3.4 di bawah ini.

**Tabel 3. 3** Properti pada *TEG Contactor*

<b>Properti</b>	<b>3507 (Wet Gas)</b>	<b>3604 (Dry Gas)</b>	<b>3602 (Lean TEG)</b>	<b>3603 (Rich TEG)</b>
<i>Temperature</i> (°C)	43.85	45.60	47.85	45.44
<i>Pressure</i> (bar_g)	45.16	44.26	44.26	45.16
<i>Mass Flow</i> (kg/h)	146550.00	145810.00	7560.00	7898.00

**Tabel 3. 4** Properti pada *TEG Regenerator*

<b>Properti</b>	<b>3611 (Feed)</b>	<b>3612 (Distilat Product)</b>	<b>3615 (Bottom Product)</b>
<i>Temperature</i> (°C)	165.00	102.00	204.40
<i>Pressure</i> (bar_g)	0.14	0.10	0.14
<i>Mass Flow</i> (kg/h)	7885.00	307.00	7558.00

### 3.3 Pemodelan Proses Statis Menggunakan *Software* HYSYS

Pemodelan proses statis merupakan penggambaran suatu proses dalam keadaan yang statis atau tetap. Penggambaran ini menunjukkan kesetimbangan massa dan energi pada suatu proses. Proses *Gas Processing Plant* dibuat menggunakan *software* HYSYS. Kondisi dimana telah terjadi kesetimbangan massa dan energi dalam *software* HYSYS disebut kondisi *convergent*. Kondisi *convergent* dalam *software* ini ditandai dengan warna biru tua pada setiap *stream*. Data mengenai *Gas Sweetening System* dan *Gas Dehydrating System* yang telah didapat dari langkah pertama selanjutnya akan disimulasikan atau dimodelkan pada *software* HYSYS. Simulasi atau pemodelan ini bertujuan untuk mengetahui gambaran proses yang terjadi pada *Gas Processing Plant*. Pemodelan tersebut dibuat dengan menggunakan proses kesetimbangan massa dan kesetimbangan energi yang telah ada pada *software* HYSYS.

### 3.4 Validasi Pemodelan Proses Statis

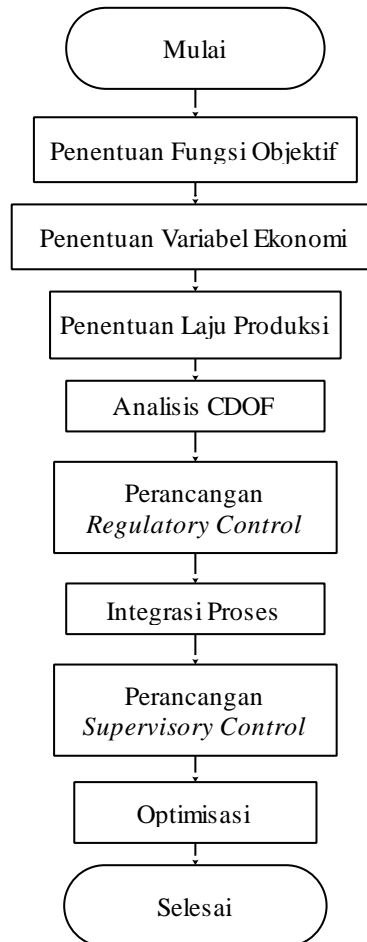
Pemodelan yang telah dibuat divalidasi dengan kondisi desain pada PFD. Hasil pemodelan yang dibandingkan dengan kondisi desain tersebut kemudian dihitung nilai erornya. Variabel yang akan divalidasi adalah *temperature*, *pressure* dan *mass flow*. Unit yang dilakukan validasi adalah pada *Contactor* dan *Regenerator* karena dua unit ini merupakan unit yang penting bagi proses, baik pada proses *Gas Sweetening System* maupun *Gas Dehydrating System*.

### 3.5 Perancangan Proses Dinamis *Gas Processing Plant*

Perancangan proses dinamis *Gas Processing Plant* dilakukan setelah melakukan validasi pemodelan proses statis. Pada pemodelan proses statis, *plant* dibuat dalam keadaan yang tetap dengan kondisi massa dan energi yang telah setimbang. Sedangkan dalam kondisi dinamis, *plant* disimulasikan dapat berubah seiring berjalannya waktu. Cara melakukan perancangan proses dinamis adalah dengan mengaktifkan *mode* dinamis yang terdapat dalam *software* HYSYS.

### 3.6 Optimisasi Perancangan Kontrol dengan metode *Plantwide Control*

Optimisasi perancangan kontrol dengan metode *Plantwide Control* (PWC) terdiri dari delapan langkah yang akan dijelaskan Gambar 3.2 berikut ini.



**Gambar 3. 2** Diagram Alir Perancangan PWC

#### 3.5.1 Penentuan Fungsi Objektif

Fungsi objektif pada perancangan PWC ini adalah profit yang maksimal. Alasan pemilihan profit sebagai fungsi objektif dikarenakan setiap perusahaan pasti menginginkan profit yang maksimal dengan tetap menjaga performansi sistem agar bekerja dengan stabil dan optimum. Dimana profit yang maksimal didapatkan dari penjualan produk yang dalam *Gas Processing Plant* ini adalah penjualan gas yang bebas dari  $H_2S$ ,  $CO_2$  dan  $H_2O$  dikurangi dengan biaya operasional yang digunakan pada *reboiler* dan pompa pada kedua unit baik pada *Gas Sweetening System* serta *Gas*

*Dehydrating System*. Selain itu ditambahkan dengan pengurangan emisi karbon yang didapat dari pengurangan energi yang digunakan. Harga untuk gas bersih adalah 5.65 U\$/mmbtu, untuk bahan baku gas dari sumur produksi sebesar 2.09 U\$/mmbtu. Sedangkan biaya operasional adalah 0,065 U\$/kW. Untuk biaya pengurangan emisi CO<sub>2</sub> adalah sebesar 20 U\$/ton CO<sub>2</sub> (Karimi dkk, 2011). Persamaan (3.1) berikut merupakan fungsi objektif pada perancangan PWC ini.

$$J_{max} = \text{Hasil Jual Produk} - \text{Pembelian Bahan Baku} - \text{Biaya Operasional} + \text{Keuntungan Perdagangan Karbon} \quad (3.1)$$

Hasil jual produk didapatkan dari laju aliran gas keluar dikalikan dengan harga jual gas bersih, sedangkan pembelian bahan baku didapatkan dari laju aliran massa gas masuk dikalikan dengan harga beli gas dari sumur produksi. Konversi satuan gas 1 MMSCFD setara dengan 1.040 MMBTU. Untuk biaya operasional dibagi menjadi dua, yaitu biaya operasional untuk *power* pompa dan energi panas yang digunakan untuk *reboiler*. Persamaan (3.2) berikut untuk menjelaskan energi operasional pompa (Karimi dkk, 2011).

$$P_h = \frac{Q \cdot \rho \cdot g \cdot h}{3,6 \times 10^6} \quad (3.2)$$

Dimana:

$P_h$  : *Power* pompa (kW)

$Q$  : Laju aliran volume fluida (m<sup>3</sup>/h)

$\rho$  : massa jenis fluida (kg/m<sup>3</sup>)

$h$  : *head pump* (m)

Dengan demikian maka didapatkan energi pompa dalam kW atau setara dengan 3.600 kJ/h. Dari persamaan tersebut, dengan mengalikan laju aliran fluida dikalikan dengan massa jenis fluida akan didapatkan laju aliran massa dalam kilogram tiap jam. Dengan kata lain, laju aliran massa *lean amine* dan *lean TEG* mempengaruhi energi yang dikeluarkan pompa. Semakin banyak fluida yang harus dialirkan maka energi yang

dikeluarkan juga bertambah besar. Kemudian untuk energi panas yang digunakan *reboiler* pada setiap *regenerator* yang digunakan didapatkan dari persamaan (3.3) sebagai berikut (Karimi dkk, 2011).

$$Q = m \cdot c \cdot \Delta T \quad (3.3)$$

dimana:

$Q$  : Energi panas (kJ/h)

$m$  : massa (kg)

$c$  : kalor jenis (kJ/(kg.h.°T))

$\Delta T$  : Perubahan suhu (°T)

Kemudian hasil dari perhitungan energi untuk pompa dan *reboiler* tersebut dikalikan dengan biaya operasional. Sedangkan untuk pengurangan emisi karbon didapatkan dari jumlah mol CO<sub>2</sub> yang bisa ditangkap dikalikan dengan harga CO<sub>2</sub>.

### 3.5.2 Penentuan Variabel Ekonomi

Penentuan variabel ekonomi ini bertujuan untuk menentukan variabel yang sangat berpengaruh pada fungsi objektif, sehingga variabel ekonomi ini merupakan variabel yang nantinya akan dioptimisasi. Variabel ekonomi pada perancangan PWC ini adalah laju aliran massa *lean amine* dan *lean TEG*, temperatur pada *output regenerator* serta laju aliran massa yang dipenuhi oleh pompa baik untuk proses *Gas Sweetening System* serta *Gas Dehydrating System*

### 3.5.3 Penentuan Laju Produksi

Penentuan lokasi laju produksi atau sering dikenal dengan istilah *troughout manipulator* (TPM) untuk menentukan bagian yang paling berpengaruh besar terhadap produksi dari *Gas Processing Plant*. Pada *Gas Processing Plant*, lokasi TPM terletak pada laju aliran *input* proses. Hal ini dikarenakan pada proses ini, produk dari proses

adalah gas bersih, dimana produk tersebut pastinya dipengaruhi *input* gas yang masuk. Sehingga lokasi laju produksi terletak pada *input* gas yang disebut dengan *feed*.

#### **3.5.4 Analisis CDOF**

Nilai CDOF digunakan untuk menentukan jumlah variabel yang bisa dimanipulasi atau dikontrol, sehingga untuk menghitungnya menggunakan persamaan CDOF yang telah dituliskan pada bagian sebelumnya, yaitu pada Persamaan (2.6).

#### **3.5.5 Perancangan *Regulatory Control***

Setelah mendapatkan nilai CDOF, maka dilakukan perancangan *regulatory control* sesuai dengan jumlah perhitungan CDOF. Perancangan pengendali ini menggunakan kontrol PI/PID disesuaikan dengan prosesnya.

#### **3.5.6 Integrasi Proses**

Pada proses ini dilakukan integrasi proses keseluruhan *plant* yang terdiri dari beberapa unit yang saling berinteraksi di dalamnya. Langkah integrasi proses ini, juga melakukan perancangan terhadap adanya integrasi panas agar tidak ada energi yang terbuang serta mengoptimalkan *material recycle* agar tidak ada material yang terbuang pada proses.

#### **3.5.7 Perancangan *Supervisory Control***

*Supervisory Control* atau pengendali pengawas yang dipilih adalah MPC (*Model Predictive Control*), dimana pengendali ini dapat memprediksi karakteristik respon yang akan terjadi di masa mendatang seperti yang telah dijelaskan pada bagian 2.3. Dengan demikian, MPC juga mampu memprediksi sinyal kontrol yang harus diterapkan di masa mendatang. Kemampuan ini menyebabkan MPC dapat bersifat adaptif terhadap *disturbance* yang terjadi pada *plant*. Selain itu, MPC mampu



memberikan perubahan *set point* yang optimal pada lapisan pengendalian *regulatory* yaitu kontrol PID yang akan dibahas di langkah selanjutnya.

### **3.5.8 Optimisasi**

Setelah melakukan perancangan *supervisory control*, yang pada penelitian ini menggunakan MPC, langkah selanjutnya adalah melakukan optimisasi. Kelebihan MPC dibandingkan kontrol yang lain adalah mampu memberikan *set point* yang optimal terhadap kontrol PID. Dengan kata lain, MPC mampu melakukan optimisasi *set point* terhadap kontrol PID. Optimisasi yang dilakukan MPC mampu diterapkan dalam keadaan *real time*, sehingga dapat dikatakan sebagai RTO (*Real Time Optimizer*). Dalam penelitian ini, optimisasi *set point* juga dilakukan menggunakan *software* HYSYS sehingga akan didapatkan respon hasil perubahan *set point*.

### **3.7 Optimisasi Perancangan Kontrol dengan Metode *Feedforward***

Selain melakukan optimisasi perancangan kontrol dengan metode *Plantwide Control*, pada penelitian ini juga dilakukan optimisasi perancangan kontrol dengan metode *feedforward*. Optimisasi perancangan kontrol dengan metode *feedforward* dipilih karena dari penelitian-penelitian sebelumnya menunjukkan bahwa pengendali *feedforward* mampu meminimalisir dampak dari *disturbance*. Dalam melakukan perancangan pengendali *feedforward* pada plant, dibutuhkan pemodelan *feedforward* yang telah dijelaskan pada persamaan (2.11).

### **3.8 Pengujian Performansi Sistem oleh *Disturbance***

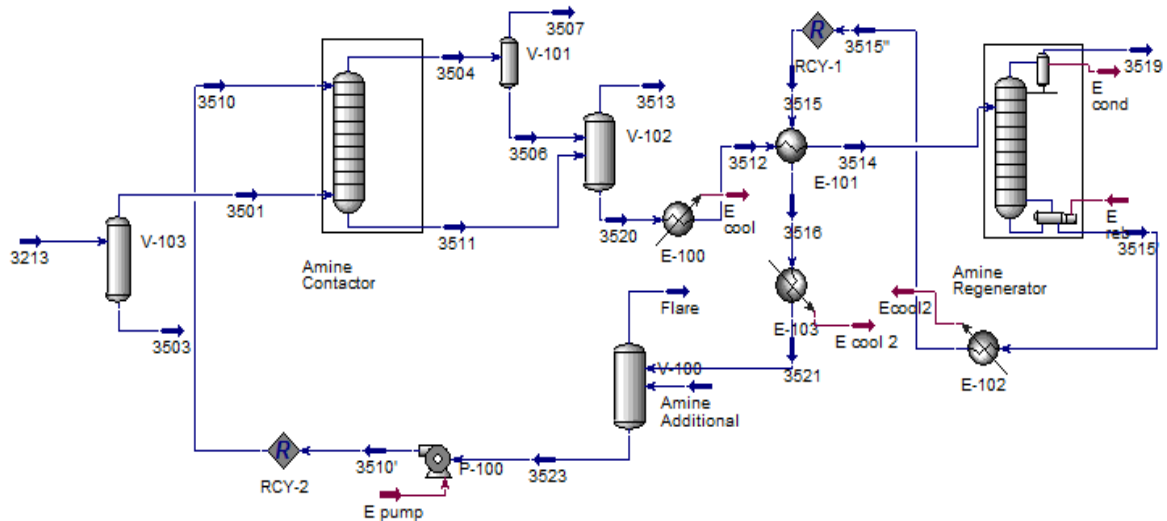
Pengujian performansi sistem dalam perancangan PWC pada *Gas Processing Plant* ini dengan memberikan gangguan pada umpan yaitu dengan mengubah laju aliran pada umpan sebesar 5% dan 10%. Parameter hasil pengujian performansi sistem akibat adanya *disturbance* yang dianalisis adalah *maximum overshoot*, *steady state error*, *settling time* serta nilai IAE (*Integral Absolute Error*).

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## BAB IV ANALISIS HASIL DAN PEMBAHASAN

### 4.1 Pemodelan Proses Statis Menggunakan *Software* HYSYS

Pemodelan proses statis merupakan penggambaran suatu proses dalam keadaan yang statis atau tetap. Penggambaran ini menunjukkan kesetimbangan massa dan energi pada suatu proses. Dalam memodelkan proses *Gas Processing Plant* dibantu menggunakan *software* HYSYS. Kondisi dimana telah terjadi kesetimbangan massa dan energi dalam *software* HYSYS disebut kondisi *convergent*. Kondisi *convergent* dalam *software* ini ditandai dengan warna biru tua pada setiap *stream*. Pemodelan proses ini dibuat dalam keadaan statis sesuai dengan data pada PFD yang telah ditunjukkan pada bagian 2.2 mengenai *Gas Processing Plant*. Pemodelan proses *Gas Processing Plant* dibagi menjadi menjadi dua yaitu *Gas Sweetening System* dan *Gas Dehydrating System*. Proses *Gas Sweetening System* ditunjukkan pada Gambar 4.1 sedangkan proses *Gas Dehydrating System* ditunjukkan pada Gambar 4.2 berikut.

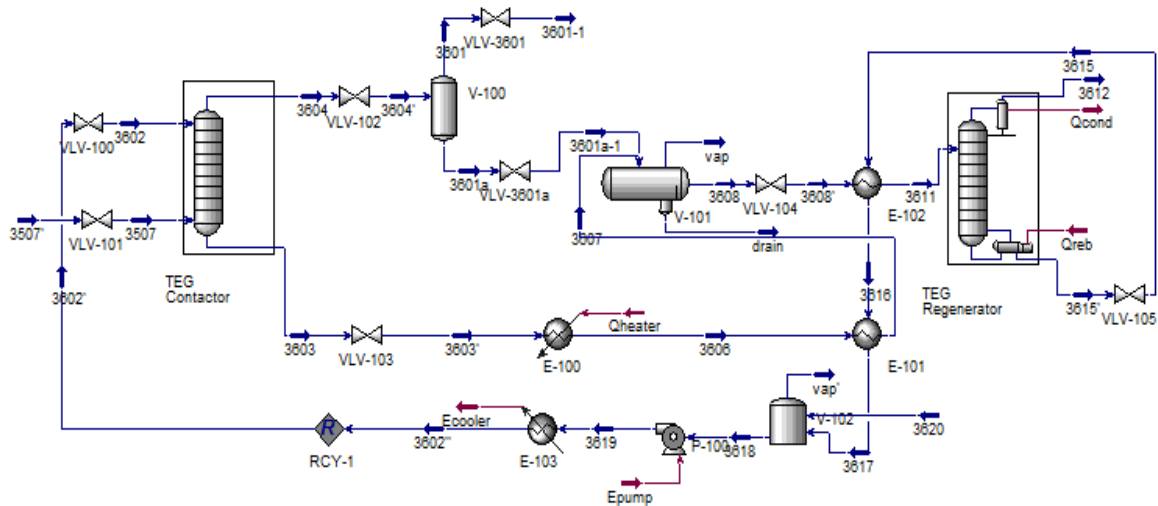


**Gambar 4. 1** *Gas Sweetening System* pada kondisi statis

Proses *Gas Sweetening System* pada Gambar 4.1 merupakan gas yang berasal dari sumur produksi masuk pada *separator* V-100 sebagai *feed* proses dengan nomor *stream* 3213 untuk memisahkan apabila masih terdapat *liquid* yang ikut pada gas. *Liquid* yang masih terkandung akan keluar melalui bawah *separator* dengan nomor

*stream* 3502. Gas yang menjadi keluaran dari *separator* V-100, dengan nomor *stream* 3501, memasuki *Absorber* T-100 yang juga dikenal dengan istilah *Amine Contactor* dari bawah. Di *Absorber* T-100, terjadi pemisahan kandungan CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>O dari gas. Pemisahan ini dilakukan dengan bantuan *Lean Amine* dengan nomor *stream* 3510. *Lean Amine* akan memasuki *Absorber* T-100 dari atas. Dengan demikian, akan terjadi kontak antara gas dan *liquid*. Kontak yang terjadi menyebabkan *Lean Amine* mengikat CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>O dari gas berdasarkan proses pengikatan kimia. *Lean Amine* yang telah mengandung CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>O, disebut dengan *Rich Amine*, keluar dari bawah dengan nomor *stream* 3511. Gas yang telah bersih dari CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S, disebut dengan *Sweet Gas*, akan keluar dari *Absorber* dari atas dengan nomor *stream* 3504. *Separator* V-101 ditambahkan untuk memastikan tidak ada *liquid* yang terikut dalam gas. *Stream* 3504 masuk pada *Separator* V-101, dimana untuk fasa gas akan keluar ke atas menjadi *stream* 3507 sedangkan fasa *liquid* akan keluar dengan nomor *stream* 3505. Fasa *liquid* pada *stream* 3505 akan bergabung dengan *Rich Amine* pada *stream* 3511 untuk memasuki *Three Phase Separator* V-102. *Three Phase Separator* berfungsi untuk memisahkan gas, air dan *Amine*. Gas akan keluar ke atas menuju *flare*. Air akan keluar menuju *drain*. Sedangkan *Amine* akan dilanjutkan untuk proses regenerasi dengan nomor *stream* 3520. Regenerasi dilakukan pada kolom distilasi yang dikenal dengan istilah *Amine Regenerator* T-101. Sebelum memasuki kolom distilasi, dilakukan pemanasan awal dengan *Heater* E-101 dan *Heat Exchanger* E-100. *Heat Exchanger* E-100 merupakan bentuk proses integrasi panas yang terjadi pada *plant* ini. Integrasi panas bertujuan untuk melakukan penghematan energi pada proses. Setelah melakukan pemanasan awal, *Rich Amine* dengan nomor *stream* 3514 masuk pada *Amine Regenerator*. Proses yang terjadi pada kolom distilasi adalah memisahkan komponen berdasarkan titik didihnya yang disebut dengan prinsip volatilitas. Pada proses ini, yang akan dipisahkan adalah komponen CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S dari *Rich Amine*. Sehingga nantinya *Amine* bersih dari komponen tersebut, dan kembali menjadi *Lean Amine*. CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S keluar dari *Amine Regenerator* menjadi *distillate product* dengan nomor *stream* 3519. Sedangkan *Lean Amine* keluar dari *Amine Regenerator* menjadi *bottom product* dengan nomor *stream* 3515. *Lean Amine* keluar masih dalam kondisi temperatur yang tinggi, sehingga panas ini yang dimanfaatkan sebagai pemanasan awal *Rich Amine* sebelum memasuki *Amine Regenerator*. *Lean Amine* telah siap

digunakan kembali untuk mengikat CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S dari gas. Apabila dibutuhkan penambahan *Lean Amine*, akan disiapkan dari *Vessel V-102*. Kemudian, agar *Lean Amine* bisa kembali pada *Absorber*, ditambahkan pompa P-100 agar laju aliran massa *Lean Amine* bisa terpenuhi. Demikian hasil desain proses *Gas Sweetening System* pada *Gas Processing Plant*.



**Gambar 4. 2** *Gas Dehydrating System* pada kondisi statis

Proses *Gas Dehydrating System* pada Gambar 4.2 umumnya hampir sama dengan *Gas Sweetening System*. *Feed* pada proses ini yaitu *sweet gas* yang berasal dari proses *Gas Sweetening System* masuk pada *Absorber T-100* yang juga dikenal dengan istilah *TEG Contactor* dari bawah. Di *Absorber T-100*, terjadi pemisahan kandungan H<sub>2</sub>O dari gas. Pemisahan ini dilakukan dengan bantuan *Lean TEG* dengan nomor *stream* 3602. *Lean TEG* akan memasuki *Absorber T-100* dari atas. Dengan demikian, akan terjadi kontak antara gas dan *liquid*. Kontak yang terjadi menyebabkan *Lean TEG* mengikat H<sub>2</sub>O dari gas berdasarkan proses pengikatan kimia. *Lean TEG* yang telah mengandung H<sub>2</sub>O, disebut dengan *Rich TEG*, keluar dari bawah dengan nomor *stream* 3603. *Rich TEG* akan mengalami beberapa pemanasan awal sebelum diregenerasi hingga menjadi *stream* 3607. Sedangkan gas yang telah bersih dari H<sub>2</sub>O, disebut dengan *Dry Gas*, akan keluar dari *Absorber* dari atas dengan nomor *stream* 3604. *Separator V-100* ditambahkan untuk memastikan tidak ada *liquid* yang terikut dalam gas. *Stream* 3604 masuk pada *Separator V-101*, dimana untuk fasa gas akan keluar ke

atas menjadi *stream* 3601 sedangkan fasa *liquid* akan keluar dengan nomor *stream* 3601x. Fasa *liquid* pada *stream* 3601x akan bergabung dengan *Rich* TEG pada *stream* 3607 untuk memasuki *Three Phase Separator* V-101. *Three Phase Separator* berfungsi untuk memisahkan gas, air dan TEG. Gas akan keluar ke atas menuju *flare*. Air akan keluar menuju *drain*. Sedangkan TEG akan dilanjutkan untuk proses regenerasi dengan nomor *stream* 3608. Regenerasi dilakukan pada kolom distilasi yang dikenal dengan istilah TEG *Regenerator* T-101. Sebelum memasuki kolom distilasi, dilakukan pemanasan awal lagi dengan *Heat Exchanger* E-102. *Heat Exchanger* E-101 dan E-102 merupakan bentuk proses integrasi panas yang terjadi pada *plant* ini. Integrasi panas bertujuan untuk melakukan penghematan energi pada proses. Setelah melakukan pemanasan awal, *Rich* TEG dengan nomor *stream* 3610 masuk pada TEG *Regenerator*. Proses yang terjadi pada kolom distilasi adalah memisahkan komponen berdasarkan titik didihnya yang disebut dengan prinsip volatilitas. Pada proses ini, yang akan dipisahkan adalah komponen H<sub>2</sub>O dari *Rich* TEG. Sehingga nantinya TEG bersih dari komponen tersebut dan kembali menjadi *Lean* TEG. H<sub>2</sub>O keluar dari TEG *Regenerator* menjadi *distillate product* dengan nomor *stream* 3612. Sedangkan *Lean* TEG keluar dari TEG *Regenerator* menjadi *bottom product* dengan nomor *stream* 3615. *Lean* TEG keluar masih dalam kondisi temperatur yang tinggi, sehingga panas ini yang dimanfaatkan sebagai pemanasan awal *Rich* TEG sebelum memasuki TEG *Regenerator*. *Lean* TEG telah siap digunakan kembali untuk mengikat H<sub>2</sub>O dari gas. Apabila dibutuhkan penambahan *Lean* TEG, akan disiapkan dari *Vessel* V-102. Kemudian, agar *Lean* TEG bisa kembali pada *Absorber*, ditambahkan pompa P-100 agar laju aliran massa *Lean* TEG bisa terpenuhi. Demikian hasil desain proses *Gas Dehydrating System* pada *Gas Processing Plant*.

Dari proses pada *Gas Processing Plant* tersebut maka terdapat potensi ketidaksetimbangan massa. Potensi ketidaksetimbangan massa tersebut terjadi pada laju aliran massa *lean amine* dan *lean* TEG yang digunakan secara terus menerus. Ketidakseimbangan tersebut menyebabkan penurunan kualitas dan kuantitas massa. Desain dalam keadaan *steady state* merupakan bagian yang penting sebagai langkah awal dalam melakukan suatu perancangan desain kontrol karena desain dalam keadaan ini menunjukkan kesetimbangan massa dan energi.

## 4.2 Validasi Pemodelan Proses

Validasi pemodelan proses merupakan langkah untuk menganalisis hasil pemodelan proses yang dibuat kemudian dibandingkan dengan data dari PFD. Validasi pemodelan yang dianalisis adalah pada bagian properti *contactor* dan *regenerator* baik untuk proses *Gas Sweetening System* dan *Gas Dehydrating System*. Dengan demikian, terdapat empat unit yang akan divalidasi hasil pemodelan statisnya pada penelitian ini. Pemilihan unit ini didasarkan pada unit yang berperan penting dalam proses *Gas Processing Plant*. Seperti peranan unit yang telah disebutkan pada bagian sebelumnya, *contactor* mempunyai peranan melakukan pengikatan komponen berbahaya dari gas, sedangkan *regenerator* untuk meregenerasi *liquid* yang digunakan untuk mengikat gas. Sedangkan unit yang lainnya untuk menyempurnakan proses agar dapat berjalan dengan optimal, untuk melakukan integrasi panas agar energi yang digunakan pada proses ini bisa minimum. Bagian 4.2.1 menunjukkan hasil validasi pemodelan statis untuk proses *Gas Sweetening System* dan bagian 4.4.2 untuk proses *Gas Dehydrating System*.

### 4.2.1 Validasi Pemodelan *Gas Sweetening System*

Validasi pemodelan statis proses *Gas Sweetening System* dilakukan pada dua unit, yaitu pada *Amine Contactor* dan *Amine Regenerator*. Hasil validasi pemodelan statis proses ditunjukkan dengan melakukan validasi kondisi operasi untuk tiga variabel yaitu *temperature*, *pressure* dan *mass flow*. Hasil validasi kondisi operasi pada *Amine Contactor* disajikan pada Tabel 4.1, sedangkan pada *Amine Regenerator* disajikan pada Tabel 4.2 sebagai berikut.

**Tabel 4. 1** Validasi proses pada *Amine Contactor*

Kondisi	Data PFD	Simulasi HYSYS	Error
<b>3501 (<i>Sour Gas</i>)</b>			
<i>Temperature</i> (°C)	27.80	28.06	0.94%
<i>Pressure</i> (bar_g)	45.80	45.76	0.09%
<i>Mass Flow</i> (kg/h)	148815.50	145457.00	2.26%

**Tabel Lanjutan** Validasi proses pada *Amine Contactor*

Kondisi	Data PFD	Simulasi HYSYS	Error
<b>3510 (<i>Lean Amine</i>)</b>			
<i>Temperature</i> (°C)	43.33	43.33	0.00%
<i>Pressure</i> (bar_g)	46.00	45.66	0.74%
<i>Mass Flow</i> (kg/h)	47367.12	47367.12	0.00%
<b>3511 (<i>Rich Amine</i>)</b>			
<i>Temperature</i> (°C)	28.11	27.79	1.14%
<i>Pressure</i> (bar_g)	46.31	45.76	1.19%
<i>Mass Flow</i> (kg/h)	49627.68	51600.00	3.97%
<b>3504 (<i>Sweet Gas</i>)</b>			
<i>Temperature</i> (°C)	44.08	44.3	0.50%
<i>Pressure</i> (bar_g)	45.66	45.66	0.00%
<i>Mass Flow</i> (kg/h)	148546.10	141224.00	4.93%

Nilai eror yang terdapat pada Tabel 4.1 dapat menunjukkan arti bahwa apabila dihitung nilai *Mean Absolute Error* (MAE) untuk *Amine Contactor* didapatkan hasil sebesar 1.31%. Apabila dihitung nilai *Integral Absolute Error* (IAE) sebesar 15.76%. Dari empat *stream* yang dibandingkan, antara *Lean Amine*, *Rich Amine*, *Sour Gas* dan *Sweet Gas*, validasi pada *Lean Amine* memiliki nilai eror yang paling kecil karena pada simulasi HYSYS. Hal ini dikarenakan pada *Lean Amine*, variabel-variabel tersebut sebagai *input*. Sehingga hasil *input* pada *software* HYSYS seharusnya sama dengan PFD. Namun pada variabel *pressure* terdapat nilai eror sebesar 0.74% dikarenakan pada filosofi proses yang terdapat dalam *software* HYSYS, posisi *stream Lean Amine* harus sama dengan posisi *Sweet Gas* yaitu berada di atas *Contactor*. Sehingga nilai *pressure Lean Amine* mengikuti nilai *pressure* pada *Sweet Gas*. Dari tiga variabel yang dibandingkan, variabel yang memiliki nilai eror yang tinggi pada variabel *mass flow*. Hal ini dikarenakan proses yang terjadi sebelum *Amine Contactor*. Sebelum memasuki *Amine Contactor*, gas dilewatkan kembali pada *vessel* yang berfungsi sebagai *separator*. Proses ini yang menyebabkan *input* gas yang masuk pada *Amine Contactor* pada data PFD sebesar 148815.50 kg/h sedangkan pada simulasi yang dilakukan sebesar 145457.00 kg/h. Hasil ini menunjukkan pada simulasi yang dibuat, *input* gas



yang masuk pada *vessel* banyak mengandung *liquid*, sehingga menyebabkan banyak *mass flow* yang keluar dari bawah *vessel*. Sehingga gas yang masuk pada *Amine Contactor* pada simulasi lebih sedikit dibandingkan dengan data PFD. Hal ini juga menyebabkan perbedaan *mass flow* yang keluar dari *Amine Contactor*. Perbedaan hasil properti untuk desain *Amine Regenerator* pada hasil simulasi HYSYS dengan data pada PFD ditunjukkan pada Tabel 4.2 sebagai berikut.

**Tabel 4. 2** Validasi proses pada *Amine Regenerator*

Properti	Data PFD	Simulasi HYSYS	Error
<b>3514 (Feed)</b>			
<i>Temperature</i> (°C)	93.54	93.54	0.00%
<i>Pressure</i> (bar_g)	0.57	0.58	1.75%
<i>Mass Flow</i> (kg/h)	49627.68	51600.00	3.97%
<b>3519 (Distilat Product)</b>			
<i>Temperature</i> (°C)	48.89	48.89	0.00%
<i>Pressure</i> (bar_g)	0.48	0.48	0.00%
<i>Mass Flow</i> (kg/h)	2503.14	2554.00	2.03%
<b>3515 (Bottom Product)</b>			
<i>Temperature</i> (°C)	118.54	117.60	0.79%
<i>Pressure</i> (bar_g)	0.60	0.62	2.92%
<i>Mass Flow</i> (kg/h)	47367.12	46740.00	1.32%

Nilai eror yang terdapat pada tabel dapat menunjukkan arti bahwa apabila dihitung nilai *Mean Absolute Error* (MAE) untuk *Amine Regenerator* didapatkan hasil sebesar 1.42%. Apabila dihitung nilai *Integral Absolute Error* (IAE) sebesar 12.78%. Dari tiga variabel kondisi operasi yang divalidasi, variabel *mass flow* memiliki nilai eror yang cukup tinggi dibandingkan variabel lain. Hal ini berhubungan dengan hasil validasi pada *Amine Contactor*. Pada *Amine Contactor*, *mass flow* untuk *Rich Amine* pada simulasi HYSYS memiliki nilai yang lebih tinggi dibandingkan dengan data PFD. Hal ini juga akan berdampak untuk kondisi operasi pada *Amine Regenerator* karena *feed* untuk unit ini adalah *Rich Amine* yang berasal dari *Amine Contactor*.

Namun demikian, hasil validasi proses *Amine Contactor* dan *Amine Regenerator* pada *Gas Sweetening System* menunjukkan bahwa nilai *Mean Absolute Error* (MEA) sebesar 1.36%. Apabila dihitung nilai *Integral Absolute Error* (IAE) sebesar 28.54%. Hal ini menunjukkan bahwa hasil pemodelan menggunakan *software* HYSYS telah sesuai dengan data PFD karena menunjukkan nilai MEA yang sangat kecil yaitu di bawah 2%.

#### 4.2.2 Validasi Pemodelan *Gas Dehydrating System*

Langkah untuk melakukan validasi pemodelan statis *Gas Dehydrating System* sama dengan bagian sebelumnya pada proses *Gas Sweetening System* yaitu dengan membandingkan hasil dari *software* HYSYS dengan data PFD. Perbandingan hasil tersebut akan dihitung nilai erornya, dimana nilai eror menunjukkan seberapa besar kesamaan desain kondisi statis dengan proses. Hasil validasi pemodelan statis ditunjukkan dengan melakukan validasi kondisi operasi untuk tiga variabel yaitu *temperature*, *pressure* dan *mass flow* yang dilakukan pada dua lokasi yaitu *Contactor* dan *Regenerator*. Hasil validasi kondisi operasi pada TEG *Contactor* dan TEG *Regenerator* pada *Gas Dehydrating System* disajikan pada tabel 4.3-4.4 di bawah ini, dimana validasi untuk TEG *Contactor* dijelaskan pada Tabel 4.3 dan untuk TEG *Regenerator* dijelaskan pada Tabel 4.4.

**Tabel 4. 3** Validasi proses pada TEG *Contactor*

<b>Kondisi</b>	<b>Data PFD</b>	<b>Simulasi HYSYS</b>	<b>Eror</b>
<b>3507 (Wet Gas)</b>			
<i>Temperature</i> (°C)	43.85	43.85	0.00%
<i>Pressure</i> (bar_g)	45.16	44.29	1.93%
<i>Mass Flow</i> (kg/h)	146550.00	146550.00	0.00%
<b>3604 (Dry Gas)</b>			
<i>Temperature</i> (°C)	45.60	46.86	2.76%
<i>Pressure</i> (bar_g)	44.26	44.26	0.00%
<i>Mass Flow</i> (kg/h)	145810.00	145900.00	0.06%

**Tabel Lanjutan** Validasi proses pada TEG *Contactactor*

Kondisi	Data PFD	Simulasi HYSYS	Error
<b>3602 (Lean TEG)</b>			
<i>Temperature</i> (°C)	47.85	47.85	0.00%
<i>Pressure</i> (bar_g)	44.26	44.26	0.00%
<i>Mass Flow</i> (kg/h)	7560.00	7560.00	0.00%
<b>3603 (Rich TEG)</b>			
<i>Temperature</i> (°C)	45.44	45.43	0.02%
<i>Pressure</i> (bar_g)	45.16	44.28	1.95%
<i>Mass Flow</i> (kg/h)	7898.00	8210.00	3.95%

Pada tabel di atas, *stream* yang memiliki eror paling kecil adalah *Lean TEG* jika dibandingkan dengan *Wet Gas*, *Dry Gas* dan *Rich TEG*. Hal ini dikarenakan variabel pada *Lean TEG* sebagai variabel input pada software HYSYS, sehingga nilai variabel ini sama dengan nilai pada PFD. Nilai eror yang terdapat pada tabel dapat menunjukkan arti bahwa apabila dihitung nilai *Mean Absolute Error* (MAE) untuk TEG *Contactactor* didapatkan hasil sebesar 0.89%. Apabila dihitung nilai *Integral Absolute Error* (IAE) sebesar 10.67%. Hasil validasi proses untuk TEG *Contactactor* yang berupa nilai MEA menunjukkan hasil yang lebih kecil dibandingkan dengan *Amine Contactactor*. Nilai eror yang *significant* terdapat pada *mass flow* dari *Rich TEG*. Hal ini menunjukkan *liquid* yang keluar sebagai *Rich TEG* pada simulasi lebih besar dibandingkan dengan data PFD. *Mass flow* dari *Rich Amine* ini nantinya akan diteruskan prosesnya untuk dilakukan regenerasi agar dapat digunakan kembali sebagai *Lean Amine* yang bersih dari kandungan CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S. Variabel *temperature* yang memiliki nilai eror lebih tinggi terdapat pada *Dry Gas*. Sedangkan untuk variabel *pressure* yang memiliki nilai eror yang lebih tinggi dibandingkan yang lain terdapat pada dua tempat yaitu pada *Wet Gas* dan *Rich TEG*. Terjadinya nilai eror pada variabel *temperature* dan *pressure* akibat penyesuaian proses yang terjadi pada software HYSYS. Penyesuaian proses yang dimaksud adalah filosofi proses yang didapatkan dari perhitungan nilai variabel oleh software HYSYS agar dapat terjadi kesetimbangan massa dan energi pada setiap fluida. Sehingga nilai eror yang tinggi akan didapatkan pada bagian keluaran yang dihitung oleh software.

**Tabel 4. 4** Validasi proses pada TEG *Regenerator*

<b>Properti</b>	<b>Data PFD</b>	<b>Simulasi HYSYS</b>	<b>Error</b>
<b>3611 (Feed)</b>			
<i>Temperature</i> (°C)	165.00	165.00	0.00%
<i>Pressure</i> (bar_g)	0.14	0.14	0.00%
<i>Mass Flow</i> (kg/h)	7885.00	7856.00	0.37%
<b>3612 (Distilat Product)</b>			
<i>Temperature</i> (°C)	102.00	100.60	1.37%
<i>Pressure</i> (bar_g)	0.10	0.10	0.00%
<i>Mass Flow</i> (kg/h)	307.00	297.40	3.13%
<b>3615 (Bottom Product)</b>			
<i>Temperature</i> (°C)	204.40	204.40	0.00%
<i>Pressure</i> (bar_g)	0.14	0.14	0.00%
<i>Mass Flow</i> (kg/h)	7558.00	7559.00	0.01%

Nilai eror yang terdapat pada tabel dapat menunjukkan arti bahwa apabila dihitung nilai *Mean Absolute Error* (MAE) untuk TEG *Regenerator* didapatkan hasil sebesar 0.54%. Apabila dihitung nilai *Integral Absolute Error* (IAE) sebesar 4.48%. Hasil validasi proses untuk TEG *Regenerator* yang berupa nilai MEA menunjukkan hasil yang lebih kecil dibandingkan dengan *Amine Regenerator*. Nilai eror yang besar ditunjukkan pada variabel *mass flow* yang dimulai dari *feed* TEG *Regenerator*. Proses ini disebabkan *mass flow* untuk *Rich Amine* yang keluar dari TEG *Contact*or juga memiliki eror yang cukup tinggi. Sedangkan nilai eror *temperature* pada *distillate product* yang dalam proses ini adalah komponen H<sub>2</sub>O disebabkan karena proses yang terjadi pada software HYSYS.

Hasil validasi proses TEG *Contact*or dan TEG *Regenerator* pada *Gas Dehydrating System* menunjukkan bahwa nilai MAE hasil validasi pemodelan proses sebesar 0.72%. Apabila dihitung nilai *Integral Absolute Error* (IAE) sebesar 15.55%. Hal ini memberikan arti bahwa hasil pemodelan dengan menggunakan *software* HYSYS telah sesuai dengan data PFD karena didapatkan hasil MAE yang kecil di bawah 2%. Dengan demikian, untuk proses validasi pada *Gas Processing Plant* secara keseluruhan memiliki nilai MAE di bawah 2%.

### 4.3 Hasil Perhitungan CDOF

Dalam melakukan analisis CDOF pada *Gas Processing Plant* dilakukan dengan membaginya ke dalam dua unit yaitu *Gas Sweetening System* dan *Gas Dehydrating System*. Dalam menganalisis nilai CDOF pada *Gas Sweetening System*, yang pertama dilakukan adalah menghitung total *stream* yang terdapat pada proses. Jumlah *stream* pada *Gas Sweetening System* adalah sebanyak 27. Kemudian untuk menghitung variabel yang tidak dapat dikontrol atau dimanipulasi maka perlu memisahkan setiap unit pada *Gas Sweetening System*. Variabel yang tidak dapat dimanipulasi atau dikontrol yaitu satu *stream* pada *Amine Regenerator Overhead Cooler*, satu *stream* pada *Lean Amine Air Cooler*, satu *stream* pada *Amine Regenerator Reboiler*, dua *stream* pada *Heat Exchanger*, dan satu *stream* pada *Lean Amine Pump*. Sehingga total variabel yang tidak dapat dimanipulasi atau dikontrol berjumlah enam. Untuk jumlah variabel yang tidak butuh untuk dikontrol terdapat pada kolom distilasi yaitu berjumlah tiga variabel. Jumlah ini didapatkan karena pada proses sesungguhnya tekanan pada atas kolom distilasi sama dengan tekanan pada kondensor, temperatur bawah kolom distilasi sama dengan temperatur *reboiler* sedangkan *level* kolom sama dengan *level reboiler*. Sehingga total nilai CDOF pada *Gas Sweetening System* didapatkan dari mengurangi jumlah *stream* yang berjumlah 27 dengan variabel *restraining* yang berjumlah enam dan variabel *redundant* yang berjumlah tiga sehingga mendapatkan hasil CDOF pada *Gas Sweetening System* sebanyak delapan belas CDOF seperti pada Tabel 4.5 sebagai berikut.

**Tabel 4. 5** Nilai CDOF pada *Gas Sweetening System*

$N_{streams}$	$N_{restraining}$	$N_{redundant}$	CDOF
27	6	3	18

Dalam menganalisis nilai CDOF pada *Gas Dehydrating System*, yang pertama dilakukan adalah menghitung total *stream* yang terdapat pada proses. Jumlah *stream* pada *Gas Dehydrating System* adalah sebanyak 28. Kemudian untuk menghitung variabel yang tidak dapat dikontrol atau dimanipulasi maka perlu memisahkan setiap unit pada *plant Gas Dehydrating System*. Variabel yang tidak dapat dimanipulasi atau

dikontrol yaitu satu *stream* pada TEG *reflux condenser*, satu *stream* pada TEG *reboiler*, satu *stream* pada TEG *cooler*, dua *stream* pada *hot* TEG *exchanger*, dua *stream* pada *cold* TEG *exchanger* dan satu *stream* pada TEG *circulation pump*. Sehingga total variabel yang tidak dapat dimanipulasi atau dikontrol berjumlah sembilan. Untuk jumlah variabel yang tidak butuh untuk dikontrol terdapat pada kolom distilasi yaitu berjumlah tiga variabel. Jumlah ini didapatkan karena pada proses sesungguhnya tekanan pada atas kolom distilasi sama dengan tekanan pada kondensor, temperatur bawah kolom distilasi sama dengan temperatur *reboiler* sedangkan *level* kolom sama dengan *level reboiler*. Sehingga total nilai CDOF pada *Gas Dehydrating System* didapatkan dari mengurangi jumlah *stream* yang berjumlah 28 dengan variabel *restraining* yang berjumlah sembilan dan variabel *redundant* yang berjumlah tiga sehingga mendapatkan hasil CDOF pada *Gas Dehydrating System* sebanyak enam belas CDOF seperti pada Tabel 4.6 sebagai berikut.

**Tabel 4. 6** Nilai CDOF pada *Gas Dehydrating System*

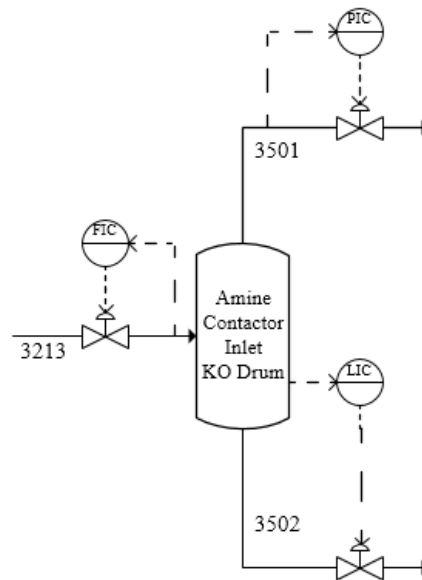
$N_{streams}$	$N_{restraining}$	$N_{redundant}$	CDOF
28	9	3	16

Proses *Gas Dehydrating System* merupakan lanjutan proses dari *Gas Sweetening System*, sehingga *stream* awal proses ini yang awalnya bebas menjadi *stream* yang tidak dapat dikontrol. Sehingga jumlah CDOF pada *Gas Dehydrating System* menjadi lima belas CDOF. Total CDOF pada *Gas Processing Plant* sebanyak 33 CDOF, artinya terdapat 33 variabel yang harus dikontrol pada proses ini.

#### 4.4 Hasil Perancangan *Regulatory Control* pada *Gas Processing Plant*

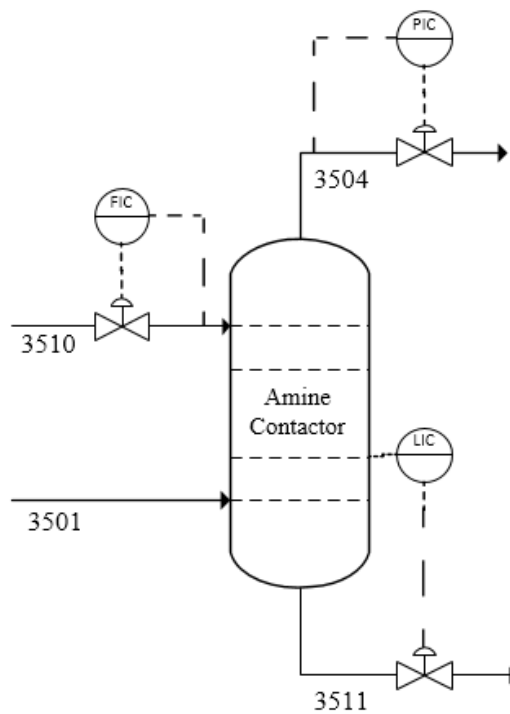
Perancangan *regulatory control* pada *Gas Processing Plant* didasarkan dari perhitungan CDOF yang telah dilakukan pada bagian sebelumnya. *Regulatory control* yang diterapkan pada *plant* menggunakan kontrol PID. Perancangan kontrol PID pada *Gas Sweetening System* sebanyak delapan belas unit, sedangkan pada *Gas Dehydrating System* sebanyak enam belas unit. Perancangan kontrol PID pada *Gas Sweetening System* tersebar di beberapa unit operasi yang memerlukan kontrol, antara

lain: *Amine Contactor*, *Amine Regenerator*, *Amine Contactor Inlet KO Drum*, *Amine Overhead Gas KO Drum*, *Amine Flash Drum*, *Amine Surge Vessel*, *Lean Amine Air Cooler* dan *Lean Amine Pump*. Perancangan kontrol PID pada masing-masing unit akan ditunjukkan dengan gambar P&ID (*Piping and Instrumentation Diagram*) berikut ini.



**Gambar 4. 3** P&ID *Amine Contactor Inlet KO Drum*

Gambar 4.3 tersebut menunjukkan gambar P&ID *Amine Contactor Inlet KO Drum*, dimana terdapat tiga kontrol PID yang dipasang pada unit tersebut. Unit ini mempunyai peranan untuk memisahkan *liquid* yang masih terikut dalam gas. Kontrol PID pertama dipasang adalah *Flow Indicator Controller* (FIC) pada *stream* 3213 sebagai *feed* dari *Gas Processing Plant*. FIC digunakan untuk mengontrol laju aliran massa gas yang masuk. Kontrol PID yang kedua adalah *Level Indicator Controller* (LIC) untuk mengatur ketinggian *liquid* yang terdapat pada *vessel*. Kontrol PID yang ketiga adalah *Pressure Indicator Controller* (PIC) untuk mengatur tekanan pada *vessel*. Hal ini dikarenakan *Amine Contactor Inlet KO Drum* merupakan *vessel* tertutup, sehingga tekanan di dalam *vessel* harus dijaga. Setelah gas keluar dari *Amine Contactor Inlet KO Drum*, gas pada *stream* 3501 akan masuk pada *Amine Contactor*. Sedangkan *liquid* pada *stream* 3502 yang keluar akan menuju pembuangan air yang biasa dikenal dengan istilah *drain*. Nantinya pembuangan ini akan dikumpulkan pada penampungan air yang terdapat pada *plant*.



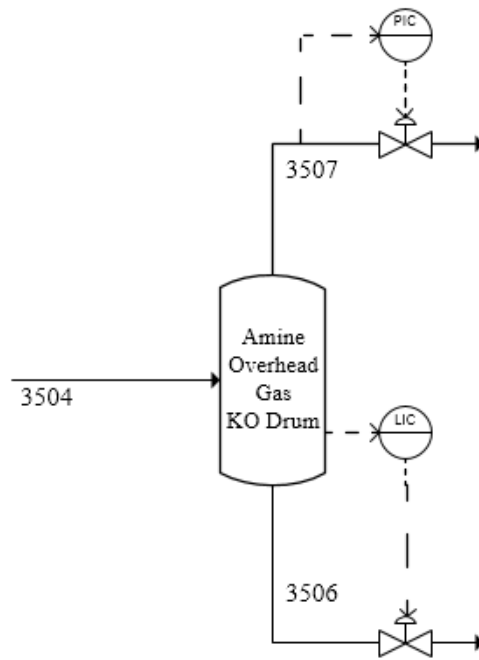
**Gambar 4. 4** P&ID *Amine Contactor*

Perancangan kontrol PID selanjutnya pada *Amine Contactor*, dimana terdapat tiga kontrol PID pada unit ini. Kontrol PID pertama adalah FIC untuk mengatur laju aliran massa *Lean Amine* pada *stream* 3510 yang masuk pada *Amine Contactor*. Kontrol PID yang kedua adalah PIC untuk mengatur tekanan dalam unit ini. Kontrol PID yang ketiga adalah LIC untuk mengatur ketinggian *liquid* dalam *Amine Contactor*. Gambar P&ID *Amine Contactor* ditunjukkan pada Gambar 4.4.

*Liquid* yang keluar pada *stream* 3511 merupakan *Amine* yang banyak kandungan  $\text{CO}_2$  dan  $\text{H}_2\text{S}$ , disebut dengan *Rich Amine*. Sedangkan gas yang keluar dari *Amine Contactor* telah bersih dari kandungan  $\text{CO}_2$  dan  $\text{H}_2\text{S}$ , disebut *Sweet Gas*. *Sweet Gas* selanjutnya akan dimasukkan kembali ke dalam *vessel* yang berfungsi sebagai *separator* untuk memisahkan *liquid* yang masih terikut dalam gas. *Vessel* tersebut disebut *Amine Overhead Gas KO Drum*.

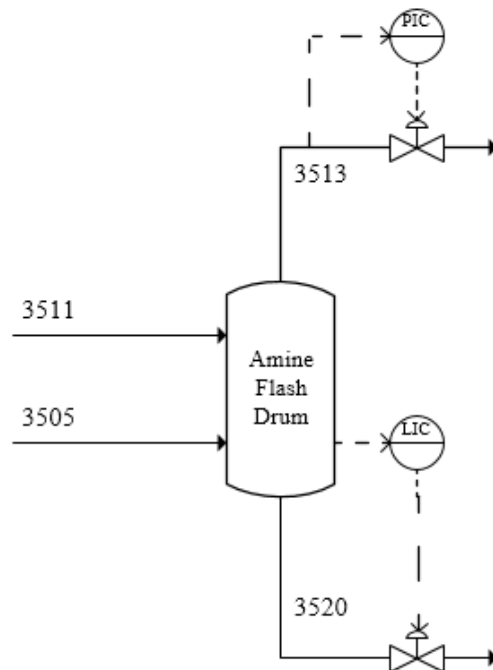
Kontrol PID pada *Amine Overhead Gas KO Drum* terdiri dari dua unit. Seperti halnya *vessel* pada umumnya, dibutuhkan dua kontrol PID pada *vessel*. Kontrol PID pertama adalah PIC untuk mengatur tekanan dalam *vessel*. Kontrol PID kedua adalah LIC untuk mengatur ketinggian *liquid* dalam *vessel*. Perancangan kontrol PID pada *Amine Overhead Gas KO Drum* ditunjukkan pada Gambar 4.5 berikut ini.





**Gambar 4. 5** P&ID Amine Overhead Gas KO Drum

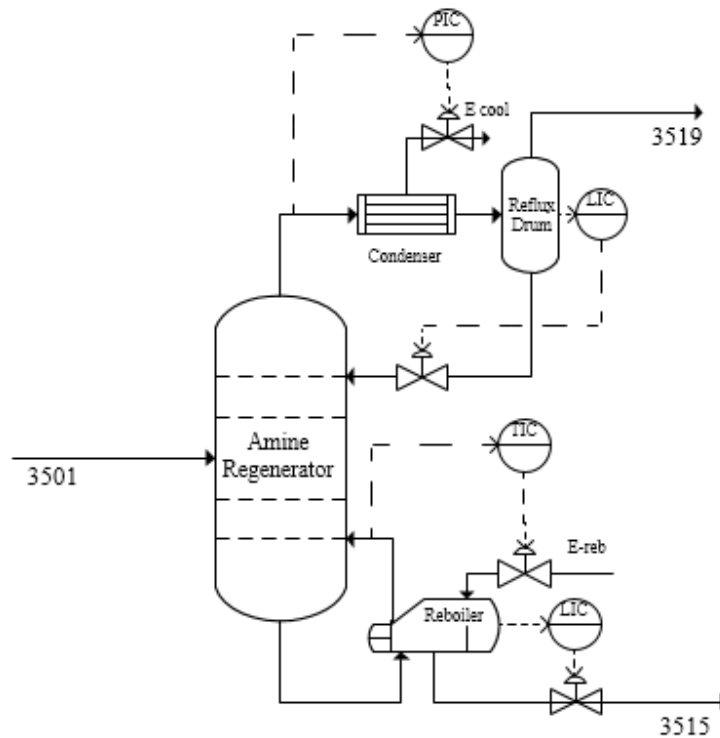
Gas yang keluar pada *stream* 3507 telah bebas dari *liquid* yang sebelumnya masih terikut dalam gas. Kemudian, *liquid* yang terikut akan keluar *vessel* dari bawah melalui *stream* 3506. *Liquid* ini kemudian akan bergabung dengan *Rich Amine* keluaran dari *Amine Contactor* untuk masuk pada *Amine Flash Drum*.



**Gambar 4. 6** P&ID Amine Flash Drum

Gambar 4.6 merupakan perancangan kontrol PID pada *Amine Flash Drum*. Proses pada *Amine Flash Drum* merupakan proses pemisahan gas yang masih terikat dalam *liquid*. Sehingga kontrol PID yang dipasang pada unit ini sama dengan *vessel* sebelumnya yaitu sebanyak dua kontrol PID. Kontrol PID yang pertama adalah PIC untuk mengatur tekanan dalam *vessel*. Kemudian kontrol PID yang kedua adalah LIC untuk mengatur ketinggian *liquid* pada *vessel*. Keluaran dari gas pada *stream* 3513 menuju tempat pembakaran atau dikenal dengan *flare*. Sedangkan *liquid* yang berupa *Rich Amine* pada *stream* 3520 akan mengalami beberapa proses regenerasi agar bisa kembali menjadi *Lean Amine*.

Proses yang selanjutnya adalah *Rich Amine* mengalami pemanasan awal sebelum masuk *Amine Regenerator*. Pemanasan awal ini memanfaatkan integrasi panas dengan bantuan *Heat Exchanger*. Pada unit ini tidak ada kontrol yang dipasang karena tidak ada variabel yang bisa dimanipulasi. Sehingga perancangan kontrol PID yang selanjutnya pada *Amine Regenerator* pada Gambar 4.7 di bawah ini.

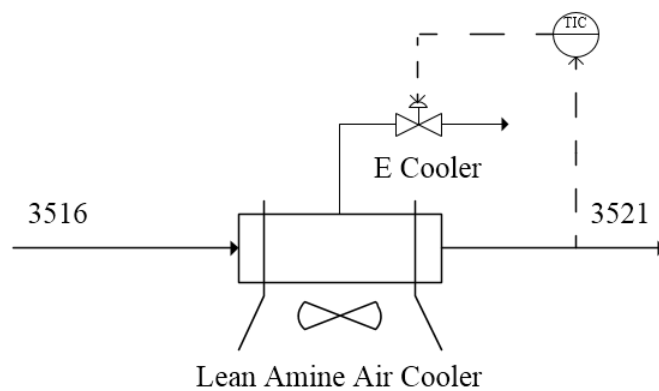


**Gambar 4. 7** P&ID *Amine Regenerator*

Kontrol PID yang dipasang pada *Amine Regenerator* sebanyak empat unit. Kontrol PID pertama adalah PIC untuk mengatur tekanan pada bagian atas kolom.

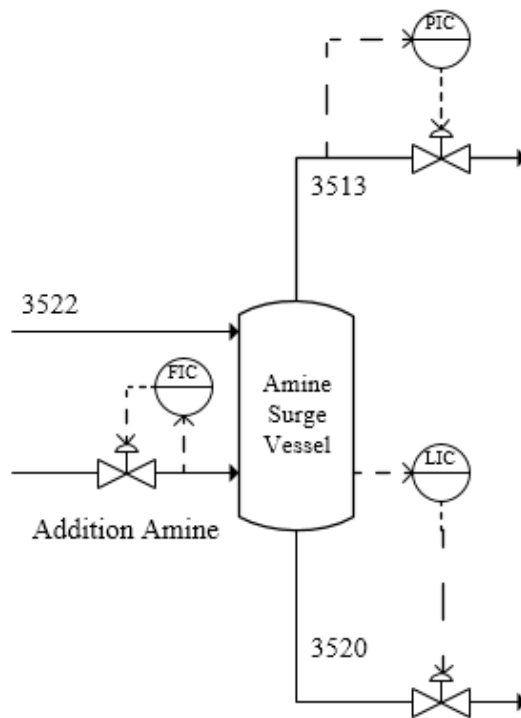
Tekanan bagian atas kolom sama dengan tekanan *condenser* sehingga hanya dipasang satu PIC. Kontrol PID yang kedua adalah TIC untuk mengontrol temperatur pada bagian bawah kolom. Kontrol PID yang ketiga dan keempat adalah LIC dimana dipasang pada kolom dan *reflux drum* untuk mengatur ketinggian *liquid* yang ada di dalamnya. Keluaran dari *Amine Regenerator* ada dua. Keluaran pertama pada bagian atas adalah gas CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S sebagai *distillate product* pada *stream* 3519. Keluaran kedua pada bagian bawah adalah *amine* yang telah bersih dari kandungan berbahaya disebut dengan *Lean Amine* sebagai *bottom product* pada *stream* 3515. *Stream* 3515 inilah yang dimanfaatkan sebagai pemanasan awal *Rich Amine* sebelum masuk pada *Amine Regenerator*.

Selanjutnya untuk memenuhi temperatur *Lean Amine* yang masuk pada *Amine Contactor*, maka ditambahkan pendingin yang dinamakan *Lean Amine Air Cooler*. Kontrol PID yang dipasang pada unit ini adalah TIC (*Temperature Indicator Controller*). TIC dipasang pada keluaran pendingin yang diilustrasikan pada Gambar 4.8 berikut ini.



**Gambar 4. 8** P&ID *Lean Amine Air Cooler*

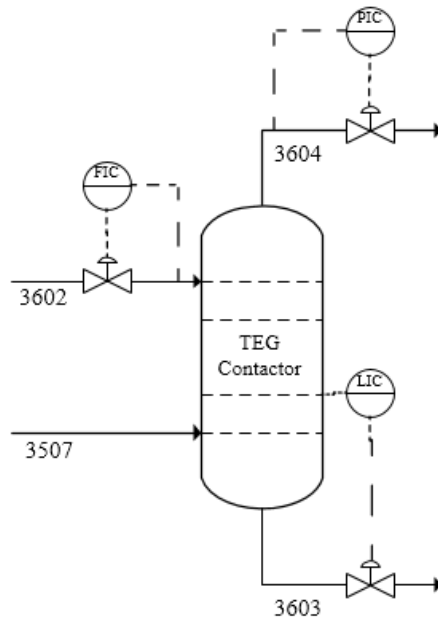
Sebelum *Lean Amine* digunakan kembali pada *Amine Contactor*, *Lean Amine* akan masuk pada tanki penambahan *amine* atau dinamakan *Amine Surge Vessel*. Perancangan kontrol PID pada unit ini sebanyak tiga kontrol PID. Kontrol PID yang pertama adalah FIC untuk mengatur laju aliran massa *Lean Amine* yang ditambahkan. Seperti *vessel* yang lainnya, pada unit ini juga dipasang PIC untuk mengatur tekanan dalam *vessel* dan LIC untuk mengatur ketinggian *liquid* di dalamnya. Kontrol PID pada *Amine Surge Vessel* akan diilustrasikan pada Gambar 4.9.



**Gambar 4. 9** P&ID *Amine Surge Vessel*

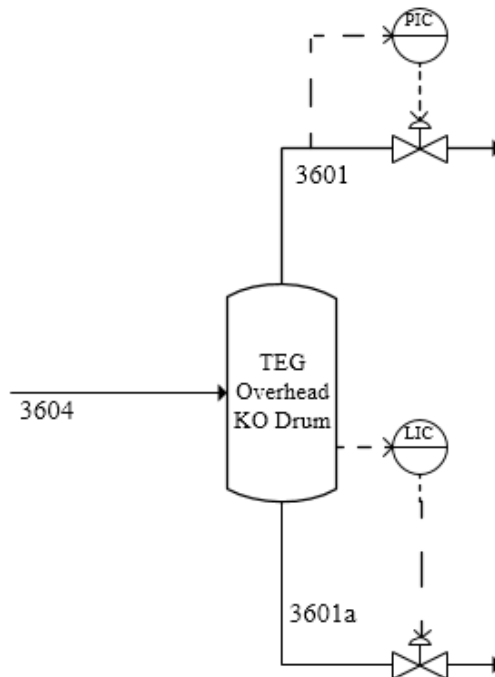
Perancangan kontrol PID yang selanjutnya adalah pada *Gas Dehydrating System*. Proses yang pertama adalah gas keluaran dari *Gas Sweetening System* akan masuk pada *TEG Contactor*. Karena proses pada *Gas Dehydrating System* merupakan proses lanjutan dari *Gas Sweetening System* sehingga kontrol PID yang awalnya sesuai perhitungan CDOF sebanyak enam belas berkurang satu menjadi lima belas CDOF. Hal ini dikarenakan *input* gas pada *Gas Dehydrating System* merupakan variabel yang tidak dapat dikontrol.

Perancangan kontrol PID pada *TEG Contactor* sama dengan perancangan kontrol PID pada *Amine Contactor*, dimana terdapat tiga kontrol PID pada unit ini. Kontrol PID pertama adalah FIC untuk mengatur laju aliran massa *Lean TEG* pada *stream* 3602 yang masuk pada *TEG Contactor*. Kontrol PID yang kedua adalah PIC untuk mengatur tekanan dalam unit ini. Kontrol PID yang ketiga adalah LIC untuk mengatur ketinggian *liquid* dalam *TEG Contactor*. *Inlet* gas pada *stream* 3507 tidak dapat dikontrol karena berasal dari keluaran proses sebelumnya. *Stream* 3507 merupakan *sweet gas* yang masih mengandung air. Gambar P&ID *TEG Contactor* ditunjukkan pada Gambar 4.10 yang ditunjukkan berikut ini.



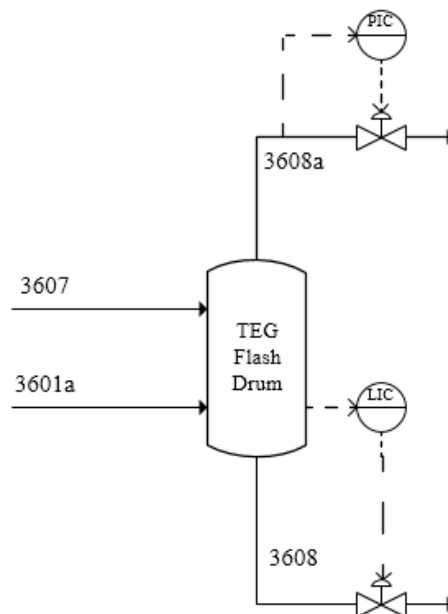
**Gambar 4. 10** P&ID pada TEG Contactor

Liquid yang keluar pada *stream* 3603 merupakan TEG yang banyak kandungan H<sub>2</sub>O, disebut dengan *Rich* TEG. Sedangkan gas yang keluar dari TEG Contactor telah bersih dari kandungan H<sub>2</sub>O, disebut *Dry Gas*. *Dry Gas* selanjutnya akan dimasukkan kembali ke dalam *vessel* yang berfungsi sebagai *separator* untuk memisahkan *liquid* yang masih terikut dalam gas. *Vessel* tersebut disebut TEG Overhead Gas KO Drum.



**Gambar 4. 11** P&ID TEG Overhead Gas KO Drum

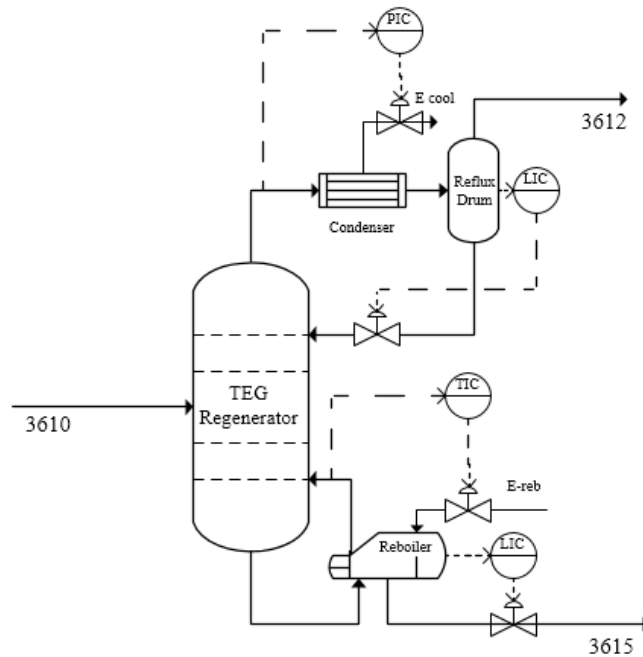
Gambar 4.11 merupakan Perancangan kontrol PID pada TEG *Overhead Gas KO Drum*. Kontrol PID pada TEG *Overhead Gas KO Drum* terdiri dari dua unit. Seperti halnya *vessel* pada umumnya, dibutuhkan dua kontrol PID pada *vessel*. Kontrol PID pertama adalah PIC untuk mengatur tekanan dalam *vessel*. Kontrol PID kedua adalah LIC untuk mengatur ketinggian *liquid* dalam *vessel*. Gas yang keluar pada *stream* 3601 telah bebas dari *liquid* yang sebelumnya masih terikut dalam gas. Kemudian, *liquid* yang terikut akan keluar *vessel* dari bawah melalui *stream* 3601a. *Liquid* ini kemudian akan bergabung dengan *Rich TEG* keluaran dari TEG *Contactora* untuk masuk pada TEG *Flash Drum*.



**Gambar 4. 12** P&ID TEG *Flash Drum*

Gambar 4.12 merupakan perancangan kontrol PID pada TEG *Flash Drum*. Proses pada TEG *Flash Drum* merupakan proses pemisahan gas yang masih terikut dalam *liquid*. Sehingga kontrol PID yang dipasang pada unit ini sama dengan *vessel* sebelumnya yaitu sebanyak dua kontrol PID. Kontrol PID yang pertama adalah PIC untuk mengatur tekanan dalam *vessel*. Kemudian kontrol PID yang kedua adalah LIC untuk mengatur ketinggian *liquid* pada *vessel*. Keluaran dari gas pada *stream* 3608a menuju tempat pembakaran atau dikenal dengan *flare*. Sedangkan *liquid* yang berupa *Rich TEG* pada *stream* 3520 akan mengalami beberapa proses regenerasi agar bisa kembali menjadi *Lean TEG*.

Proses yang selanjutnya adalah *Rich* TEG mengalami pemanasan awal sebelum masuk TEG *Regenerator*. Pemanasan awal ini memanfaatkan integrasi panas dengan bantuan *Heat Exchanger*. Pada unit ini tidak ada kontrol yang dipasang karena tidak ada variabel yang bisa dimanipulasi. Sehingga perancangan kontrol PID yang selanjutnya pada TEG *Regenerator* pada Gambar 4.13 di bawah ini.

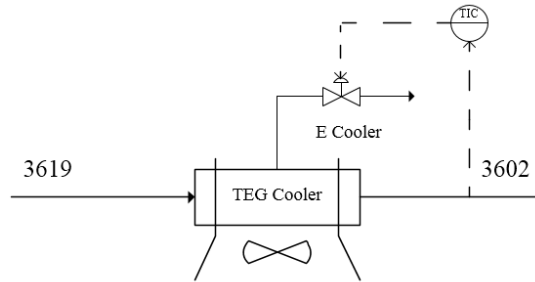


**Gambar 4. 13** P&ID TEG *Regenerator*

Kontrol PID yang dipasang pada TEG *Regenerator* sebanyak empat unit. Kontrol PID pertama adalah PIC untuk mengatur tekanan pada bagian atas kolom. Tekanan bagian atas kolom sama dengan tekanan *condenser* sehingga hanya dipasang satu PIC. Kontrol PID yang kedua adalah TIC untuk mengontrol temperatur pada bagian bawah kolom. Kontrol PID yang ketiga dan keempat adalah LIC dimana dipasang pada kolom dan *reflux drum* untuk mengatur ketinggian *liquid* yang ada di dalamnya. Keluaran dari TEG *Regenerator* ada dua. Keluaran pertama pada bagian atas adalah H<sub>2</sub>O sebagai *distillate product* pada *stream* 3612. Keluaran kedua pada bagian bawah adalah TEG yang telah bersih dari kandungan air disebut dengan *Lean* TEG sebagai *bottom product* pada *stream* 3615. *Stream* 3615 inilah yang dimanfaatkan sebagai pemanasan awal *Rich* TEG sebelum masuk pada TEG *Regenerator*. Proses disebut dinamakan dengan

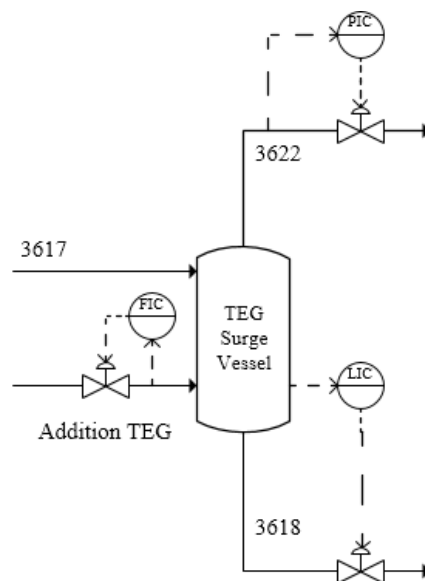
integrasi panas, dengan memanfaatkan energi panas dari suatu fluida untuk memanaskan fluida yang lain. Dengan demikian tidak akan ada energi yang terbuang.

Selanjutnya untuk memenuhi temperatur *Lean* TEG yang masuk pada TEG *Contactor*, maka ditambahkan pendingin yang dinamakan TEG *Cooler*. Kontrol PID yang dipasang pada unit ini adalah TIC (*Temperature Indicator Controller*). TIC dipasang pada keluaran pendingin yang diilustrasikan pada Gambar 4.14 berikut ini.



**Gambar 4. 14** P&ID TEG *Cooler*

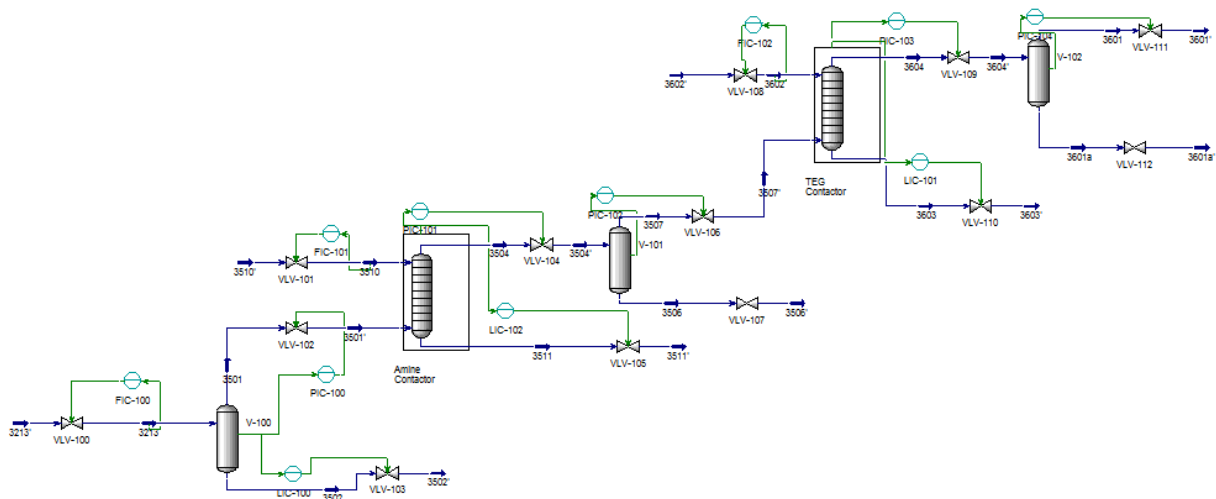
Sebelum *Lean* TEG digunakan kembali pada TEG *Contactor*, *Lean* TEG akan masuk pada tanki penambahan TEG atau dinamakan TEG *Surge Vessel*. Perancangan kontrol PID pada unit ini sebanyak tiga kontrol PID. Kontrol PID yang pertama adalah FIC untuk mengatur laju aliran massa *Lean* TEG yang ditambahkan. Seperti *vessel* yang lainnya, pada unit ini juga dipasang PIC untuk mengatur tekanan dalam *vessel* dan LIC untuk mengatur ketinggian *liquid* di dalamnya. Kontrol PID pada TEG *Surge Vessel* akan diilustrasikan pada Gambar 4.15 seperti di bawah ini.



**Gambar 4. 15** P&ID TEG *Surge Vessel*



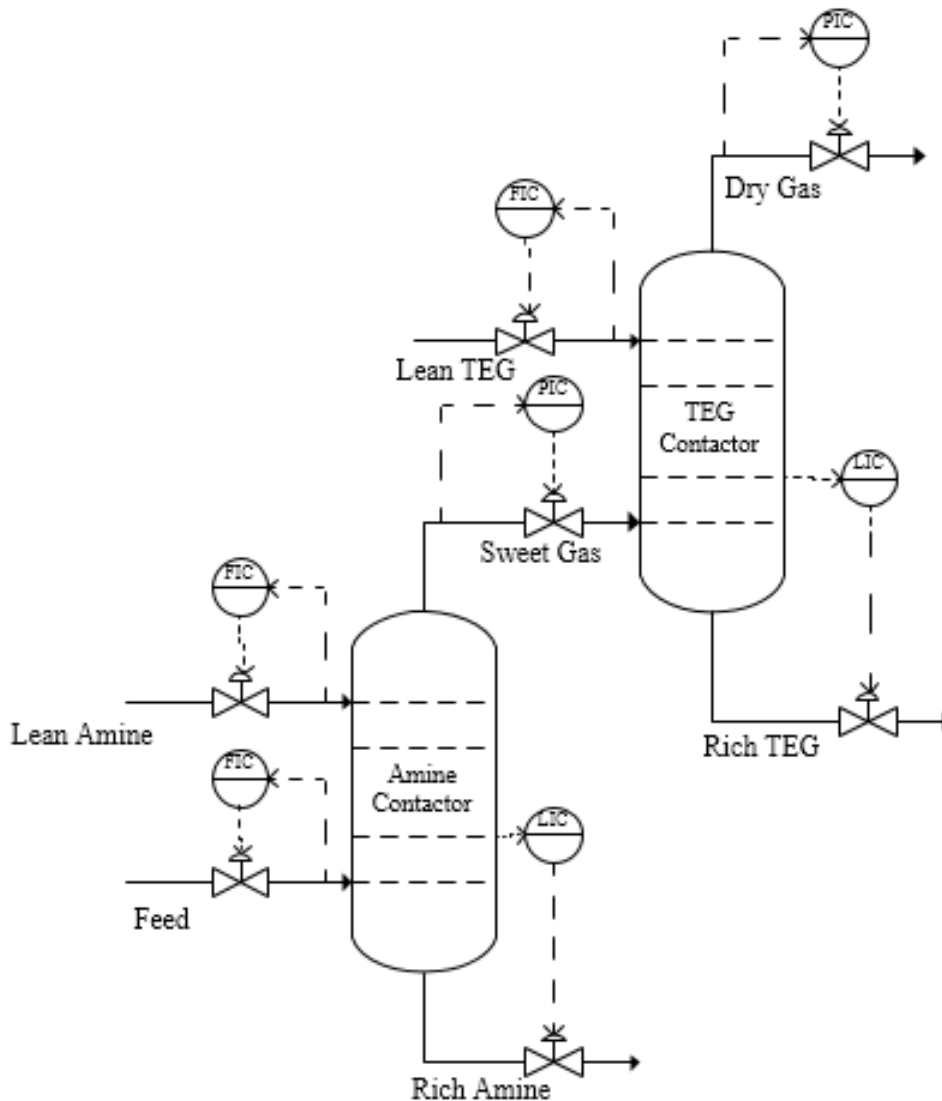
Perancangan kontrol PID juga dilakukan pada *software* HYSYS, namun difokuskan pada *Amine* dan *TEG Contactor* dikarenakan *unit* ini merupakan proses utama pada *Gas Processing Plant*. Seperti yang telah dijelaskan pada bagian tinjauan pustaka, *Contactor* merupakan tempat terjadinya pengikatan gas-gas berbahaya seperti hidrogen sulfida ( $H_2S$ ), karbon dioksida ( $CO_2$ ) dan air ( $H_2O$ ) dari gas alam. Perancangan kontrol PID pada *Amine* dan *TEG Contactor* dapat dilakukan setelah melakukan perubahan *mode* HYSYS dari kondisi statis ke kondisi dinamis. Kondisi statis menunjukkan desain proses pengolahan gas, sedangkan kondisi dinamis menunjukkan proses pengolahan gas yang akan berubah-ubah seiring berjalannya waktu. Hasil perancangan kontrol PID pada *software* HYSYS ditunjukkan pada Gambar 4.16 sebagai berikut.



**Gambar 4. 16** Hasil perancangan kontrol PID pada *Gas Processing Plant*

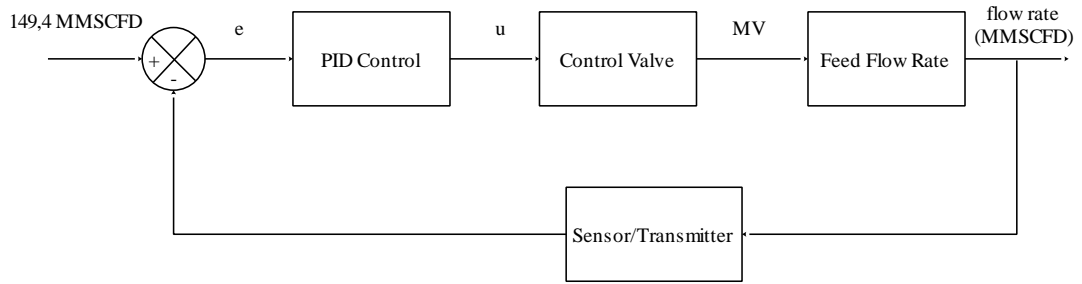
Hasil perancangan kontrol PID dengan menggunakan *software* HYSYS dapat disederhanakan menjadi *Amine Contactor* dan *TEG Contactor* saja. Karena pemisahan gas dari kandungan berbahaya hanya terjadi pada dua unit tersebut, dimana *Amine Contactor* untuk memisahkan kandungan  $CO_2$  dan  $H_2S$  dari gas sedangkan *TEG Contactor* untuk memisahkan kandungan  $H_2O$ . Sehingga kontrol PID yang mempunyai peranan penting bagi proses pemisahan hanya ada 3 unit, yaitu FIC untuk *feed*, *lean amine* dan *lean TEG*. Sedangkan untuk PIC dan LIC digunakan untuk keamanan proses dalam *vessel*. Ilustrasi perancangan kontrol akan dibuat dalam *Amine Contactor* dan *TEG Contactor*, dengan menghilangkan unit tambahan dalam proses

dengan tujuan memudahkan pemahaman. Unit yang dihilangkan yaitu *Amine Contactor Inlet KO Drum*, *Amine Flash Drum* dan *TEG Flash Drum*. Ilustrasi perancangan kontrol PID pada *Gas Processing Plant* secara sederhana ditunjukkan pada Gambar 4.17 berikut ini.



**Gambar 4. 17** Ilustrasi Perancangan Kontrol PID pada *Gas Processing Plant*

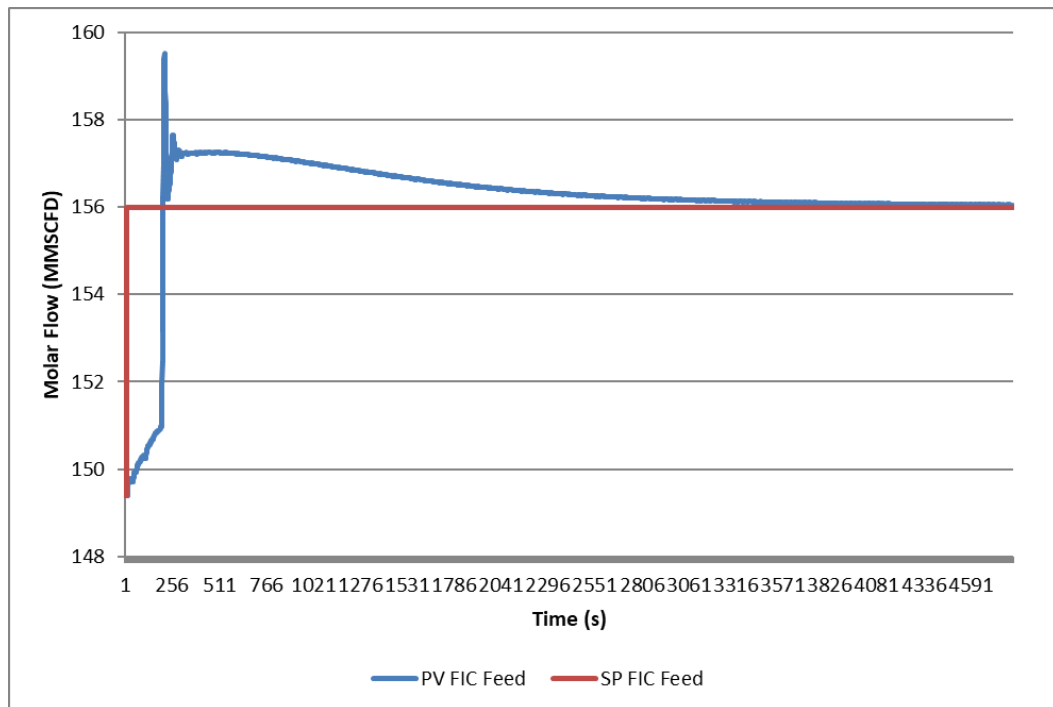
Dari ilustrasi tersebut, dapat digambarkan tiga diagram blok pengendalian untuk masing-masing FIC. Diagram blok pertama adalah diagram blok pengendalian *feed*. *Feed* yang masuk pada proses ini adalah gas yang masih tercampur beberapa kandungan-kandungan berbahaya bagi proses. Kandungan tersebut antara lain  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$  dan  $\text{H}_2\text{O}$ . Diagram blok pengendalian *feed* ditunjukkan pada Gambar 4.18 berikut ini.



**Gambar 4. 18** Diagram Blok Pengendalian Laju Aliran Massa *Feed*

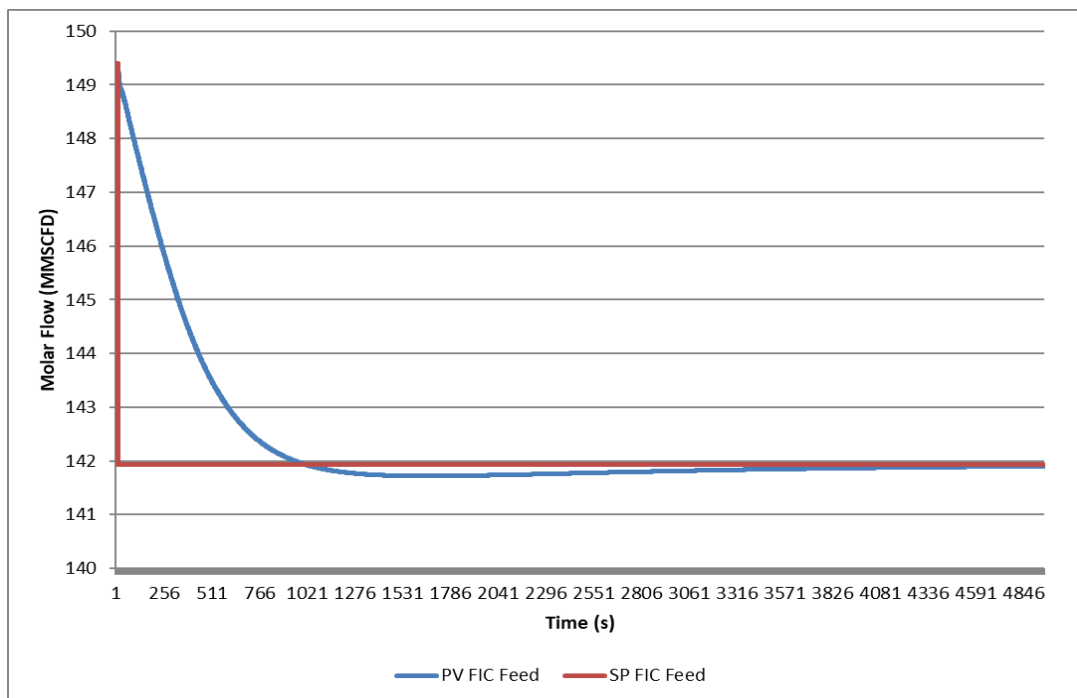
Diagram blok pengendalian tersebut menunjukkan sistem kerja dari kontrol PID pada proses pengendalian laju aliran *feed*. SP dari *feed* ditentukan sebesar 149.4 MMSCFD. Kemudian *sensor* dan *transmitter* akan mengukur nilai laju aliran *feed* pada *plant* sebagai PV. Selisih dari nilai SP dan PV menunjukkan nilai eror yang menjadi masukan untuk kontrol PID. Untuk memastikan bahwa kontrol PID yang dipasang pada laju aliran *feed* telah bekerja dengan baik, maka dilakukan uji *set point* naik 5% dan turun 5%.

Uji *set point* naik 5% pada pengendali laju aliran *feed* dilakukan dengan menaikkan SP sebesar 7.47 MMSCFD yaitu dari 149.4 MMSCFD menjadi 156.87 MMSCFD. Hasil uji *set point* FIC *feed* naik 5% ditunjukkan pada Gambar 4.19.



**Gambar 4. 19** Hasil uji *set point* naik 5% pada FIC *feed*

Pada grafik tersebut, garis merah menunjukkan SP dari FIC *feed*, sedangkan garis biru menunjukkan PV FIC *feed*. Hasil respon menunjukkan adanya *overshoot* di bagian awal dengan nilai di bawah 2% pada saat melakukan uji *set point* naik 5%. Namun, nilai PV dapat mencapai *set point*. Dengan demikian, perancangan kontrol PID pada laju aliran *feed* telah berhasil dibuat. Selain melakukan uji *set point* naik 5%, juga dilakukan uji *set point* turun. Uji *set point* turun 5% pada pengendali laju aliran *feed* dilakukan dengan menurunkan SP sebesar 7.47 MMSCFD yaitu dari 149.4 MMSCFD menjadi 141.93 MMSCFD. Hasil uji *set point* FIC *feed* turun 5% ditunjukkan pada Gambar 4.20 berikut ini.

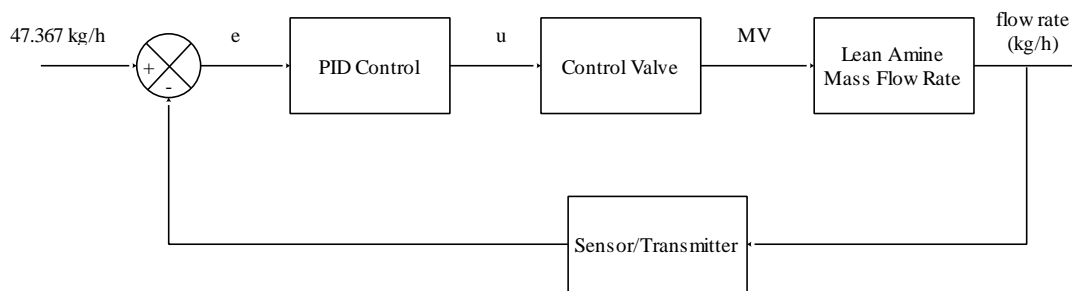


**Gambar 4. 20** Uji *set point* turun 5% pada FIC *feed*

Pada grafik tersebut, garis merah menunjukkan SP dari FIC *feed*, sedangkan garis biru menunjukkan PV FIC *feed*. Hasil respon menunjukkan adanya *undershoot* di bagian awal dengan nilai yang sangat kecil di bawah 2% pada saat melakukan uji *set point* turun 5%. Namun, nilai PV dapat mencapai *set point*. Dengan melakukan uji *set point* naik dan turun, maka dapat dipastikan bahwa kontrol PID sebagai *regulatory control* pada pengendali laju aliran *feed* telah berhasil dibuat karena respon PV dapat

mengikuti *set point* baru dengan nilai *overshoot* atau *undershoot* di bawah 2%, serta nilai eror *steady state* yang juga sangat kecil.

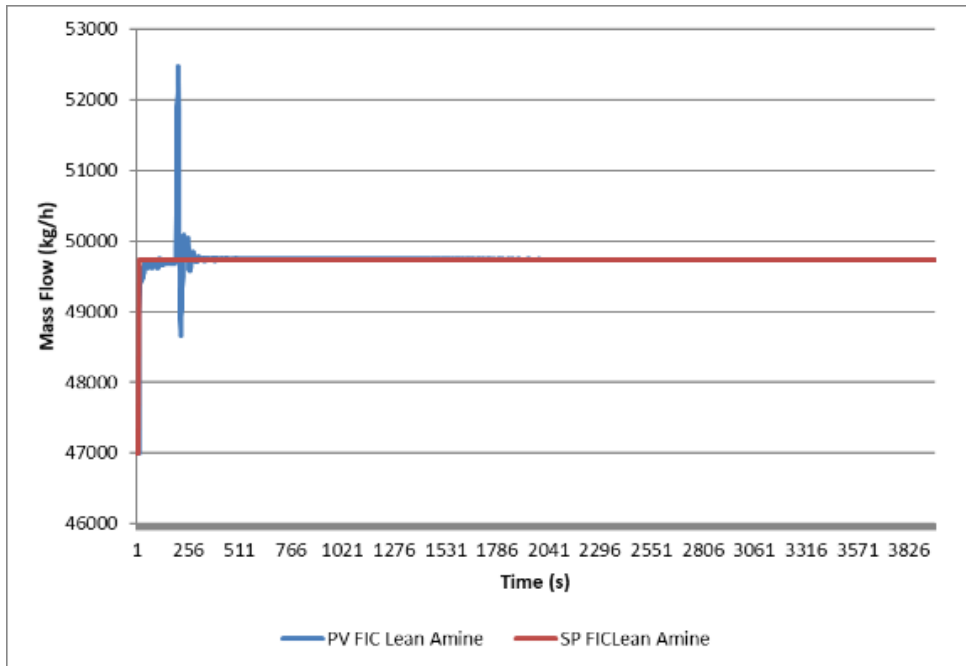
Gas yang masuk kemudian akan mengalami kontak dengan *Lean Amine* di dalam *Amine Contactor*. Konsep pengendalian laju aliran massa adalah menjaga laju aliran massa yang masuk agar sesuai dengan ketetapan yang diinginkan atau dikenal dengan *SP (Set Point)*. Kemudian *SP* akan dibandingkan dengan nilai yang diukur dari proses dengan *sensor* dan *transmitter* yang dikenal dengan *PV (Process Variable)*. Perbedaan antara *SP* dan *PV* memberikan nilai *error* pada proses. Nilai ini kemudian diproses oleh kontrol *PID* sehingga dapat memberikan sinyal kepada *actuator*. Dengan tindakan yang diberikan *actuator* yang dalam proses ini dilakukan oleh *control valve*, maka nilai laju aliran massa *Lean Amine* akan berubah. Diagram blok pengendalian laju aliran massa *Lean Amine* dapat ditunjukkan pada Gambar 4.21 seperti berikut ini.



**Gambar 4. 21** Diagram Blok Pengendalian Laju Aliran Massa *Lean Amine*

Diagram blok pengendalian tersebut menunjukkan sistem kerja dari kontrol *PID* pada proses pengendalian laju aliran massa *Lean Amine*. *SP* dari *Lean Amine* ditentukan sebesar 47.367 kg/h. Kemudian *sensor* dan *transmitter* akan mengukur nilai laju aliran massa *Lean Amine* pada *plant* sebagai *PV*. Selisih dari nilai *SP* dan *PV* menunjukkan nilai eror yang menjadi masukan untuk kontrol *PID*. Untuk memastikan bahwa kontrol *PID* yang dipasang pada laju aliran massa *Lean Amine* telah bekerja dengan baik, maka dilakukan uji *set point* naik 5% dan turun 5%.

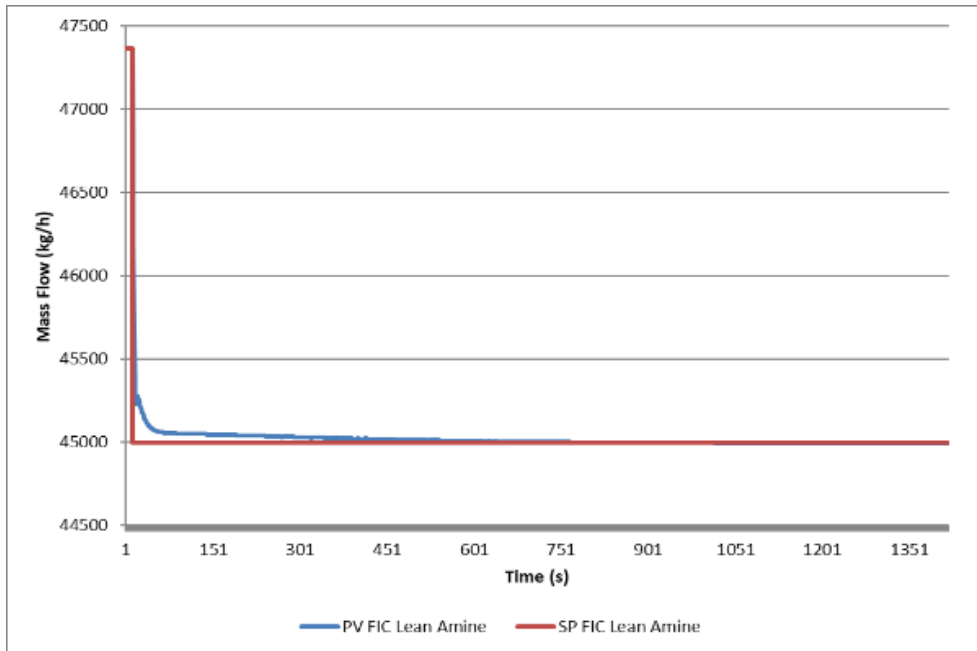
Uji *set point* naik 5% pada pengendali laju aliran massa *Lean Amine* dilakukan dengan menaikkan *SP* sebesar 2.368 kg/h yaitu dari 47.367 kg/h menjadi 49.736 kg/h. Hasil uji *set point* *FIC Lean Amine* naik 5% ditunjukkan pada Gambar 4.22 sebagai berikut.



**Gambar 4. 22** Uji *Set Point* Naik 5% pada FIC *Lean Amine*

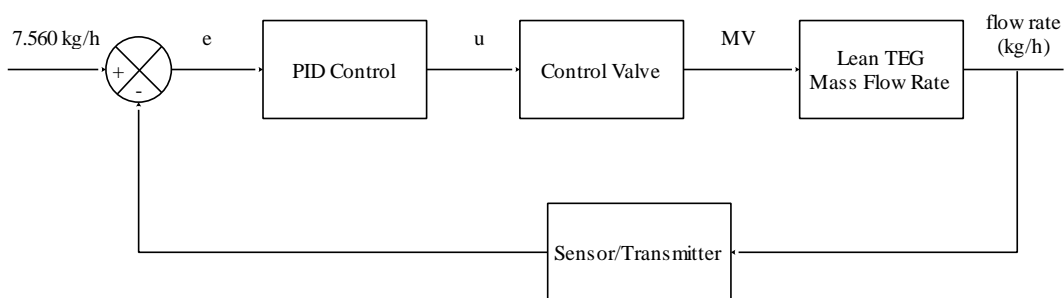
Pada grafik tersebut, garis merah menunjukkan SP dari FIC *Lean Amine*, sedangkan garis biru menunjukkan PV FIC *Lean Amine*. Hasil respon menunjukkan adanya *overshoot* di bagian awal dengan nilai di bawah 2% pada saat melakukan uji *set point* naik 5%. Namun, nilai PV dapat mencapai *set point* dengan waktu yang lebih cepat dibandingkan respon FIC *feed*. Dengan demikian, perancangan kontrol PID pada laju aliran *Lean Amine* telah berhasil dibuat. Selain melakukan uji *set point* naik 5%, juga dilakukan uji *set point* turun. Uji *set point* turun 5% pada pengendali laju aliran massa *Lean Amine* dilakukan dengan menurunkan SP sebesar 2.368 kg/h yaitu dari 47.367 kg/h menjadi 44.999 kg/h. Hasil uji *set point* FIC *Lean Amine* turun 5% ditunjukkan pada Gambar 4.23.

Pada grafik tersebut, garis merah menunjukkan SP dari FIC *Lean Amine*, sedangkan garis biru menunjukkan PV FIC *Lean Amine*. Hasil respon menunjukkan tidak ada *undershoot* di bagian awal pada saat melakukan uji *set point* turun 5%. Nilai PV juga dapat mencapai *set point*. Dengan melakukan uji *set point* naik dan turun, maka dapat dipastikan bahwa kontrol PID sebagai *regulatory control* pada pengendali laju aliran massa *Lean Amine* telah berhasil dibuat karena respon PV dapat mengikuti *set point* baru dengan nilai *overshoot* atau *undershoot* di bawah 2%, serta nilai eror *steady state* yang juga sangat kecil.



**Gambar 4. 23** Uji *Set Point* Turun 5% pada FIC *Lean Amine*

Diagram blok pengendalian untuk laju aliran massa *Lean* TEG memiliki konsep yang sama dengan diagram blok pengendalian laju aliran massa *feed* dan *lean amine*. Jika pengendalian laju aliran massa *feed* dan *lean amine* terdapat pada *Amine Contactor*, pengendalian laju aliran massa *Lean* TEG berada pada TEG *Contactor*. Diagram blok pengendalian laju aliran massa *Lean* TEG ditunjukkan Gambar 4.24.

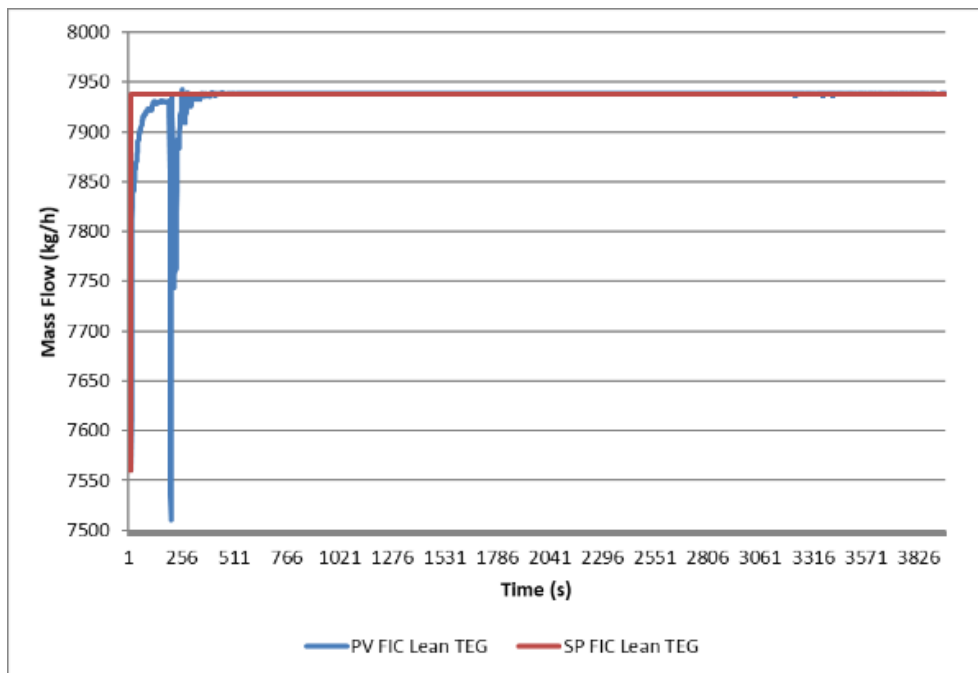


**Gambar 4. 24** Diagram Blok Pengendalian Laju Aliran Massa *Lean* TEG

Diagram blok pengendalian tersebut menunjukkan sistem kerja dari kontrol PID pada proses pengendalian laju aliran massa *Lean* TEG. SP dari *Lean* TEG ditentukan sebesar 7.560 kg/h. Kemudian *sensor* dan *transmitter* akan mengukur nilai laju aliran massa *Lean* TEG pada *plant* sebagai PV. Selisih dari nilai SP dan PV

menunjukkan nilai eror yang menjadi masukan untuk kontrol PID. Untuk memastikan bahwa kontrol PID yang dipasang pada laju aliran massa *Lean* TEG telah bekerja dengan baik, maka dilakukan uji *set point* naik 5% dan turun 5%.

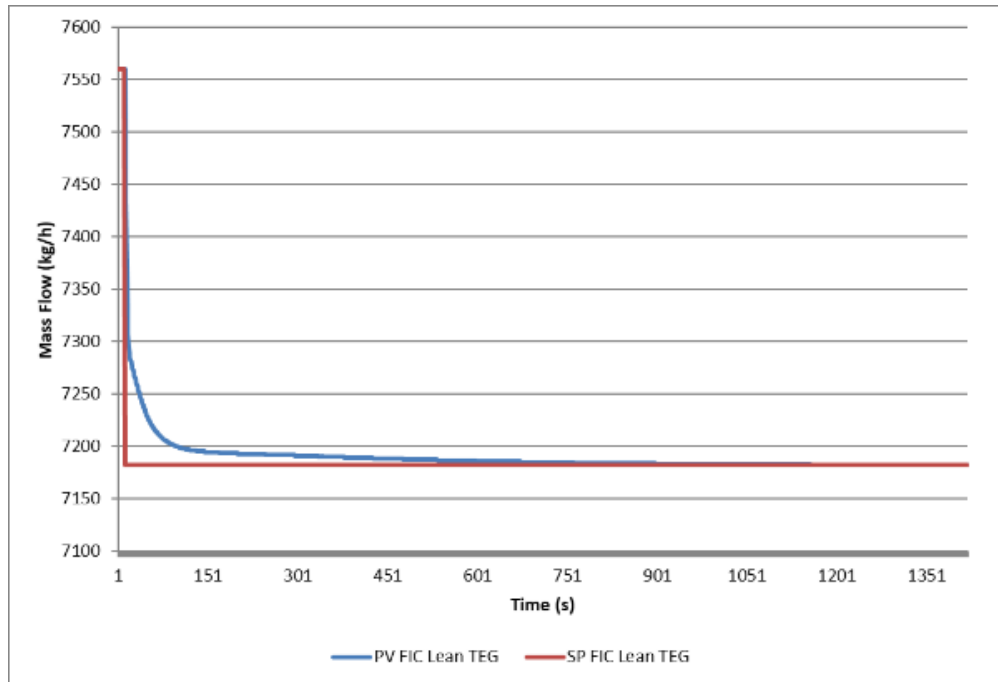
Uji *set point* naik 5% pada pengendali laju aliran massa *Lean* TEG dilakukan dengan menaikkan SP sebesar 378 kg/h yaitu dari 7.560 kg/h menjadi 7.938 kg/h. Hasil uji *set point* FIC *Lean* TEG naik 5% ditunjukkan pada Gambar 4.25 seperti berikut ini.



**Gambar 4. 25** Uji *Set Point* Naik 5% pada FIC *Lean* TEG

Pada grafik tersebut, garis merah menunjukkan SP dari FIC *Lean* TEG sedangkan garis biru menunjukkan PV FIC *Lean* TEG. Hasil respon menunjukkan adanya *undershoot* di bagian awal dengan nilai di bawah 2% pada saat melakukan uji *set point* naik 5%. Namun, nilai PV dapat mencapai *set point* dengan waktu yang lebih cepat dibandingkan respon FIC *feed*. Dengan demikian, perancangan kontrol PID pada laju aliran *Lean* TEG telah berhasil dibuat. Selain melakukan uji *set point* naik 5%, juga dilakukan uji *set point* turun. Uji *set point* turun 5% pada pengendali laju aliran massa *Lean* TEG dilakukan dengan menurunkan SP sebesar 378 kg/h yaitu dari 7.560 kg/h menjadi 7.182 kg/h. Hasil uji *set point* FIC *Lean* TEG turun 5% ditunjukkan pada Gambar 4.26 berikut ini.





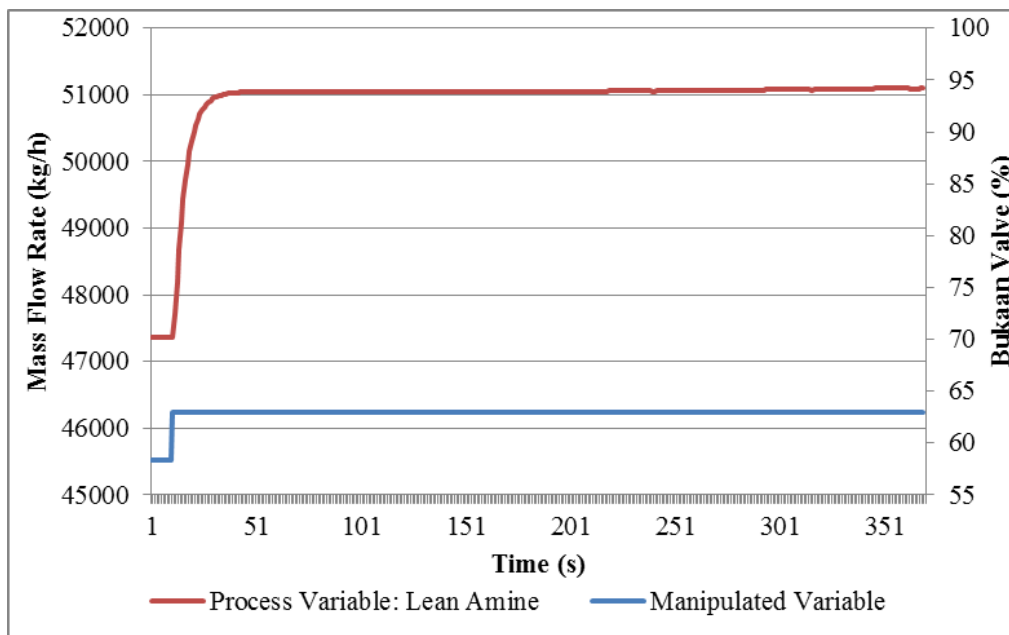
**Gambar 4. 26** Uji *Set Point* Turun 5% pada FIC *Lean* TEG

Pada grafik tersebut, garis merah menunjukkan SP dari FIC *Lean* TEG sedangkan garis biru menunjukkan PV FIC *Lean* TEG. Hasil respon menunjukkan tidak ada *undershoot* di bagian awal pada saat melakukan uji *set point* turun 5%. Nilai PV juga dapat mencapai *set point*. Dengan melakukan uji *set point* naik dan turun, maka dapat dipastikan bahwa kontrol PID sebagai *regulatory control* pada pengendali laju aliran massa *Lean* TEG telah berhasil dibuat karena respon PV dapat mengikuti *set point* baru dengan nilai *overshoot* atau *undershoot* di bawah 2%, serta nilai eror *steady state* yang juga sangat kecil.

#### 4.5 Hasil Pemodelan FOPDT

Hasil pemodelan FOPDT didapatkan dengan cara melakukan uji *open loop* pada *plant*. Uji *open loop* dilakukan dengan cara melakukan perubahan *step* pada *input* proses. Kemudian *output* proses akan berubah dan menunjukkan grafik orde satu seperti yang telah dijelaskan pada bagian 2.5. Hasil perubahan *output* akibat perubahan *input* inilah yang menjadi ajuan untuk mendapatkan pemodelan FOPDT. Pemodelan FOPDT ini dilakukan untuk mendapatkan pemodelan matematis dari suatu sistem. Pemodelan FOPDT yang diperlukan adalah pada laju aliran massa *lean amine*, laju

aliran massa pada *lean* TEG, pengaruh laju aliran massa *feed* sebagai *disturbance* terhadap laju aliran massa *lean amine* dan *lean* TEG. Untuk laju aliran massa *lean amine* dan *lean* TEG *inputnya* adalah bukaan *valve* atau disebut MV (*Manipulated Variable*). Sedangkan untuk pengaruh laju aliran massa *feed* sebagai *disturbance* terhadap laju aliran massa *lean amine* dan *lean* TEG, *inputnya* adalah perubahan *feed*. Dengan demikian, terdapat 4 uji *open loop* yang telah dilakukan. Hasil uji *open loop* ditunjukkan pada Gambar 4.27-4.30 sebagai berikut.



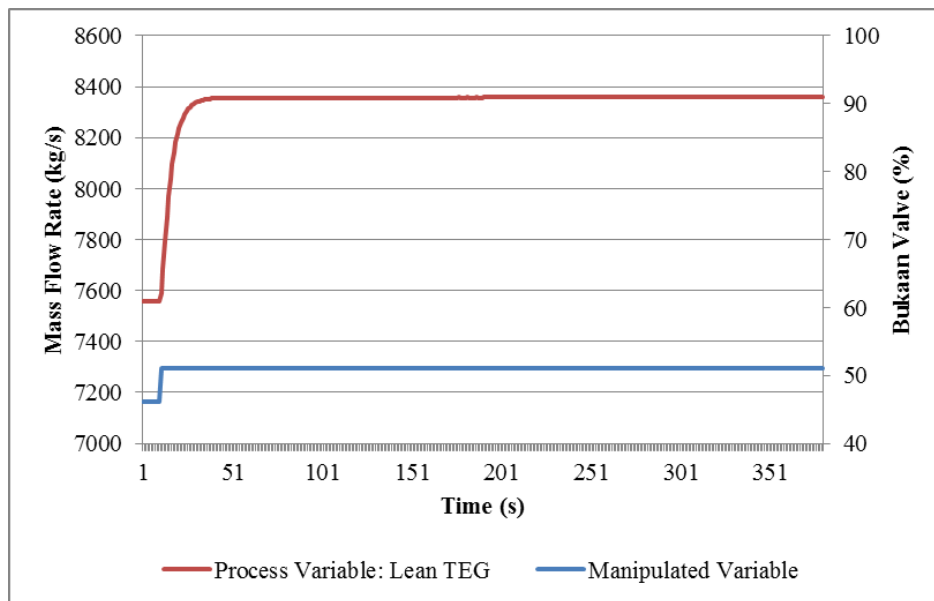
**Gambar 4. 27** Respon *open loop* pada laju aliran massa *Lean Amine*

Gambar 4.27 menunjukkan hasil uji *open loop* pada laju aliran massa *Lean Amine* dengan menaikkan bukaan *valve* sebesar 5% dari 58% menjadi 63%. Garis biru menunjukkan MV (*Manipulated Variable*), yaitu bukaan *valve* dalam persen. Garis merah merupakan PV (*Process Variable*) yaitu laju aliran massa *Lean Amine* dalam kg/h. Grafik tersebut digambarkan terhadap variabel waktu dengan satuan detik. Respon laju aliran massa *Lean Amine* menunjukkan respon grafik orde satu. Perhitungan yang dibutuhkan untuk mendapatkan pemodelan FOPDT adalah perubahan *input* dan *output* proses sebagai *gain*, waktu yang dibutuhkan untuk mencapai 63% dari keadaan tunak sebagai *time constant*, serta waktu tunda respon sebagai *delay time*. Nilai dari variabel FOPDT untuk laju aliran massa *lean amine* dijelaskan pada Tabel 4.7 sebagai berikut.

**Tabel 4. 7** Variabel FOPDT untuk Laju Aliran Massa *Lean Amine*

Variabel FOPDT	Nilai
<i>Gain</i>	811.69
<i>Time Constant</i>	5.27
<i>Delay Time</i>	1.67

Pemodelan FOPDT pada laju aliran massa *Lean* TEG ditunjukkan pada Gambar 4.28 sebagai berikut.



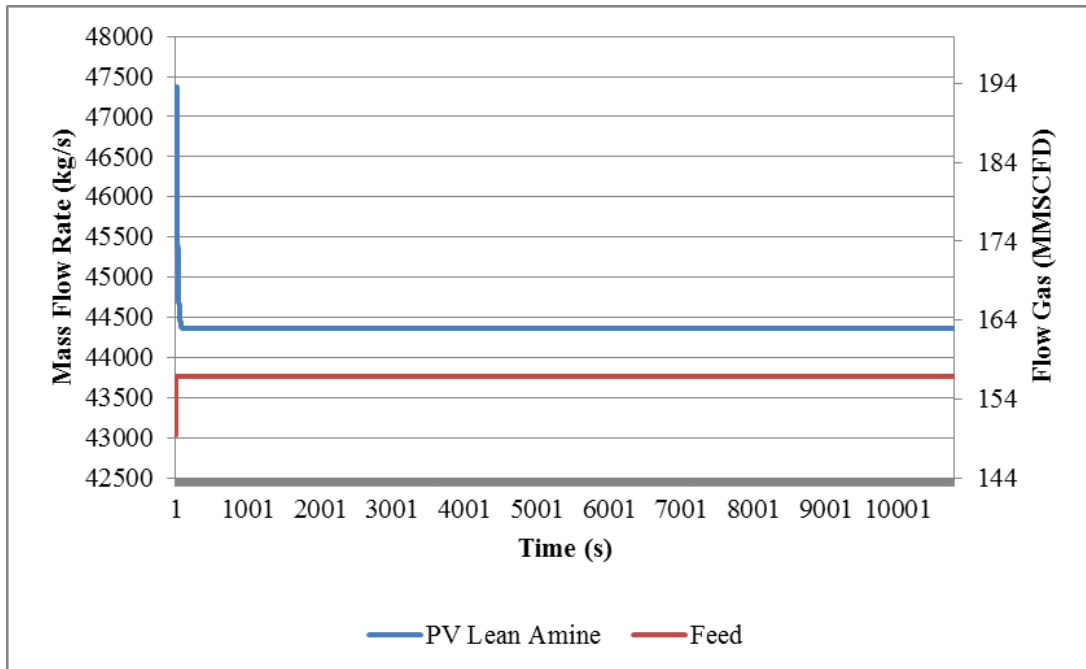
**Gambar 4. 28** Respon *Open Loop* pada FIC *Lean* TEG

Gambar 4.28 menunjukkan hasil uji *open loop* pada laju aliran massa *Lean* TEG dengan menaikkan bukaan *valve* sebesar 5%. Respon laju aliran massa *Lean* TEG menunjukkan respon grafik orde satu. Nilai dari variabel FOPDT untuk laju aliran massa *lean amine* TEG dijelaskan pada Tabel 4.8 berikut.

**Tabel 4. 8** Variabel FOPDT untuk Laju Aliran Massa *Lean* TEG

Variabel FOPDT	Nilai
<i>Gain</i>	164.57
<i>Time Constant</i>	5.25
<i>Delay Time</i>	1.16

Pemodelan FOPDT pada laju aliran massa *Lean Amine* akibat adanya gangguan dari *disturbance* yaitu laju aliran massa *feed* ditunjukkan pada Gambar 4.29 sebagai berikut.



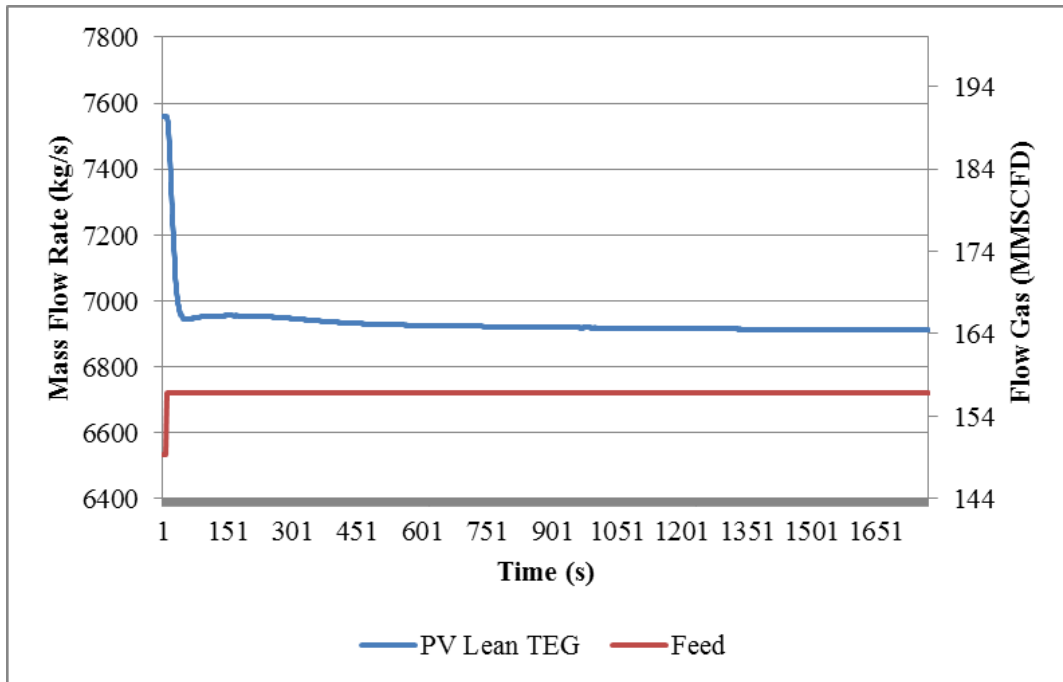
**Gambar 4. 29** Respon *Open Loop* Gangguan terhadap *Lean Amine*

Gambar 4.29 menunjukkan hasil uji *open loop* pada laju aliran massa *Lean Amine* akibat adanya gangguan dari laju aliran massa *feed* dengan menaikkan bukaan *valve* sebesar 5%. Nilai dari variabel FOPDT untuk laju aliran massa *lean amine* akibat *disturbance* dijelaskan pada Tabel 4.9 berikut.

**Tabel 4. 9** Variabel FOPDT untuk Laju Aliran Massa *Lean Amine*

Variabel FOPDT	Nilai
<i>Gain</i>	-403.64
<i>Time Constant</i>	3.04
<i>Delay Time</i>	1.81

Sama seperti yang didapatkan pada pemodelan FOPDT laju aliran massa *Lean Amine*. Pemodelan FOPDT pada laju aliran massa *Lean TEG* akibat adanya gangguan dari laju aliran massa *feed* ditunjukkan pada Gambar 4.30 sebagai berikut.



**Gambar 4. 30** Respon *Open Loop* Gangguan terhadap *Lean TEG*

Gambar 4.30 menunjukkan hasil uji *open loop* pada laju aliran massa *Lean TEG* akibat adanya gangguan dari laju aliran massa *feed* dengan menaikkan bukaan *valve* sebesar 5%. Nilai dari variabel FOPDT untuk laju aliran massa *lean TEG* akibat *disturbance* dijelaskan pada Tabel 4.10 berikut.

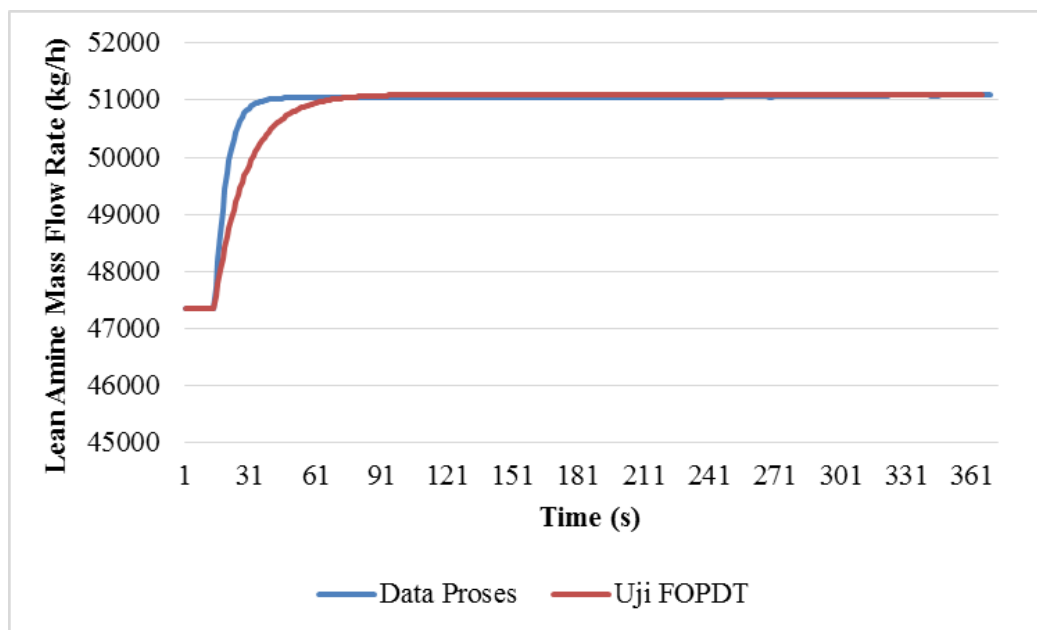
**Tabel 4. 10** Variabel FOPDT untuk Laju Aliran Massa *Lean Amine*

Variabel FOPDT	Nilai
<i>Gain</i>	-87.06
<i>Time Constant</i>	11.39
<i>Delay Time</i>	6.59

Dengan demikian, telah didapatkan empat pemodelan FOPDT yang dibutuhkan untuk melakukan optimisasi perancangan kontrol yang akan dijelaskan pada bagian selanjutnya. Namun sebelum itu, pemodelan FOPDT yang telah didapatkan akan divalidasi untuk mendapatkan nilai RMSE antara hasil pemodelan dengan data proses. Nilai RMSE tersebut menunjukkan seberapa dekat hasil pemodelan dengan data proses. Apabila nilai RMSe kecil, maka dapat disimpulkan bahwa pemodelan FOPDT yang didapatkan telah sesuai.

#### 4.6 Hasil Validasi Pemodelan FOPDT

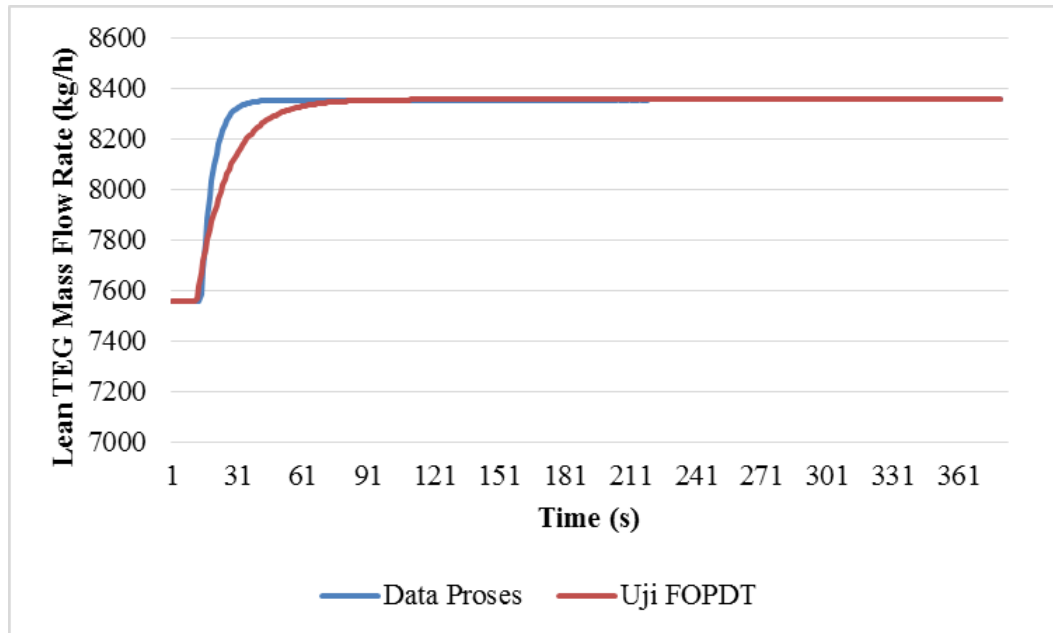
Validasi pemodelan proses dilakukan untuk menguji hasil pemodelan FOPDT yang telah didapatkan dari data proses. Pengujian hasil FOPDT ini dilakukan dengan menggunakan *Simulink* dengan memberikan sinyal *step* pada *input* pemodelan hasil FOPDT. Kemudian hasil pengujian FOPDT dibandingkan dengan data proses sehingga didapatkan hasil pengujian pemodelan FOPDT untuk proses laju aliran massa *Lean Amine* ditunjukkan pada Gambar 4.31 sebagai berikut.



**Gambar 4. 31** Validasi Pemodelan FOPDT Laju Aliran Massa *Lean Amine*

Pengujian model untuk laju aliran massa *Lean Amine* dapat dihitung nilai RMSE (*Root Mean Square Error*) yaitu sebesar 0.52%. Dengan nilai RMSE yang begitu kecil yaitu di bawah 5%, maka dapat dibuktikan bahwa pemodelan proses untuk laju aliran massa *lean TEG* menggunakan FOPDT telah teruji benar. Namun nilai ini masih bisa dkecilkan dengan melakukan optimisasi pemodelan FOPDT yang akan dijelaskan pada bagian selanjutnya. Dengan demikian nantinya akan didapatkan variabel FOPDT yang optimal agar mendapatkan hasil RMSE yang minimal.

Hasil pengujian FOPDT untuk proses laju aliran *Lean TEG* dibandingkan dengan data proses sehingga didapatkan hasil pengujian pemodelan yang ditunjukkan pada Gambar 4.32 sebagai berikut.

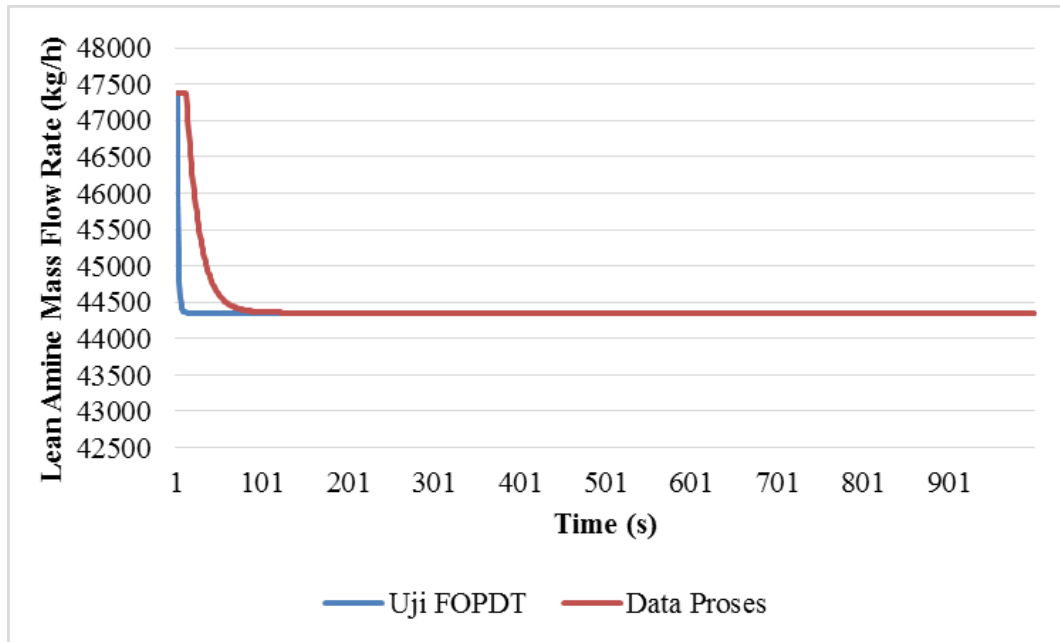


**Gambar 4.32** Validasi Pemodelan FOPDT Laju Aliran Massa *Lean* TEG

Pengujian pemodelan untuk laju aliran massa *lean* TEG dapat dihitung nilai RMSE nya yaitu sebesar 0.56%. Dengan nilai RMSE yang begitu kecil yaitu di bawah 1 % maka dapat dibuktikan bahwa pemodelan proses untuk laju aliran massa *lean* TEG menggunakan FOPDT telah teruji benar. Namun nilai ini masih bisa dikecilkan dengan melakukan optimisasi pemodelan FOPDT yang akan dijelaskan pada bagian selanjutnya. Dengan demikian nantinya akan didapatkan variabel FOPDT yang optimal agar mendapatkan hasil RMSE yang minimal.

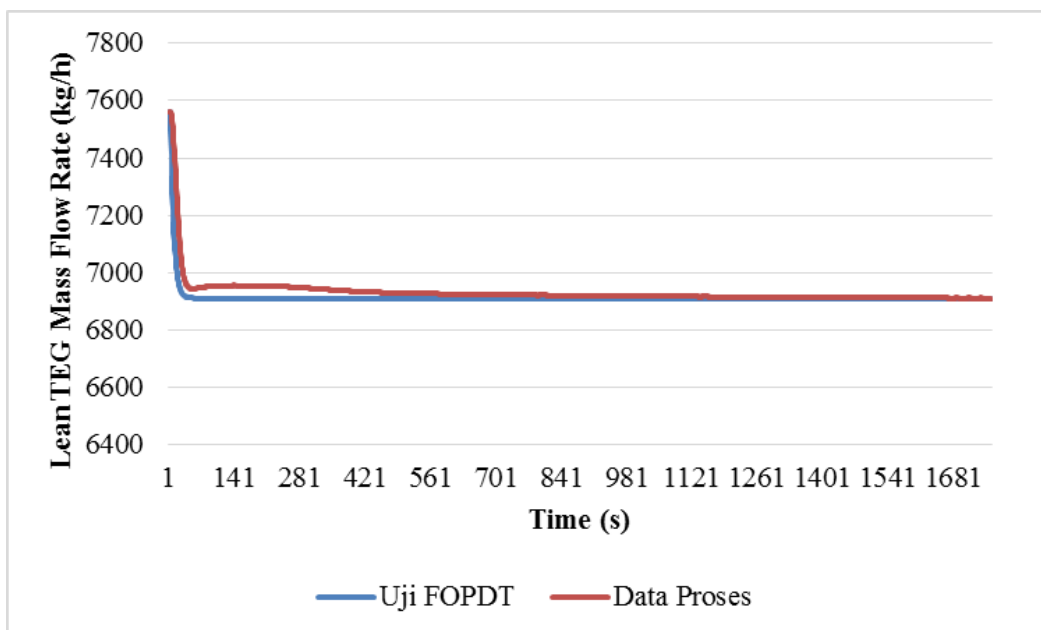
Validasi pemodelan yang dilakukan selanjutnya adalah untuk validasi pemodelan *disturbance* terhadap laju aliran massa *Lean Amine*. *Disturbance* yang diberikan pada *feed* yaitu menaikkan dari 149 MMSCFD menjadi 157 MMSCFD. Hasil validasi pemodelan *disturbance* terhadap laju aliran massa *Lean Amine* ditunjukkan pada Gambar 4.33 sebagai berikut.

Pengujian pemodelan untuk *disturbance* terhadap laju aliran massa *lean Amine* dapat dihitung nilai RMSE nya yaitu sebesar 0.82%. Dengan nilai RMSE yang begitu kecil yaitu di bawah 1%, maka dapat dibuktikan bahwa pemodelan proses untuk *disturbance* terhadap laju aliran massa *Lean Amine* menggunakan FOPDT telah teruji benar. Namun nilai ini masih bisa dikecilkan dengan melakukan optimisasi pemodelan FOPDT. Dengan demikian nantinya akan didapatkan variabel FOPDT yang optimal agar mendapatkan hasil RMSE yang minimal.



**Gambar 4.33** Validasi Pemodelan FOPDT *Disturbance Lean Amine*

Validasi pemodelan terakhir yang dilakukan selanjutnya adalah untuk validasi pemodelan *disturbance* terhadap laju aliran massa *Lean TEG*. *Disturbance* yang diberikan pada *feed* yaitu menaikkan dari 149 MMSCFD menjadi 157 MMSCFD. Hasil validasi pemodelan *disturbance* terhadap laju aliran massa *Lean TEG* ditunjukkan pada Gambar 4.34.



**Gambar 4.34** Validasi Pemodelan FOPDT *Disturbance Lean TEG*

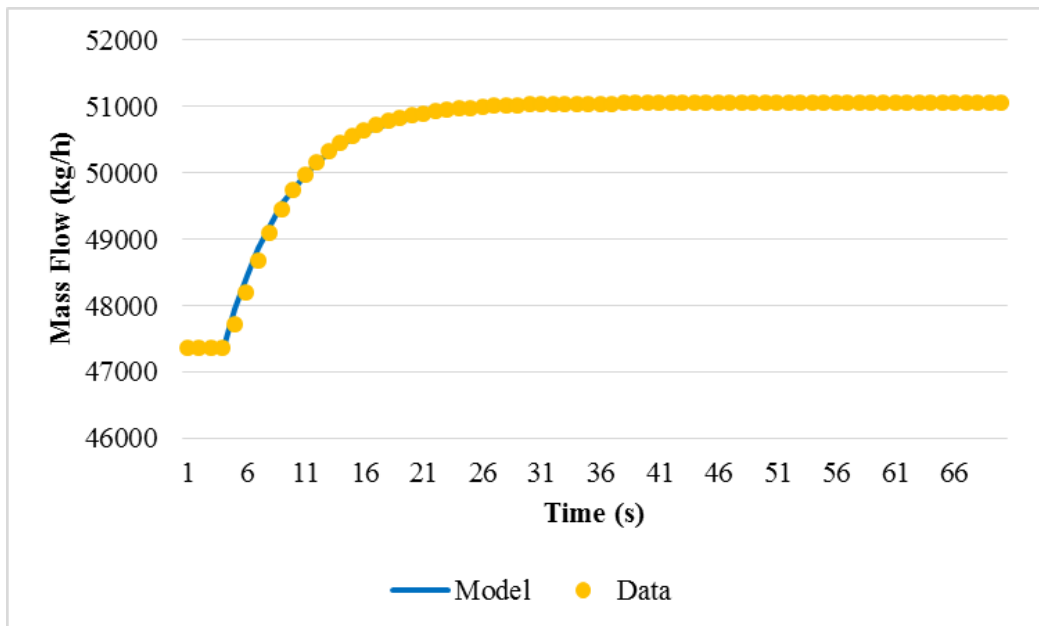


Pengujian pemodelan untuk *disturbance* terhadap laju aliran massa *lean* TEG dapat dihitung nilai RMSE nya yaitu sebesar 0.46%. Dengan nilai RMSE yang begitu kecil yaitu di bawah 1%, maka dapat dibuktikan bahwa pemodelan proses untuk *disturbance* terhadap laju aliran massa *lean* TEG menggunakan FOPDT telah teruji benar.

Dari semua pengujian pemodelan FOPDT yang telah dilakukan baik pada proses laju aliran massa *Lean Amine* dan *Lean TEG* serta pada proses akibat adanya *disturbance* baik terhadap proses laju aliran massa *Lean Amine* dan *Lean TEG* semuanya menunjukkan hasil RMSE di bawah 1%, yang menunjukkan bahwa pemodelan FOPDT telah teruji dengan benar.

Setelah melakukan validasi pemodelan FOPDT, maka langkah yang selanjutnya adalah melakukan optimisasi agar nilai MAE pada pemodelan minimum. Nilai MAE yang minimum didapatkan dari variabel pomodelan yang optimum. Variabel pemodelan antara lain *gain*, *time constant*, dan *delay time*. Optimisasi pemodelan dilakukan pada empat model yang telah divalidasi. Hasil dari optimisasi yang dilakukan akan memberikan grafik yang sesuai antara data proses dengan data hasil dari model. Grafik hasil optimisasi akan ditunjukkan pada Gambar 4.35-4.38.

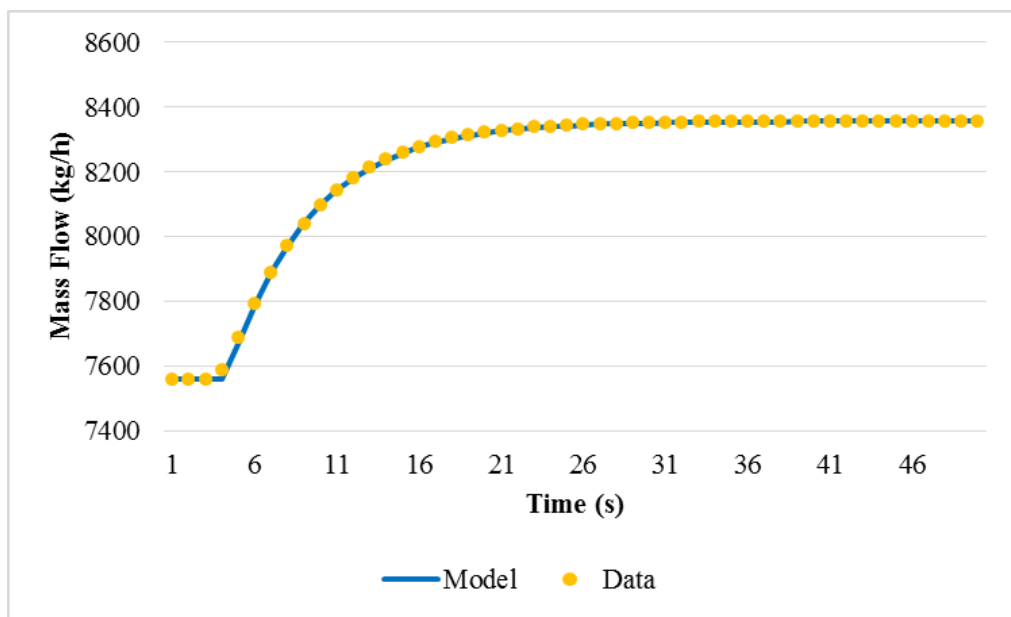
Gambar 4.35 berikut merupakan grafik yang menunjukkan hasil optimisasi model laju aliran massa *Lean Amine*



**Gambar 4. 35** Grafik Optimisasi Pemodelan FOPDT Laju Aliran Massa *Lean Amine*

Pada Gambar 4.35 terdapat dua grafik yang disajikan. Grafik pertama berupa garis warna biru yang merupakan hasil pemodelan FOPDT. Grafik kedua berupa titik-titik dengan warna kuning yang menunjukkan data proses. Dari dua grafik tersebut digabungkan menjadi satu untuk mengetahui seberapa dekat model yang dibuat dengan data. Optimisasi yang dilakukan telah berhasil menurunkan nilai RMSE yaitu menjadi 0.06%.

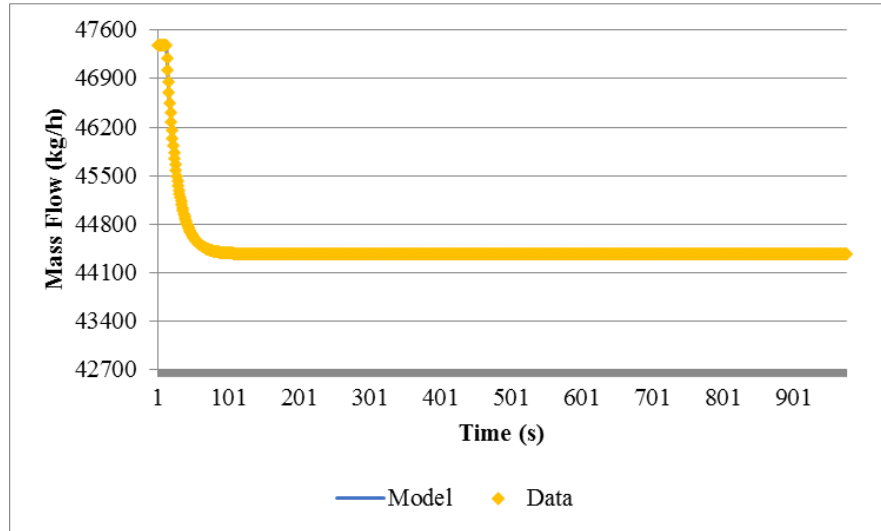
Optimisasi pemodelan FOPDT yang kedua adalah laju aliran massa *Lean* TEG. Gambar 4.36 berikut menunjukkan hasil optimisasi model laju aliran massa *Lean* TEG.



**Gambar 4. 36** Grafik Optimisasi Pemodelan FOPDT Laju Aliran Massa *Lean* TEG

Pada Gambar 4.36 terdapat dua grafik yang disajikan. Grafik pertama berupa garis warna biru yang merupakan hasil pemodelan FOPDT. Grafik kedua berupa titik-titik dengan warna kuning yang menunjukkan data proses. Dari dua grafik tersebut digabungkan menjadi satu untuk mengetahui seberapa dekat model yang dibuat dengan data. Optimisasi yang dilakukan telah berhasil menurunkan nilai RMSE yaitu menjadi 0.07%.

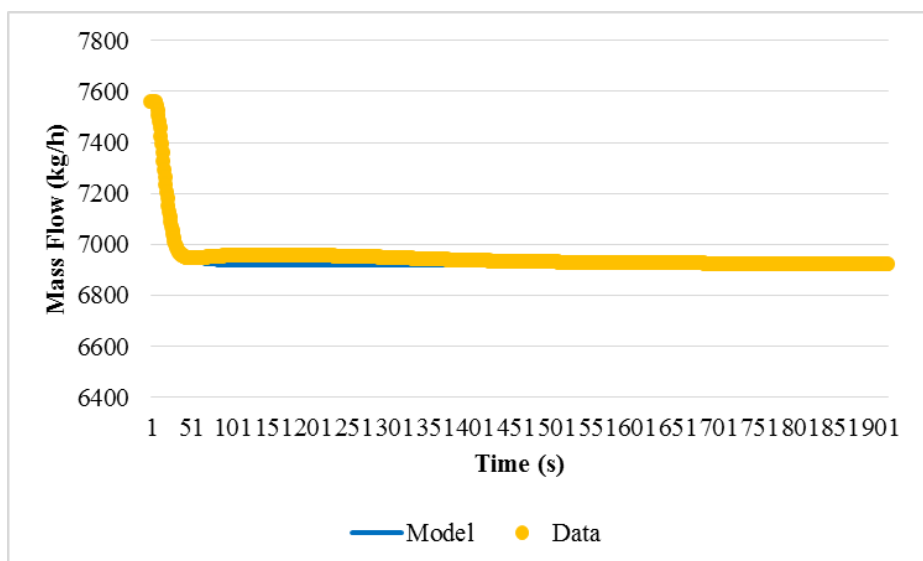
Optimisasi pemodelan FOPDT yang ketiga adalah *disturbance* laju aliran massa *Lean Amine* oleh *feed*. Gambar 4.37 berikut menunjukkan hasil optimisasi model *disturbance* laju aliran massa *Lean Amine*.



**Gambar 4. 37** Grafik Optimisasi Pemodelan FOPDT *Disturbance Lean Amine*

Pada Gambar 4.37 terdapat dua grafik yang disajikan. Grafik pertama berupa garis warna biru yang merupakan hasil pemodelan FOPDT. Grafik kedua berupa titik-titik dengan warna kuning yang menunjukkan data proses. Dari dua grafik tersebut digabungkan menjadi satu untuk mengetahui seberapa dekat model yang dibuat dengan data. Optimisasi yang dilakukan telah berhasil menurunkan nilai RMSE yaitu menjadi 0.82%.

Optimisasi pemodelan FOPDT yang keempat adalah *disturbance* laju aliran massa *Lean TEG* oleh *feed*. Gambar 4.38 berikut menunjukkan hasil optimisasi model *disturbance* laju aliran massa *Lean TEG*.



**Gambar 4. 38** Grafik hasil optimisasi pemodelan FOPDT *Disturbance Lean TEG*

Pada Gambar 4.38 terdapat dua grafik yang disajikan. Grafik pertama berupa garis warna biru yang merupakan hasil pemodelan FOPDT. Grafik kedua berupa titik-titik dengan warna kuning yang menunjukkan data proses. Dari dua grafik tersebut digabungkan menjadi satu untuk mengetahui seberapa dekat model yang dibuat dengan data. Optimisasi yang dilakukan telah berhasil menurunkan nilai RMSE yaitu menjadi 0.21%.

Grafik pada Gambar 4.35-4.38 menunjukkan bahwa pemodelan FOPDT lebih sesuai dibandingkan dengan hasil validasi sebelumnya. Sehingga pemodelan FOPDT yang didapatkan dapat merepresentasikan proses yang terjadi. Optimisasi yang dilakukan juga memberikan variabel yang optimal pada empat pemodelan tersebut. Hasil pemodelan FOPDT yang optimal akan ditunjukkan pada Tabel 4.11 sebagai berikut.

**Tabel 4. 11** Hasil optimisasi pemodelan FOPDT

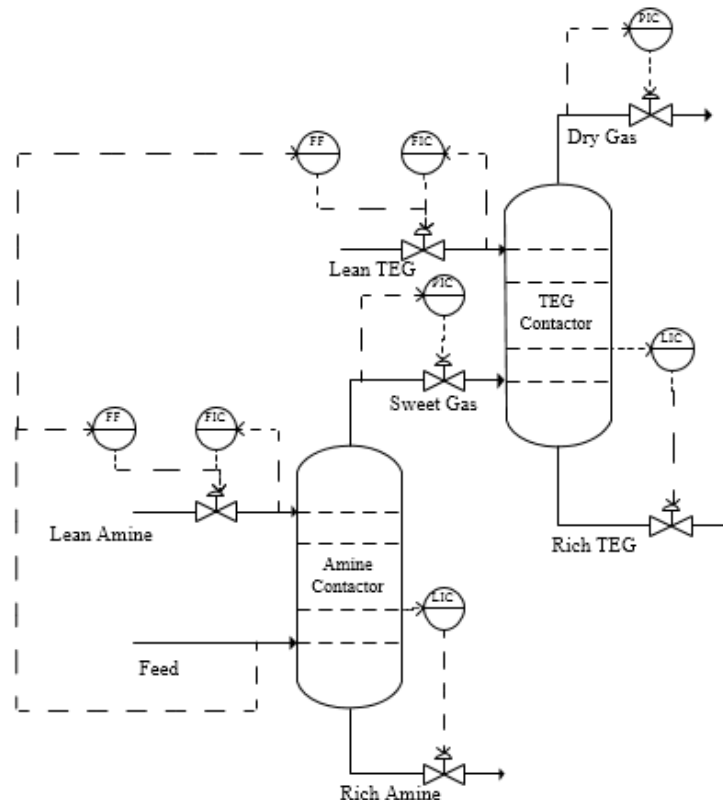
<i>Optimum Variabel</i>	<i>Gain</i>	<i>Time Constant</i>	<i>Delay Time</i>	RMSE
<i>FIC Lean Amine</i>	803.7549	5.655601	3.999841	0.06%
<i>FIC Lean TEG</i>	164.1992	5.116463	4.230828	0.07%
<i>Disturbance Lean Amine</i>	748.0519	1966.504	35.55267	0.82%
<i>Disturbance Lean TEG</i>	-85.9325	12.27366	9.136532	0.21%

Optimisasi pemodelan FOPDT menunjukkan hasil RMSE yang menurun dibandingkan dengan pada saat melakukan validasi pemodelan. Untuk *FIC Lean Amine*, RMSE menurun dari 0.52% menjadi 0.06%. Penurunan ini cukup *significant*. Perbandingan juga dapat dilihat pada grafik hasil validasi dengan hasil optimisasi. Penurunan RMSE yang *significant* juga terjadi pada *FIC Lean TEG*. RMSE pemodelan FOPDT menurun dari 0.56% menurun menjadi 0.07%. Kedua nilai RMSE untuk *FIC Lean Amine* dan *Lean TEG* memberikan penurunan yang *significant*, sehingga didapatkan nilai yang optimum untuk ketiga variabel FOPDT. Berbeda halnya dengan RMSE *disturbance Lean Amine* dan *Lean TEG*. Penurunan nilai RMSE tidak terlalu *significant* karena saat uji *disturbance* lebih banyak faktor yang mempengaruhi. Pengaruh tersebut datang dari setiap variabel proses yang dilalui *disturbance* hingga sampai ke *Lean Amine* dan *Lean TEG*. Namun meski demikian,

semua nilai RMSE di bawah 1%. Hal ini memberikan arti bahwa semakin minimum nilai RMSE maka semakin mirip pula pemodelan dengan data proses aslinya. Dengan demikian, pemodelan FOPDT telah didapatkan dan telah sesuai dengan data proses karena menunjukkan nilai RMSE yang cukup kecil yaitu di bawah 1%.

#### 4.7 Hasil Optimisasi Perancangan Pengendali *Feedforward*

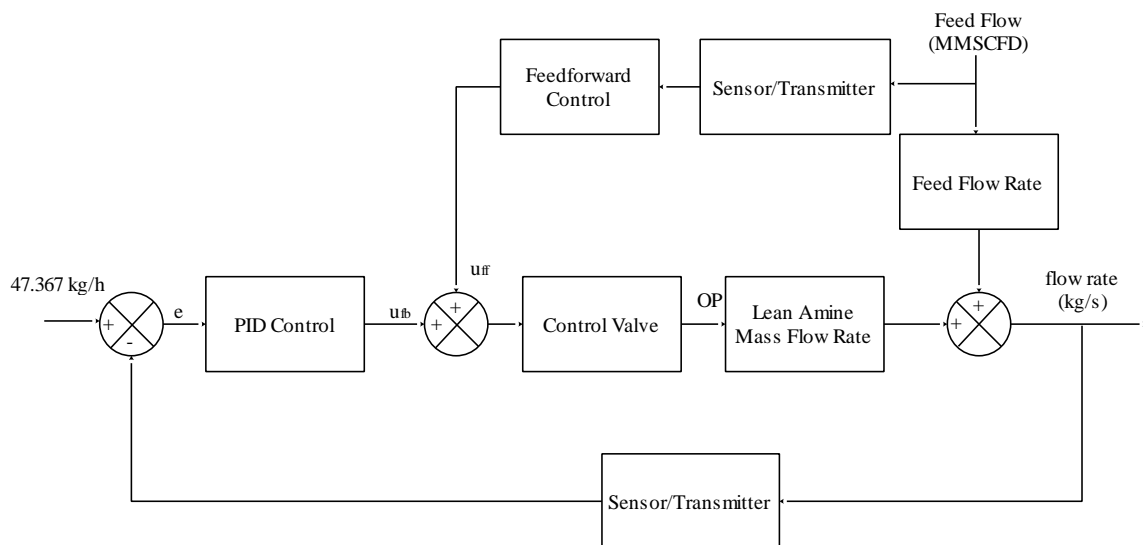
Perancangan pengendali *feedforward* bertujuan untuk meminimalisir adanya gangguan pada *plant*. Perancangan pengendali sebelumnya tidak menggunakan pengendali *feedforward*, padahal *disturbance* pada *plant* yang pada permasalahan ini adalah laju aliran massa *feed* dapat mengganggu proses sehingga proses akan keluar dari *set point* yang telah ditetapkan. Oleh karena itu, kontrol PID saja belum cukup untuk mengatasi adanya *disturbance* pada *plant*. Sehingga pengendali *feedforward* juga diusulkan dalam penelitian ini. Perancangan pengendali *feedforward* secara umum pada *Gas Processing Plant* ditunjukkan Gambar 4.39.



**Gambar 4. 39** Perancangan Pengendali *Feedforward* pada *Gas Processing Plant*

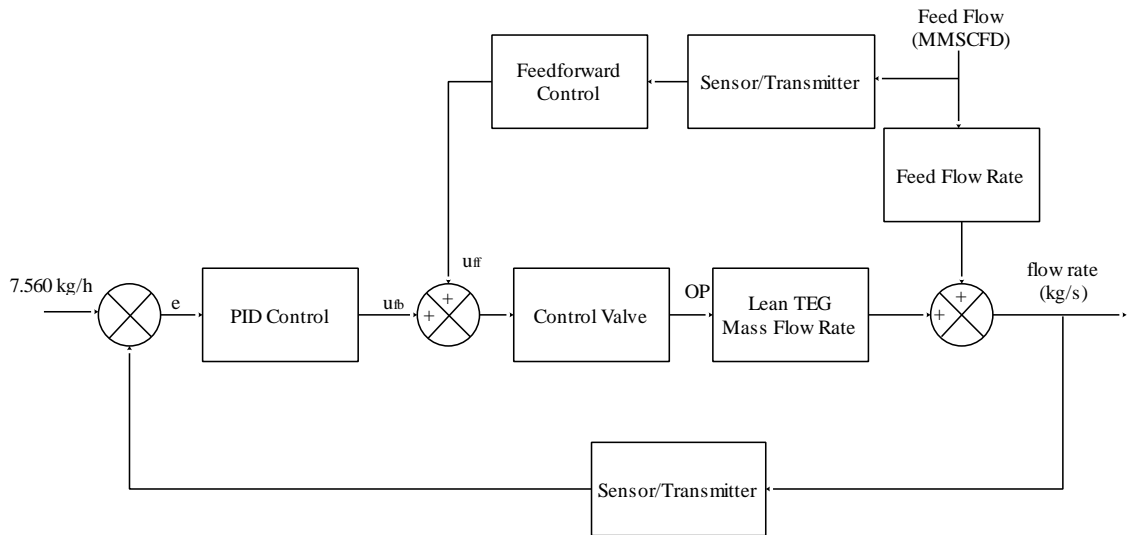
Pada *Gas Processing Plant*, diberikan dua pengendali *feedforward*. Pengendali *feedforward* pertama untuk memberikan informasi *disturbance* pada FIC laju aliran massa *Lean Amine*, sedangkan yang kedua pada FIC laju aliran massa *Lean TEG*. Alasan perancangan pengendali *feedforward* pada kedua tempat itu karena laju aliran massa *Lean Amine* dan *Lean TEG* harus dijaga pada kondisi yang stabil agar mengikatan beberapa komponen berbahaya dari gas bisa berjalan maksimal.

Sistem kerja dari pengendali *feedforward* dapat digambarkan pada suatu diagram blok pengendalian. Pengendali *feedforward* ini akan ditambahkan pada pengendali *feedback*, dimana pengendali *feedback* yang digunakan adalah kontrol PID. Sehingga dalam merancang pengendali *feedforward* dibutuhkan tambahan peralatan yaitu *sensor* dan *transmitter* yang mengukur *disturbance* serta pengendali *feedforward* itu sendiri. Pengendali *feedforward* ini akan bekerja ketika mendapatkan informasi hasil pengukuran *disturbance* pada *plant*, dimana *disturbance* pada proses ini adalah laju aliran massa *feed*. Dengan demikian sinyal yang diberikan ke *control valve* telah disesuaikan dengan *disturbance* yang terjadi karena telah ditambahkan dengan sinyal keluaran dari pengendali *feedforward*. Sehingga variabel proses yang diukur nantinya bisa lebih dekat dengan SP karena dampak dari *disturbance* tadi telah dapat diatasi oleh pengendali *feedforward*. Diagram blok pengendali *feedforward* untuk pengendali laju aliran massa *Lean Amine* akan ditunjukkan pada Gambar 4.40 berikut ini



**Gambar 4. 40.** Diagram Blok *Feedforward* Laju Aliran Massa *Lean Amine*

Diagram blok pengendali *feedforward* untuk pengendali laju aliran massa *Lean* TEG memiliki sistem yang sama dengan diagram blok pengendali *feedforward* untuk pengendali laju aliran massa *Lean Amine*. Perbedaannya hanya pada jenis *liquid* yang dikontrol dan letaknya. Diagram blok pengendali *feedforward* untuk pengendali laju aliran massa *Lean* TEG akan ditunjukkan pada Gambar 4.41 berikut ini.



**Gambar 4. 41** Diagram Blok *Feedforward* Laju Aliran Massa *Lean* TEG

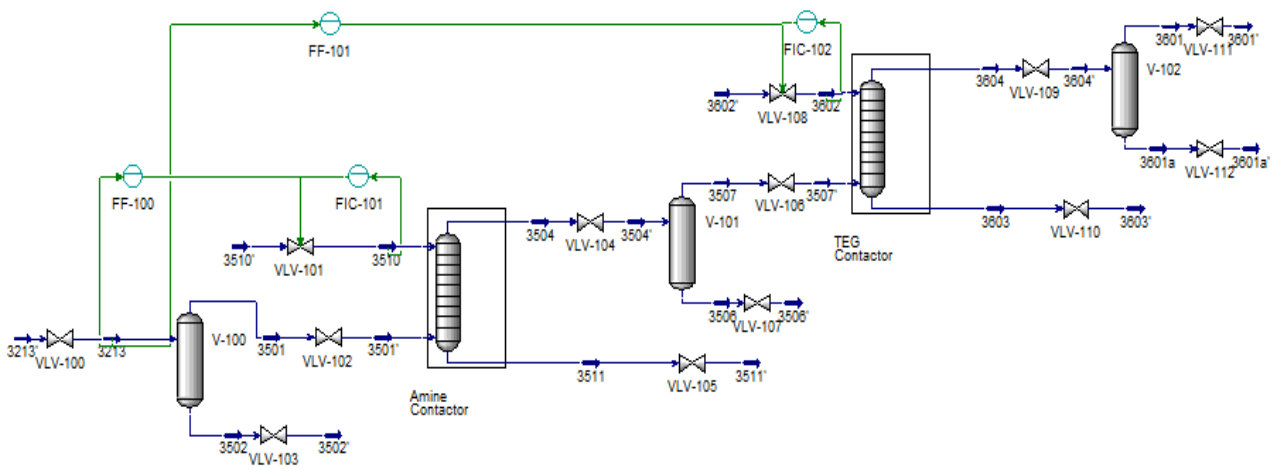
Sistem kerja dari diagram blok tersebut adalah dengan menambahkan pengendali *feedforward* pada *plant* pada pengendali *feedback* atau pada kontrol PID. Pengendali *feedforward* ini akan bekerja ketika mendapatkan informasi hasil pengukuran *disturbance* pada *plant*, dimana *disturbance* pada proses ini adalah laju aliran massa *feed*. Dengan demikian, sinyal kontrol yang diberikan pada *control valve* dari pengendali *feedback* akan ditambahkan dengan sinyal kontrol dari pengendali *feedforward* yang telah mendapatkan informasi adanya *disturbance*. Sehingga dampak akibat *disturbance* dapat diminimalisir.

Perancangan pengendali *feedforward* dapat dilakukan setelah mendapatkan pemodelan FOPDT pada *plant*. Pengendali *feedforward* dipasang pada dua lokasi, yaitu pada pengendali laju aliran massa *lean amine* dan *lean* TEG. Sehingga akan didapatkan dua pemodelan *feedforward*. Untuk pemodelan *feedforward* yang optimal pada laju aliran massa *lean amine* dan *lean* TEG ditunjukkan pada Tabel 4.12 sebagai berikut.

**Tabel 4. 12** Pemodelan pengendali *feedforward*

Keterangan	Fungsi Transfer
Laju Aliran Massa <i>Lean Amine</i>	$G_p(s) = \frac{804 \cdot e^{-4s}}{6s + 1}$
Gangguan terhadap Laju Aliran Massa <i>Lean Amine</i>	$G_d(s) = \frac{748 \cdot e^{-36s}}{1967s + 1}$
<i>Feedforward Lean Amine</i>	$G_{ff}(s) = -0.93 \left( \frac{6s + 1}{1967s + 1} \right) e^{-32s}$
Laju Aliran Massa <i>Lean TEG</i>	$G_p(s) = \frac{164 \cdot e^{-4s}}{5s + 1}$
Gangguan terhadap Laju Aliran Massa <i>Lean TEG</i>	$G_d(s) = \frac{-86 \cdot e^{-9s}}{12s + 1}$
<i>Feedforward Lean TEG</i>	$G_{ff}(s) = 0.52 \left( \frac{5s + 1}{12s + 1} \right) e^{-5s}$

Pemodelan pengendali *feedforward* tersebut kemudian diaplikasikan pada *plant*. Hasil perancangan pengendali *feedforward* pada *plant* ditunjukkan pada Gambar 4.42 sebagai berikut.



**Gambar 4. 42** Perancangan pengendali *feedforward*

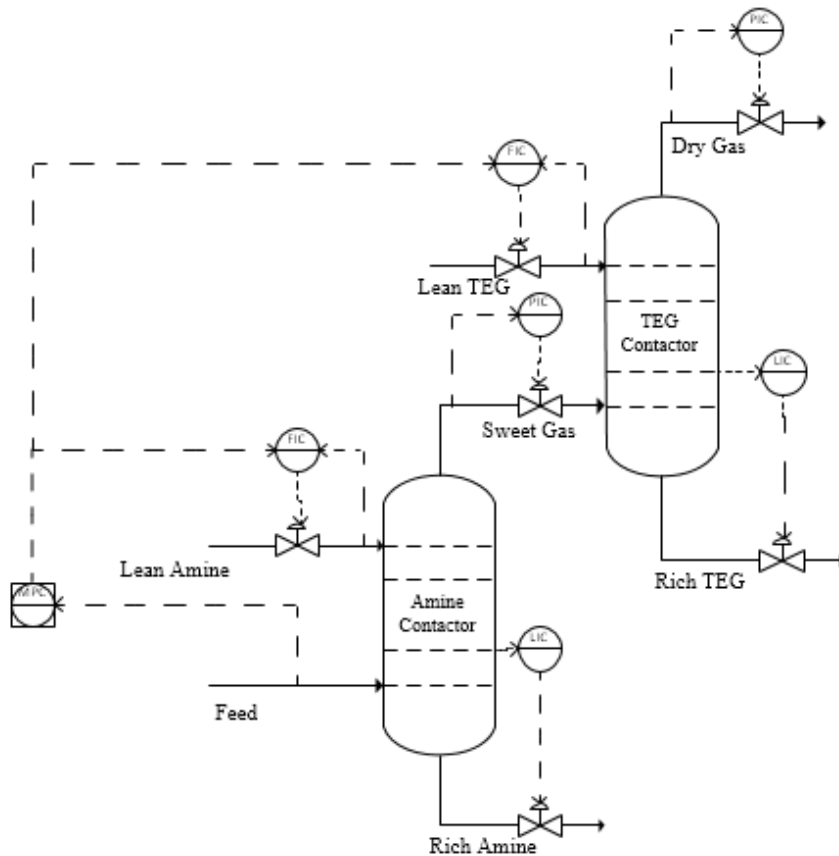


Pengendali *feedforward* dipasang pada laju aliran massa *Lean Amine* dan *Lean TEG*. Alasan pemasangan pengendali *feedforward* pada dua lokasi itu untuk menjaga kestabilan pada laju aliran massa *Lean Amine* dan *Lean TEG* sebab dua cairan ini berperan penting untuk proses pemisahan komponen-komponen berbahaya dari gas. Sehingga nilainya harus dijaga pada kondisi *set point* yang diinginkan. Pengendali *feedforward* ini dapat memberikan informasi terlebih dahulu mengenai gangguan yang akan datang. Informasi yang diberikan pengendali *feedforward* membuat plant bersiap-siap agar respon proses tidak terlampaui jauh dari *set point* yang telah ditetapkan.

#### **4.8 Hasil Perancangan Supervisory Control**

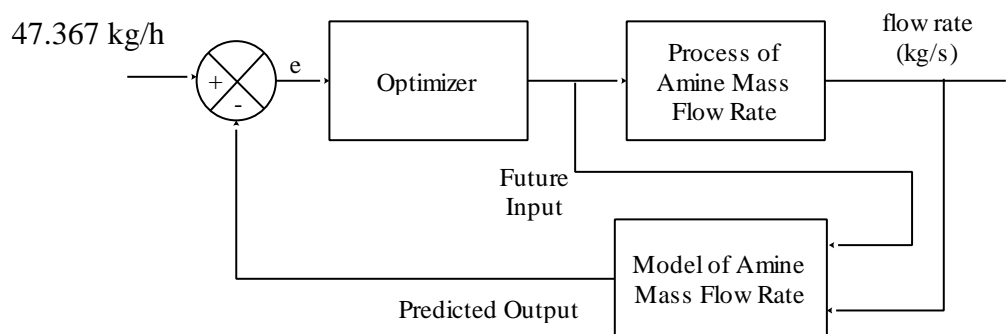
Perancangan *supervisory control* pada plant ini menggunakan *Model Predictive Control* (MPC). MPC dipilih karena MPC mampu memprediksi model proses. Pemodelan proses didapatkan dari uji *open loop* yang telah dilakukan. Uji ini menggambarkan hubungan antara *input* dan *output* sehingga didapatkan suatu model dari proses. Dalam penelitian ini, *input* dari MPC adalah laju aliran *feed* yang nilainya akan berubah-ubah, dimana hal ini akan menjadi gangguan pada plant. Sehingga MPC mampu memprediksi adanya gangguan yang akan terjadi. *Output* pada MPC ini ada dua, yaitu untuk memberikan informasi gangguan pada pengendali laju aliran massa *Lean Amine* dan *Lean TEG*. Ketika prediksi model telah didapatkan, MPC akan memberikan prediksi terhadap sinyal kontrol yang diterapkan. Dengan prediksi sinyal kontrol ini, maka plant akan lebih stabil dalam menghadapi gangguan.

Penerapan MPC pada *Gas Processing Facility* dikarenakan plant ini merupakan plant yang memiliki fungsi untuk memisahkan gas alam dari beberapa kandungan berbahaya. Dimana proses pemisahannya menggunakan *liquid* yang dibagi ke dalam dua proses. *Liquid* pada proses pertama adalah *Amine* dan yang kedua adalah *Triethylene Glycol* (TEG). Sehingga nilai dari *liquid* ini harus dipertahankan agar nilai yang masuk pada peralatan proses tetap dalam kondisi stabil. Selain itu, *liquid* tersebut juga menjadi peluang adanya ketidaksetimbangan pada proses. Perancangan MPC pada *Gas Processing Facility* secara umum yang diletakkan pada *Amine* dan TEG *Contactors* ditunjukkan pada Gambar 4.43 berikut ini.



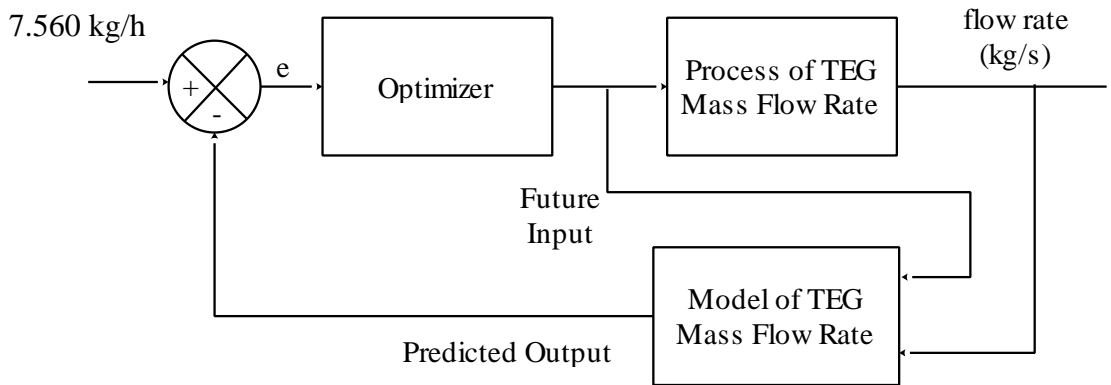
**Gambar 4. 43** Perancangan *Supervisory Control* pada *Gas Processing Plant*

Sistem kerja untuk perancangan MPC yang telah ditunjukkan pada Gambar 4.43 tersebut akan dijelaskan pada suatu diagram blok. Satu MPC dapat digunakan untuk beberapa pengendali proses, dimana untuk penerapan MPC pada *plant* ini digunakan untuk dua pengendali proses. Pengendali proses tersebut adalah laju aliran massa *Lean Amine* dan *Lean TEG*. Diagram blok penerapan MPC pada laju aliran massa *Lean Amine* dijelaskan pada Gambar 4.44 berikut.



**Gambar 4. 44** Diagram Blok MPC Laju Aliran Massa *Lean Amine*

Diagram blok untuk penerapan MPC pada laju aliran massa *Lean* TEG memiliki sistem kerja yang sama dengan penerapan MPC pada laju aliran massa *Lean* Amine yang ditunjukkan pada Gambar 4.45 berikut.



**Gambar 4. 45** Diagram Blok MPC Laju Aliran Massa *Lean* TEG

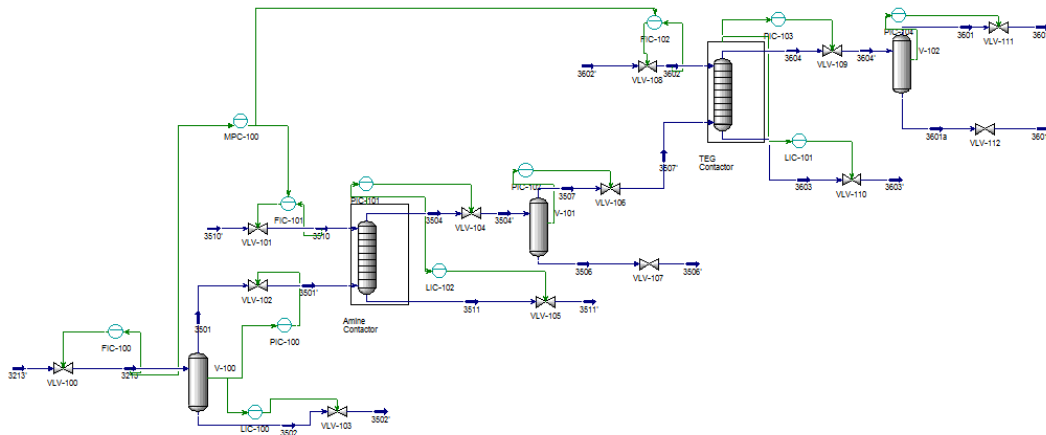
Dua diagram blok di atas menjelaskan sistem kerja dari satu MPC yang terpasang pada *plant*. Di dalam MPC terdapat model yang menunjukkan proses. Kemudian terdapat *optimizer* untuk melakukan optimisasi proses. Dalam hal ini MPC akan mengoptimisasi *set point* dari pengendali laju aliran massa *Lean* Amine dan *Lean* TEG.

Untuk dapat merancang MPC, dibutuhkan hubungan *input* dan *output* pada MPC. *Input* pada MPC adalah laju aliran massa *feed* yang menjadi gangguan pada *plant*. Sedangkan *output* MPC adalah laju aliran massa *Lean* Amine dan *Lean* TEG. Dari hubungan *input* dan *output* ini akan didapatkan pemodelan MPC yang ditunjukkan pada Tabel 4.13 sebagai berikut.

**Tabel 4. 13** Gain MPC

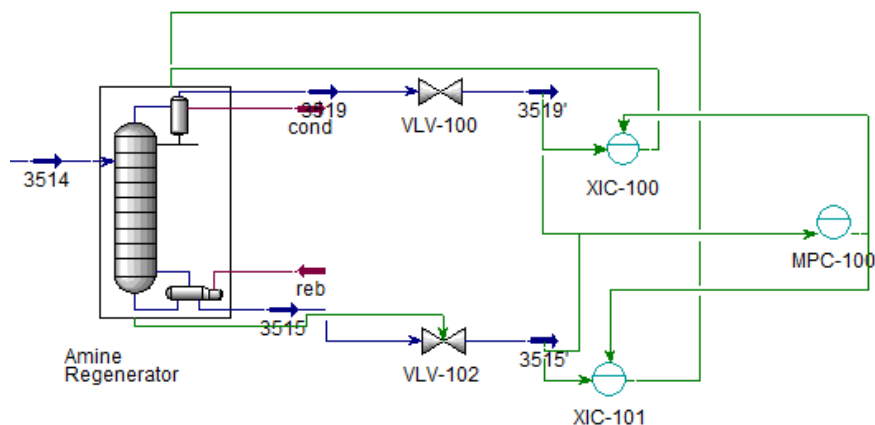
Hubungan <i>Input-Output</i>	Fungsi Transfer
<b>G11</b>	$G_d(s) = \frac{748 \cdot e^{-36s}}{1967s + 1}$
<b>G12</b>	$G_d(s) = \frac{-86 \cdot e^{-9s}}{12s + 1}$

Pemodelan pada Tabel 4.13 akan diterapkan pada MPC. Perancangan MPC sebagai *supervisory control* ditunjukkan pada Gambar 4.46 berikut.



**Gambar 4. 46** Perancangan MPC sebagai *supervisory control*

Perancangan MPC juga dilakukan pada *Amine Regenerator* dan *TEG Regenerator*. Tujuan pemasangan MPC pada dua kolom ini adalah untuk menjaga kualitas *Amine* dan *TEG* sebagai *liquid* yang digunakan untuk mengikat kandungan berbahaya pada gas. Seiring berjalannya waktu, kualitas dan kuantitas *Amine* dan *TEG* akan menurun. Sehingga MPC bertujuan untuk menjaga kualitas *Amine* Dan *TEG*. *Input* dari MPC adalah laju aliran *reflux* dan *heat flow* pada *reboiler*. Sedangkan *output* MPC adalah komposisi atas dan bawah pada *regenerator*. Dari hasil pemodelan yang telah didapatkan, selanjutnya MPC akan memberikan *set point* pada pengendali komposisi yang terdapat pada masing-masing *regenerator*. Perancangan MPC pada *Amine Regenerator* ditunjukkan pada Gambar 4.47 berikut.



**Gambar 4. 47** MPC pada *Amine Regenerator*

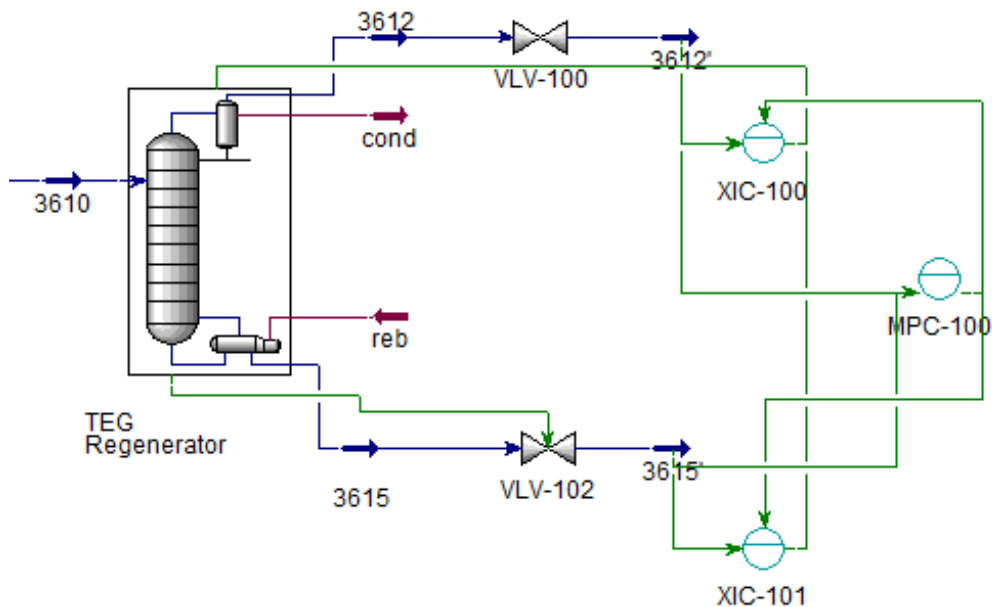
Dengan perancangan MPC pada *Amine Regenerator* di dalam metode perancangan PWC ini, maka didapatkan hasil komposisi *Amine* dan akan dibandingkan dengan perancangan sebelum PWC pada Tabel 4.14 sebagai berikut

**Tabel 4. 14** Komposisi *Amine* Sebelum dan Sesudah Perancangan PWC

Komposisi (%mole)	Sebelum PWC	Sesudah PWC
H <sub>2</sub> S	0.0024	0.0218
CO <sub>2</sub>	0.0486	0.1536
H <sub>2</sub> O	89.7425	86.6765
Amine	10.2065	13.1481
<b>Total</b>	100	100

Tabel 4.14 menunjukkan komposisi *Amine* sebelum dan sesudah optimisasi perancangan kontrol menggunakan PWC. Hasilnya adalah komposisi *Amine* sesudah PWC lebih baik karena lebih murni kandungan *Aminenya*.

Sistem kerja MPC pada *Amine Regenerator* sama dengan sistem kerja MPC pada *TEG Regenerator*. Perancangan MPC bertujuan untuk memberikan set point pada *distillate product* dan *bottom product*. Perancangan MPC pada *TEG Regenerator* ditunjukkan pada Gambar 4.48 sebagai berikut.



**Gambar 4. 48** MPC pada *TEG Regenerator*

Dengan perancangan MPC pada TEG *Regenerator* di dalam metode perancangan PWC ini, maka didapatkan hasil komposisi TEG dan akan dibandingkan dengan perancangan sebelum PWC pada Tabel 4.15 sebagai berikut

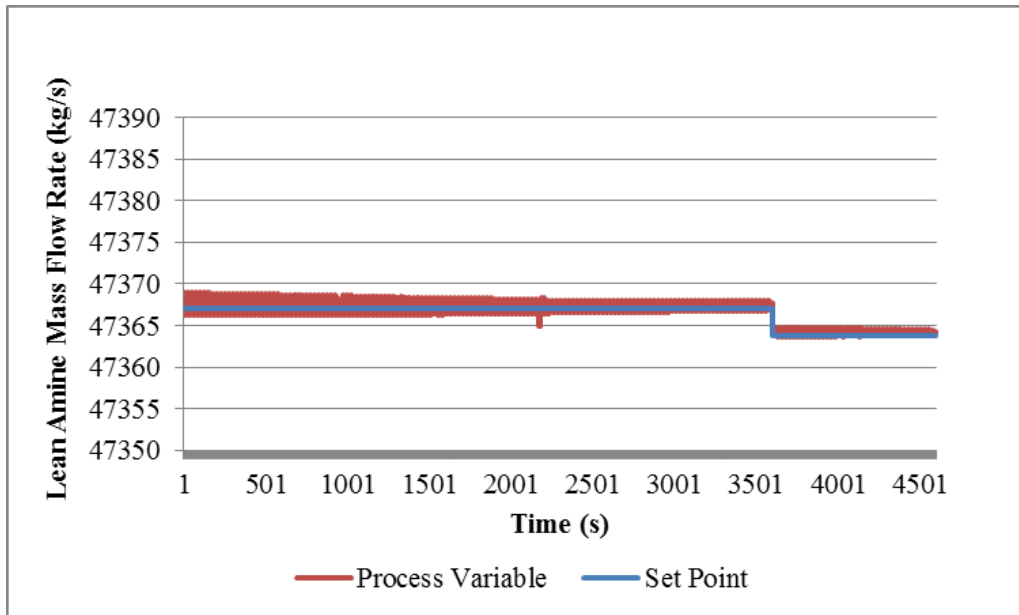
**Tabel 4. 15** Komposisi TEG Sebelum dan Sesudah Perancangan PWC

Komposisi (%mole)	Sebelum PWC	Sesudah PWC
H <sub>2</sub> S	0.0000	0.0000
CO <sub>2</sub>	0.0000	0.0000
H <sub>2</sub> O	8.4500	0.3000
TEG	91.5500	99.7000
<b>Total</b>	100	100

Tabel 4.15 menunjukkan komposisi TEG sebelum dan sesudah optimisasi perancangan kontrol menggunakan PWC. Hasilnya adalah komposisi TEG sesudah PWC lebih baik karena lebih murni kandungan TEGnya. Dalam tabel tersebut juga ditunjukkan kandungan H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> yang tetap bernilai 0% mol serta kandungan H<sub>2</sub>O yang menurun dari 8.4500% mol menjadi 0.3000% mol. Hal ini menunjukkan kualitas TEG sesudah perancangan PWC lebih baik dibandingkan sebelum perancangan PWC.

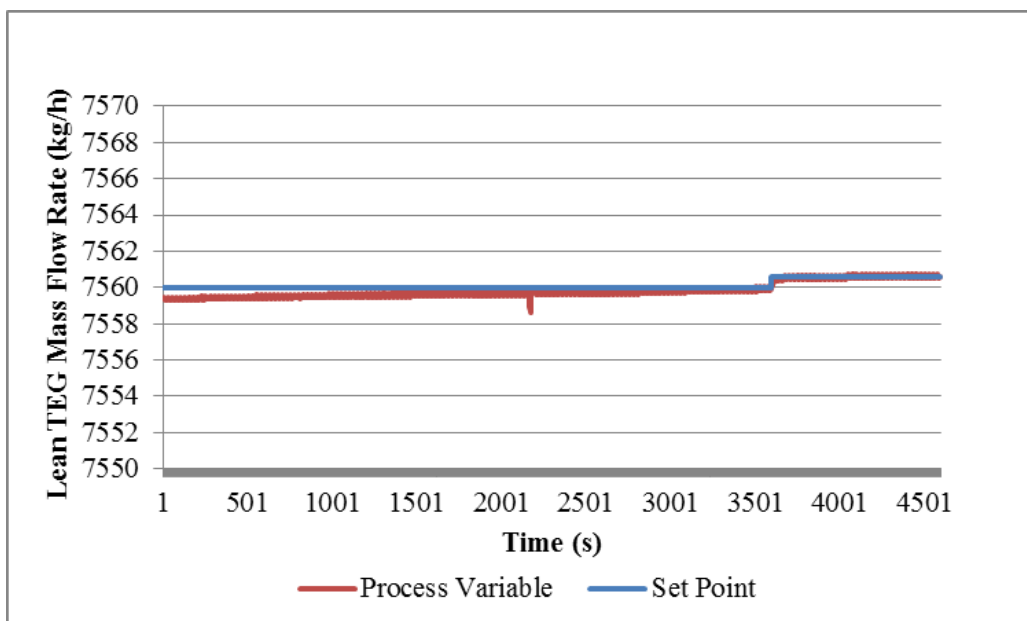
#### 4.9 Hasil Optimisasi

Perancangan *supervisory control* bukan hanya bertujuan untuk memprediksi sinyal kontrol yang akan diterapkan. Di dalam perancangan ini juga dilakukan optimisasi untuk memberikan *set point* yang optimum kepada pengendali laju aliran massa *Lean Amine* dan *Lean TEG* setelah terjadi gangguan. Perubahan *set point* ini dilakukan karena apabila terjadi perubahan massa pada *feed*, maka seharusnya *set point* untuk pengendali laju aliran massa *Lean Amine* dan *Lean TEG* juga berubah agar proses pengikatan kandungan berbahaya dari gas bisa berjalan dengan optimal. Hasil optimisasi pada perancangan PWC yang dilakukan dengan diberikan gangguan pada *plant* ditunjukkan pada Gambar 4.49-4.50. Optimisasi *set point* untuk pengendali laju aliran massa *Lean Amine* ditunjukkan pada Gambar 4.49 berikut.



**Gambar 4. 49** Optimisasi *set point* laju aliran massa *Lean Amine*

Dari grafik tersebut, perubahan *set point* dilakukan setiap 1 jam atau setiap 3600 detik. Sehingga pada grafik dapat terlihat bahwa pada detik ke 3600, *set point* laju aliran massa *Lean Amine* berubah dari 47,367.0 kg/h menjadi 47,363.7 kg/h. Optimisasi *set point* juga dilakukan pada pengendali laju aliran massa *Lean TEG* yang akan ditunjukkan pada Gambar 4.50 sebagai berikut.



**Gambar 4. 50** Optimisasi *set point* laju aliran massa *Lean TEG*

Dengan demikian apabila terdapat perubahan laju aliran *feed* sebesar 5%, maka *set point* optimal yang diterapkan pada pengendali laju aliran massa *Lean Amine* adalah sebesar 47,363.7 kg/h, sedangkan untuk pada pengendali laju aliran massa *Lean TEG* adalah sebesar 7,560.6 kg/h. Untuk analisis respon setelah adanya perubahan *set point* ditunjukkan pada Tabel 4.16 sebagai berikut.

**Tabel 4. 16** Karakteristik Respon Optimisasi *Set Point*

<b>Karakteristik Respon</b>	<b>Laju Aliran Massa <i>Lean Amine</i></b>	<b>Laju Aliran Massa <i>Lean TEG</i></b>
<i>Maximum Overshoot</i>	0.008%	0.009%
<i>Error Steady State</i>	0.001%	0.001%
<i>Settling Time</i> (detik)	42	72
IAE (kg/h)	522	72

#### **4.10 Hasil Analisis Pengujian Performansi Sistem**

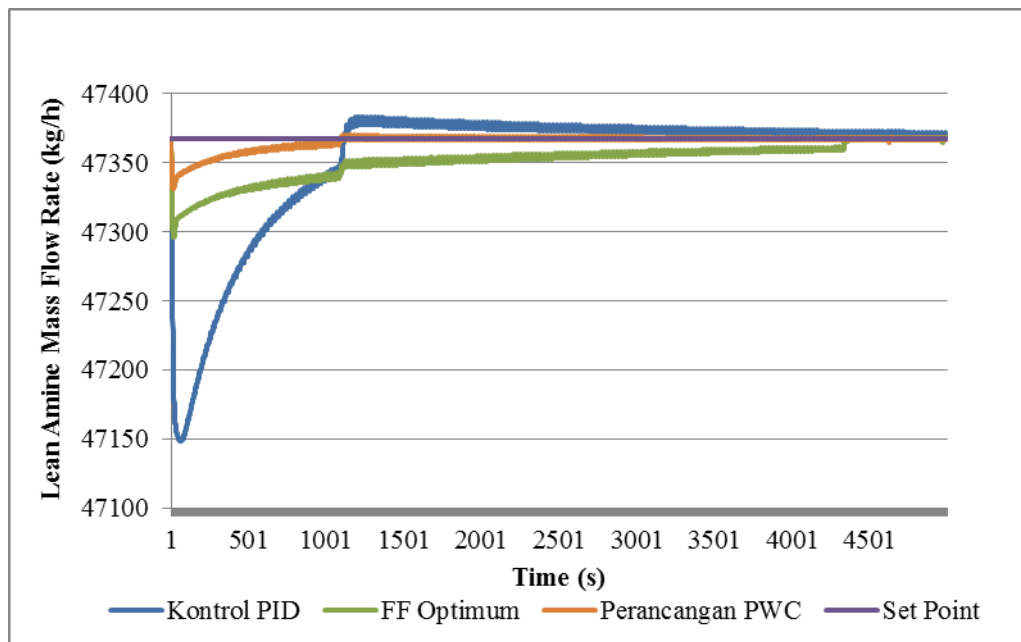
Analisis pengujian performansi sistem dibagi menjadi dua bagian. Bagian 4.10.1 akan menjelaskan analisis pengujian performansi sistem dengan *disturbance* sebesar 5%, dimana *disturbance* yang awalnya 149,4 MMSCFD dinaikkan 5% atau sekitar 7,47 MMSCFD menjadi 156,87 MMSCFD. Bagian 4.10.2 akan menjelaskan analisis pengujian performansi sistem dengan *disturbance* sebesar 10%, dimana dari yang awalnya 149,4 MMSCFD, dinaikkan 10% atau sekitar 14,94 MMSCFD sehingga menjadi 164,34 MMSCFD. Dalam setiap *disturbance*, variabel yang dianalisis adalah pada dua bagian yaitu laju aliran massa *Lean Amine* dan laju aliran massa *Lean TEG*.

##### **4.10.1 Hasil Analisis Pengujian Performansi Sistem dengan *Disturbance* 5%**

Pengujian performansi sistem pada *Gas Processing Plant* ini diberikan dengan menaikkan laju aliran massa *feed* dengan memberikan sinyal *step* sebesar 5%. Dari yang awalnya 149,4 MMSCFD, dinaikkan 5% atau sekitar 7,47 MMSCFD sehingga menjadi 156,87 MMSCFD. Pengujian performansi sistem hasil perancangan PWC akan dibandingkan dengan hasil optimisasi pengendali *feedforward* dan kontrol PID saja. Dalam hal ini, pengendali *feedforward* merupakan solusi lain yang dibandingkan



untuk dapat meminimalisir dampak dari adanya *disturbance*. Sedangkan pengendali PID adalah perancangan kontrol pada kondisi *existing*. Hasil kondisi *existing* tetap ditunjukkan agar dapat menganalisis seberapa besar dampak dari perancangan kontrol yang diusulkan. Hasil pengujian performansi laju aliran massa pengendali *Lean Amine* dengan kenaikan *disturbance* sebesar 5% ditunjukkan pada Gambar 4.51 sebagai berikut.



**Gambar 4. 51** Hasil perbandingan respon laju aliran massa *Lean Amine* dengan *disturbance* 5%

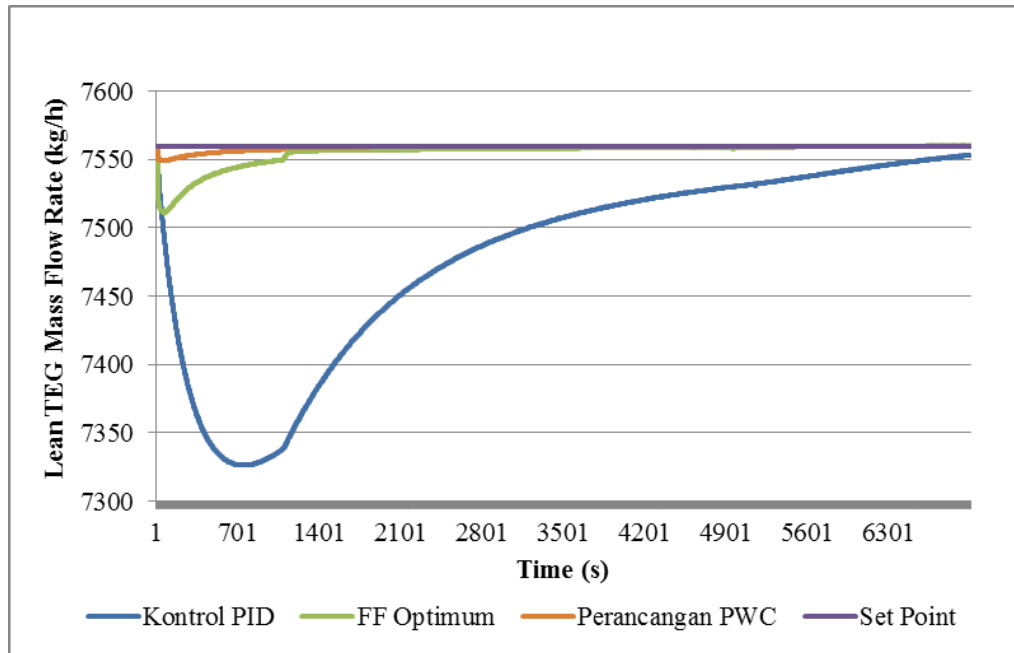
Apabila *feed* dinaikkan sebesar 5%, maka dampak prosesnya adalah tekanan pada *Amine Contactor* akan meningkat. Apabila terjadi peningkatan tekanan pada *Amine Contactor*, maka *pressure drop* pada *inlet lean amine* akan menurun. Penurunan *pressure drop* ini mengakibatkan menurunnya laju aliran massa *lean amine* yang akan masuk ke *Amine Contactor*. Sehingga respon yang diberikan baik pada perancangan PWC maupun pada perancangan pengendali *feedforward* yang optimum serta pada perancangan kontrol PID pada saat diberi perubahan nilai umpan adalah terjadi penurunan respon dan terjadi osilasi. Untuk menganalisis karakteristik respon *Lean Amine* akibat kenaikan *disturbance* sebesar 5% ditunjukkan pada Tabel 4.17 sebagai berikut.

**Tabel 4. 17** Karakteristik respon *Lean Amine* dengan *disturbance* 5%

<b>Karakteristik Respon</b>	<b>Perancangan PWC</b>	<b><i>Feedforward</i> Optimum</b>	<b>Kontrol PID</b>
<i>Maximum Undershoot</i>	0.0756%	0.1505%	0.4619%
<i>Error Steady State</i>	0.0006%	0.0023%	0.0089%
<i>Settling Time</i> (detik)	210	1121	1099
IAE (kg/h)	14833	78495	127433

Hasil analisis karakteristik respon menunjukkan bahwa perancangan PWC pada *Gas Processing Plant* mampu meminimalisir penyimpangan yang terjadi pada *plant* akibat adanya gangguan dibandingkan dengan perancangan *feedforward* yang telah dioptimisasi serta dibandingkan dengan perancangan dengan kontrol PID saja. Dalam hal ini, pengendali *feedforward* merupakan solusi lain yang dibandingkan untuk dapat meminimalisir dampak dari adanya *disturbance*. Sedangkan pengendali PID adalah perancangan kontrol pada kondisi *existing*. Hasil kondisi *existing* tetap ditunjukkan agar dapat menganalisis seberapa besar dampak dari perancangan kontrol yang diusulkan. Sehingga dapat disimpulkan bahwa perancangan PWC pada *Gas Processing Plant* mampu menjaga kestabilan *plant* untuk pengendali laju aliran massa *Lean Amine* dengan urutan perancangan pengendali yang paling baik adalah metode PWC, *feedforward* yang telah dioptimisasi dan yang terakhir adalah perancangan dengan kontrol PID.

Analisis respon untuk kenaikan *disturbance* sebesar 5% juga dilakukan pada pengendali laju aliran massa *lean TEG*. Analisis respon juga akan dibandingkan dengan tiga perancangan yang telah dilakukan. Perancangan pertama adalah perancangan PWC dan yang kedua adalah perancangan pengendali *feedforward* yang telah dioptimisasi, dan ketiga diberikan juga perancangan kontrol PID saja. Pada penelitian ini, kontrol PID dapat dikatakan sebagai kondisi *existing* sebelum dilakukan optimisasi perancangan kontrol. Perbandingan analisis respon untuk kenaikan *disturbance* sebesar 5% yang dilakukan pada pengendali laju aliran massa *lean TEG* ditunjukkan pada Gambar 4.52 sebagai berikut.



**Gambar 4. 52** Hasil perbandingan respon laju aliran massa *Lean* TEG dengan *disturbance* 10%

Seperti yang telah dijelaskan pada gambar sebelumnya, apabila *feed* dinaikkan sebesar 5%, maka dampak prosesnya adalah tekanan pada *Amine Contactor* akan meningkat. Peningkatan tekanan pada *Amine Contactor* menyebabkan *output* gas dari *Amine Contactor* akan meningkat sehingga terjadi peningkatan tekanan pada *input* TEG *Contactor*. Apabila terjadi peningkatan tekanan pada *input* maka tekanan pada TEG *Contactor* juga meningkat. Peningkatan tekanan ini menyebabkan *pressure drop* pada *inlet Lean* TEG akan menurun. Penurunan *pressure drop* ini mengakibatkan menurunnya laju aliran massa *Lean* TEG yang akan masuk ke TEG *Contactor*. Sehingga respon yang diberikan baik pada perancangan PWC maupun pada perancangan pengendali *feedforward* yang optimum serta pada perancangan kontrol PID pada saat diberi perubahan nilai umpan adalah terjadi penurunan respon dan terjadi osilasi. Dampak dari *disturbance* tersebut dikarenakan adanya ketidaksetimbangan massa pada proses. Selain itu karena faktor persamaan fluida gas dimana antara massa, *pressure*, *temperature* dan *volume* semuanya saling berhubungan. Dengan berbagai penyebab tersebut maka perubahan laju aliran *feed* berdampak bagi proses lain. Untuk menganalisis karakteristik respon akibat kenaikan *disturbance* sebesar 5% ditunjukkan pada Tabel 4.18 sebagai berikut.

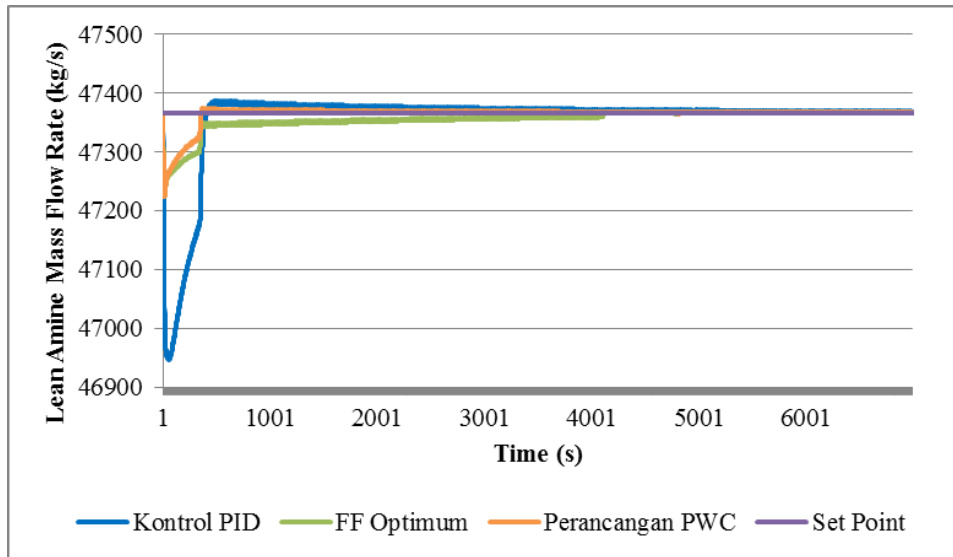
**Tabel 4. 18** Karakteristik respon *Lean* TEG dengan *disturbance* 5%

<b>Karakteristik Respon</b>	<b>Perancangan PWC</b>	<b><i>Feedforward</i> Optimum</b>	<b>Kontrol PID</b>
<i>Maximum Undershoot</i>	0.1438%	0.6456%	3.0935%
<i>Error Steady State</i>	0.0013%	0.0025%	0.0911%
<i>Settling Time</i> (detik)	119	1095	6635
IAE (kg/h)	8371.31	34299.72	568580

Hasil analisis karakteristik respon menunjukkan bahwa perancangan PWC pada *Gas Processing Plant* mampu meminimalisir penyimpangan yang terjadi pada *plant* akibat adanya gangguan dibandingkan dengan perancangan *feedforward* yang telah dioptimisasi dan kontrol PID. Sehingga dapat disimpulkan bahwa perancangan PWC pada *Gas Processing Plant* mampu menjaga kestabilan *plant* untuk pengendali laju aliran massa *Lean* TEG.

#### **4.10.2 Hasil Analisis Pengujian Performansi Sistem dengan *Disturbance* 10%**

Pengujian performansi sistem pada *Gas Processing Plant* ini juga diberikan dengan menaikkan laju aliran massa *feed* dengan memberikan sinyal *step* sebesar 5%. Dari yang awalnya 149,4 MMSCFD, dinaikkan 10% atau sekitar 14,94 MMSCFD sehingga menjadi 164,34 MMSCFD. Pengujian performansi sistem hasil perancangan PWC akan dibandingkan dengan hasil optimisasi pengendali *feedforward* dan kontrol PID saja. Dalam hal ini, pengendali *feedforward* merupakan solusi lain yang dibandingkan untuk dapat meminimalisir dampak dari adanya *disturbance*. Sedangkan pengendali PID adalah perancangan kontrol pada kondisi *existing*. Hasil kondisi *existing* tetap ditunjukkan agar dapat menganalisis seberapa besar dampak dari perancangan kontrol yang diusulkan. Hasil pengujian performansi laju aliran massa pengendali *Lean Amine* dengan kenaikan *disturbance* sebesar 10% ditunjukkan pada Gambar 4.53 sebagai berikut.



**Gambar 4. 53** Hasil perbandingan respon laju aliran massa *Lean Amine* dengan *disturbance* 10%

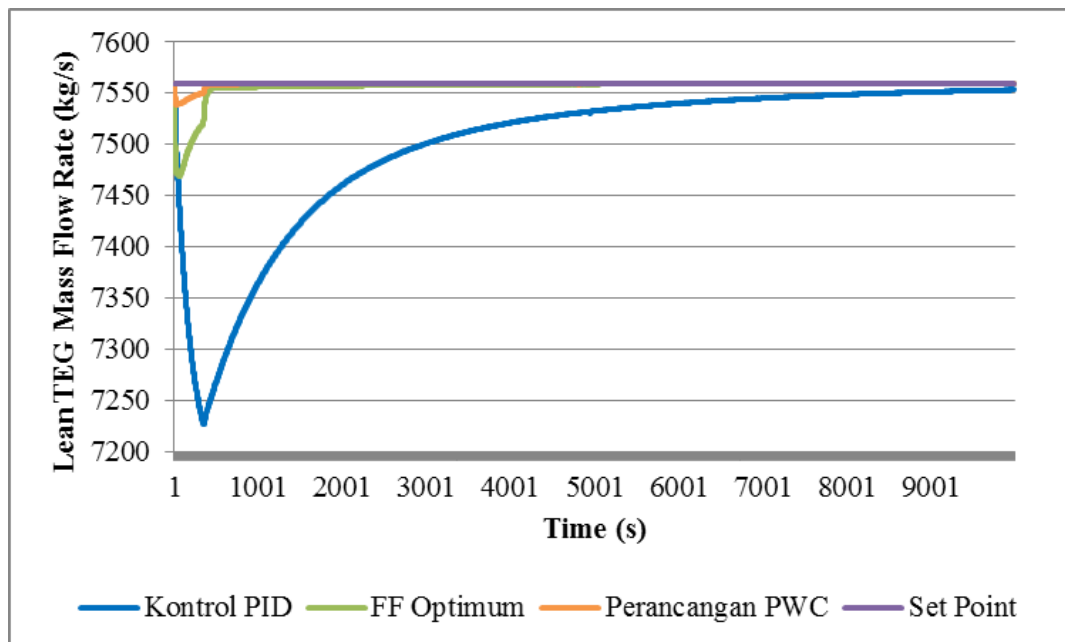
Apabila *feed* dinaikkan sebesar 10%, maka dampak prosesnya sama dengan kenaikan *disturbance* sebesar 5% yaitu tekanan pada *Amine Contactor* akan meningkat. Apabila terjadi peningkatan tekanan pada *Amine Contactor*, maka *pressure drop* pada *inlet lean amine* akan menurun. Penurunan *pressure drop* ini mengakibatkan menurunnya laju aliran massa *lean amine* yang akan masuk ke *Amine Contactor*. Sehingga respon yang diberikan baik pada perancangan PWC maupun pada perancangan pengendali *feedforward* yang optimum serta pada perancangan kontrol PID pada saat diberi perubahan nilai umpan adalah terjadi penurunan respon dan terjadi osilasi. Untuk menganalisis karakteristik respon *Lean Amine* akibat kenaikan *disturbance* sebesar 10% ditunjukkan pada Tabel 4.19 sebagai berikut.

**Tabel 4. 19** Karakteristik respon *Lean Amine* dengan *disturbance* 10%

Karakteristik Respon	Perancangan PWC	<i>Feedforward</i> Optimum	Kontrol PID
<i>Maximum Undershoot</i>	0.3004%	0.2981%	0.8856%
<i>Error Steady State</i>	0.0021%	0.0146%	0.0350%
<i>Settling Time</i> (detik)	353	383	394
IAE (kg/h)	35318	79344	147850

Hasil analisis karakteristik respon menunjukkan bahwa perancangan PWC pada *Gas Processing Plant* mampu meminimalisir penyimpangan yang terjadi pada *plant* akibat adanya gangguan dibandingkan dengan perancangan *feedforward* yang telah dioptimisasi serta dibandingkan dengan perancangan dengan kontrol PID saja. Sehingga dapat disimpulkan bahwa perancangan PWC pada *Gas Processing Plant* mampu menjaga kestabilan *plant* untuk pengendali laju aliran massa *Lean Amine* dengan ururan perancangan pengendali yang paling baik adalah metode PWC, *feedforward* yang telah dioptimisasi dan yang terakhir adalah perancangan dengan kontrol PID.

Analisis respon untuk kenaikan *disturbance* sebesar 10% juga dilakukan pada pengendali laju aliran massa *lean TEG*. Analisis respon juga akan dibandingkan dengan tiga perancangan yang telah dilakukan. Perancangan pertama adalah perancangan PWC, yang kedua adalah perancangan pengendali *feedforward* yang telah dioptimisasi, dan ketiga diberikan juga perancangan kontrol PID saja sebagai kondisi *existing*. Perbandingan analisis respon untuk kenaikan *disturbance* sebesar 10% yang dilakukan pada pengendali laju aliran massa *lean TEG* ditunjukkan pada Gambar 4.54 sebagai berikut.



**Gambar 4. 54** Hasil perbandingan respon laju aliran massa *Lean TEG* dengan *disturbance* 10%

Seperti yang telah dijelaskan pada gambar sebelumnya, apabila *feed* dinaikkan sebesar 10%, maka dampak prosesnya adalah tekanan pada *Amine Contactor* akan meningkat. Peningkatan tekanan pada *Amine Contactor* menyebabkan *output* gas dari *Amine Contactor* akan meningkat sehingga terjadi peningkatan tekanan pada *input* TEG *Contactor*. Apabila terjadi peningkatan tekanan pada *input* maka tekanan pada TEG *Contactor* juga meningkat. Peningkatan tekanan ini menyebabkan *pressure drop* pada *inlet Lean* TEG akan menurun. Penurunan *pressure drop* ini mengakibatkan menurunnya laju aliran massa *Lean* TEG yang akan masuk ke TEG *Contactor*. Sehingga respon yang diberikan baik pada perancangan PWC maupun pada perancangan pengendali *feedforward* yang optimum serta pada perancangan kontrol PID pada saat diberi perubahan nilai umpan adalah terjadi penurunan respon dan terjadi osilasi. Untuk menganalisis karakteristik respon akibat kenaikan *disturbance* sebesar 10% ditunjukkan pada Tabel 4.20 sebagai berikut.

**Tabel 4. 20** Karakteristik respon *Lean* TEG dengan *disturbance* 10%

<b>Karakteristik Respon</b>	<b>Perancangan PWC</b>	<b><i>Feedforward</i> Optimum</b>	<b>Kontrol PID</b>
<i>Maximum Undershoot</i>	0.2795%	1.1993%	4.4071%
<i>Error Steady State</i>	0.0119%	0.0509%	0.1976%
<i>Settling Time</i> (detik)	337	399	8433
IAE (kg/h)	9012	36524	610579

Hasil analisis karakteristik respon menunjukkan bahwa perancangan PWC pada *Gas Processing Plant* mampu meminimalisir penyimpangan yang terjadi pada *plant* akibat adanya gangguan dibandingkan dengan perancangan *feedforward* yang telah dioptimisasi dan kontrol PID. Sehingga dapat disimpulkan bahwa perancangan PWC pada *Gas Processing Plant* mampu menjaga kestabilan *plant* untuk pengendali laju aliran massa *Lean* TEG.

Dari pembahasan yang telah dilakukan, maka terbukti bahwa perancangan PWC pada *Gas Processing Plant* baik untuk *Gas Sweetening System* dan *Gas Dehydrating System* mampu mengoptimalkan kestabilan *plant* yang disebabkan adanya gangguan.

#### 4.11 Hasil Analisis Komposisi Produk Gas

Selain menganalisis kestabilan *plant* setelah dilakukan perancangan kontrol menggunakan metode PWC, analisis yang juga penting adalah pada komposisi produk gas yang dihasilkan pada *plant* ini. Produk dari gas merupakan tujuan dari berlansungnya proses *Gas Processing Plant*, yaitu membersihkan gas dari kandungan H<sub>2</sub>S, CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>O. Hasil komposisi produk gas akan dianalisis dengan dua kondisi, yaitu sebelum dan sesudah perancangan PWC. Perbandingan komposisi produk gas disajikan dalam Tabel 4.21 berikut ini.

**Tabel 4. 21** Perbandingan Komposisi Gas Sebelum dan Sesudah Perancangan PWC

<b>Komposisi (%mole)</b>	<b>Sebelum Perancangan PWC</b>	<b>Setelah Perancangan PWC</b>
H <sub>2</sub> S	0.0000	0.0000
CO <sub>2</sub>	2.7000	2.6714
Nitrogen	1.8500	1.8330
Methane	84.4700	83.3801
Ethane	5.2800	5.3106
Propane	3.3600	3.6663
i-Butane	0.8200	1.0021
n-Butane	0.8900	1.1624
i-Pentane	0.2900	0.4209
n-Pentane	0.1800	0.2806
n-Hexane	0.1100	0.1704
n-Heptane	0.0200	0.0702
n-Octane	0.0100	0.0200
n-Nonane	0.0000	0.0100
n-Decane	0.0000	0.0000
n-C11	0.0000	0.0000
H <sub>2</sub> O	0.0200	0.0019
<b>Total</b>	<b>100</b>	<b>100</b>



Hasil komposisi produk gas setelah melakukan perancangan PWC lebih baik dibandingkan sebelum perancangan PWC. DIBuktikan dengan penurunan kandungan H<sub>2</sub>S, CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>O. Kandungan H<sub>2</sub>S pada produk gas tetap 0% mol. Kandungan CO<sub>2</sub> menurun dari 2.7% mol ke 2.6714% mol. Sedangkan kandungan H<sub>2</sub>O juga menurun dari 0.02% mol ke 0.0019% mol. Dengan demikian, dapat disimpulkan bahwa perancangan PWC juga mampu membuat kualitas produk gas menjadi lebih baik.

#### 4.12 Hasil Analisis Penggunaan Energi

Perancangan PWC pada *Gas Processing Plant* juga berdampak pada penggunaan energi yang digunakan. Perancangan kontrol akan membuat *plant* berjalan dengan stabil, terutama untuk pengendalian pada variabel ekonomi yang berpengaruh pada tujuan utama berjalannya proses, yaitu profit yang optimum. Variabel ekonomi ini mempengaruhi penggunaan energi berdasarkan persamaan penggunaan energi pada bagian 3.5.1. Variabel ekonomi yang stabil dapat membuat penggunaan energi lebih stabil juga, sehingga terjadi penurunan energi jika dibandingkan dengan perancangan kontrol tanpa metode PWC. Penggunaan energi dianalisis pada dua proses pada *Gas Processing Plant*, yaitu pada *Gas Sweetening System* dan *Gas Dehydrating System*. Karena kedua sistem ini mempunyai sistem kerja dan peralatan yang hampir sama, maka penggunaan energi juga di unit yang sama. Penggunaan energi tersebut terjadi pada *reboiler* yang terdapat pada *regenerator* atau kolom distilasi, serta pada pompa untuk memompa *liquid* yang digunakan untuk mengikat komponen dalam *contactor*. Hasil analisis penggunaan energi ditunjukkan pada Tabel 4.22 berikut ini.

**Tabel 4. 22** Penggunaan Energi pada *Gas Processing Plant*

<b>Penggunaan Energi</b>	<b>Strategi Kontrol</b>	<b>Energi Reboiler (kJ/h)</b>	<b>Energi pompa (kJ/h)</b>	<b>Total Energi (kJ/h)</b>
<i>Gas Sweetening System</i>	<i>Non PWC</i>	4725420.00	246.00	4725666.00
	<b>PWC</b>	4703340.00	245.68	4703586.00

**Tabel Lanjutan** Penggunaan Energi pada *Gas Processing Plant*

<b><i>Penggunaan Energi</i></b>	<b><i>Strategi Kontrol</i></b>	Energi Reboiler (kJ/h)	Energi pompa (kJ/h)	Total Energi (kJ/h)
<b><i>Gas Dehydrating System</i></b>	<b><i>Non PWC</i></b>	1356094.00	48.21	1356142.00
	<b><i>PWC</i></b>	1325808.00	48.00	1325856.00

Perancangan PWC terbukti mampu menurunkan energi pada *reboiler* dan pompa. Untuk penggunaan energi *reboiler* dipengaruhi oleh temperatur pemanasan fluida. Perubahan temperatur fluida sebelum dipanaskan dan sesudah mengalami pemanasan mempengaruhi energi panas yang dibutuhkan. Semakin kecil perubahan temperatur semakin kecil pula energi yang dikeluarkan. Untuk penggunaan energi pompa dipengaruhi oleh laju aliran massa *liquid* yang harus dipenuhi. Semakin stabil laju aliran massa *liquid*, semakin stabil pula energi yang akan dikeluarkan. Sistem yang tidak stabil, dengan *overshoot* yang tinggi, akan menyebabkan pompa bekerja lebih keras sehingga penggunaan energi akan meningkat. Selain itu perancangan PWC juga dapat memberikan *set point* terbaru dengan mengikuti kondisi pada *plant*. Hal ini dapat membuat penggunaan energi hasil perancangan PWC lebih kecil dibandingkan kondisi sebelumnya tanpa PWC.

Dari hasil tersebut didapatkan kesimpulan bahwa penggunaan energi perancangan PWC pada *Gas Processing Plant* lebih kecil dibandingkan dengan perancangan kontrol tanpa PWC. Total penggunaan energi dengan perancangan PWC sebesar 6081808.00 kJ/h, sedangkan tanpa perancangan PWC sebesar 6029442.00 kJ/h. Penurunan penggunaan energi adalah 52366.00 kJ/h.

#### **4.13 Hasil Analisis Ekonomi**

Perancangan PWC pada *Gas Processing Plant* juga memberikan dampak ekonomi, dimana sesuai fungsi obyektif yaitu profit. Variabel yang berpengaruh pada profit adalah laju aliran *input* sebagai bahan baku, laju aliran *output* sebagai produk, total energi yang digunakan serta emisi CO<sub>2</sub>. Variabel ekonomi setelah perancangan

PWC dibandingkan dengan sebelum perancangan PWC yang ditunjukkan pada Tabel 4.23 berikut.

**Tabel 4. 23** Variabel Ekonomi pada *Gas Processing Plant*

<b>Strategi Kontrol</b>	<b>Laju Aliran Input (MMSCFD)</b>	<b>Laju Aliran Output (MMSCFD)</b>	<b>Total Energi (kJ/h)</b>	<b>Emisi CO<sub>2</sub> (kg/h)</b>
<b>Non PWC</b>	156.87	147.54	6081808.00	51.46
<b>PWC</b>	156.87	147.65	6029442.00	91.35

Profit didapatkan dari penjualan produk dikurangi dengan biaya pembelian bahan baku, dikurangi dengan penggunaan energi serta ditambahkan dengan keuntungan pengurangan emisi gas CO<sub>2</sub> yang telah disebutkan pada bagian 3.5.1. Hasil analisis ekonomi perancangan PWC pada *Gas Processing Plant* ditunjukkan pada Tabel 4.24 berikut ini.

**Tabel 4. 24** Perhitungan Profit pada *Gas Processing Plant*

<b>Perhitungan biaya (U\$/d)</b>	<b>Non PWC</b>	<b>PWC</b>
<b>Produk</b>	866945.04	867591.40
<b>Bahan Baku</b>	340972.63	340972.63
<b>Biaya Operasional</b>	2635.45	2612.77
<b>Pengurangan Emisi Karbon</b>	0.00	19.15
<b>Profit</b>	523336.96	524025.15

Hasil analisis perhitungan profit menunjukkan kenaikan profit sebesar 688.19 U\$ per harinya. Hasil ini didapatkan karena nilai produk yang meningkat sebesar 646.36 U\$ per hari dengan bahan baku yang sama, penurunan energi sebesar 22.68 U\$ per hari dan peningkatan emisi karbon sebesar 19.15 U\$ per hari.

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## **BAB V PENUTUP**

### **5.1 Kesimpulan**

Berdasarkan analisis hasil yang telah dilakukan, maka kesimpulan dari penelitian ini adalah sebagai berikut.

1. Hasil optimisasi *set point* untuk pengendali laju aliran massa *Lean Amine* didapatkan *set point* sebesar 47,363.7 kg/h dan *set point* pengendali laju aliran massa *Lean Triethylene Glycol* sebesar 7,560.6 kg/h.
2. Hasil perancangan *Plantwide Control* dibandingkan dengan hasil optimisasi kondisi *existing* menunjukkan karakteristik respon yang lebih baik, dibuktikan dengan menurunnya *maximum undershoot*, *settling time* serta *steady state error*. Selain itu juga dibuktikan dengan menurunnya nilai IAE untuk respon pengendali laju aliran massa *Lean Amine* menurun sebesar 63,662 sedangkan untuk pengendali laju aliran massa *Lean Triethylene Glycol* menurun sebesar 25,928.
3. Hasil analisis penggunaan energi perancangan *plantwide control* pada *Gas Processing Plant* menurunkan penggunaan energi sebesar 52366 kJ/h.
4. Hasil analisis dampak ekonomi perancangan *plantwide control* pada *Gas Processing Plant* mampu meningkatkan profit sebesar 688.19 U\$ per hari.

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## DAFTAR PUSTAKA

- Affandy, S. A., Renanto, Juwari, & Chien, I. L. (2017). Simulation and optimization of structured packing replacement in absorption column of natural gas dehydration unit using triethylene glycol (TEG). *2017 6th International Symposium on Advanced Control of Industrial Processes, AdCONIP 2017*, 275–281. <https://doi.org/10.1109/ADCONIP.2017.7983793>
- Åström, K. J., & Hägglund, T. (2004). Revisiting the Ziegler-Nichols step response method for PID control. *Journal of Process Control*, *14*(6), 635–650. <https://doi.org/10.1016/j.jprocont.2004.01.002>
- Bahadori, A. (2014). *Natural Gas Processing: Technology and Engineering Design*. *Natural Gas Processing: Technology and Engineering Design*. <https://doi.org/10.1016/C2013-0-13070-X>
- Bahadori, A., & Vuthaluru, H. B. (2009). Simple methodology for sizing of absorbers for TEG (triethylene glycol) gas dehydration systems. *Energy*, *34*(11), 1910–1916. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2009.07.047>
- Botero, C., Finkenrath, M., Bartlett, M., Chu, R., Choi, G., & Chinn, D. (2009). Redesign, Optimization, and Economic Evaluation of a Natural Gas Combined Cycle with the Best Integrated Technology CO<sub>2</sub> Capture. *Energy Procedia*, *1*(1), 3835–3842. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2009.02.185>
- Chukwuma, N., & Jacob, G. (2014). Optimization of Triethylene Glycol ( Teg ) Dehydration in a Natural Gas Processing Plant, 346–350.
- Dimian, A. C., Bildea, C. S., & Kiss, A. A. (2004). Design and Control of Chemical Reactors in Recycle Systems, (November 2018).
- Ghavipour, M., Ghavipour, M., Chitsazan, M., Najibi, S. H., & Ghidary, S. S. (2013). Experimental study of natural gas hydrates and a novel use of neural network to predict hydrate formation conditions. *Chemical Engineering Research and Design*, *91*(2), 264–273. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2012.08.010>
- Ghayyem, M. ali, Izadmehr, M., & Tavakoli, R. (2014). Developing a simple and accurate correlation for initial estimation of hydrate formation temperature of sweet natural gases using an eclectic approach. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, *21*, 184–192. <https://doi.org/10.1016/j.jngse.2014.08.003>
- Ghiasi, M. M., Bahadori, A., Zendehboudi, S., & Chatzis, I. (2015). Rigorous models to optimise stripping gas rate in natural gas dehydration units. *Fuel*, *140*, 421–428. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2014.09.084>
- Hao, F., & Gu, Q. (2011). Optimization and control for thermal power plant based on plantwide control. *2011 International Conference on Advanced Power System Automation and Protection*, *2*, 1483–1487. <https://doi.org/10.1109/APAP.2011.6180602>
- ISO 11541:1997 “Natural gas — Determination of water content at high pressure.”

- (1997).
- ISO 6326-5:1989 “Natural gas — Determination of sulfur compounds — Part 5: Lingener combustion method.” (1989).
- ISO 67974-5:2014 “Natural gas — Determination of composition and associated uncertainty by gas chromatography — Part 5: Isothermal method for nitrogen, carbon dioxide, C1 to C5 hydrocarbons and C6+ hydrocarbons.” (2014).
- Ivanov, Y., Pyatnichko, O., Zhuk, H., & Onopa, L. (2017). ScienceDirect ScienceDirect Extraction of carbon dioxide from gas mixtures with amines absorbing process. *Energy Procedia*, 128, 240–247. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2017.09.062>
- Jaćimović, B. M., Genić, S. B., Djordjević, D. R., Budimir, N. J., & Jarić, M. S. (2011). Estimation of the number of trays for natural gas triethylene glycol dehydration column. *Chemical Engineering Research and Design*, 89(6), 561–572. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2010.08.012>
- Karimi, M., Hillestad, M., & Svendsen, H. F. (2011). Capital costs and energy considerations of different alternative stripper configurations for post combustion CO<sub>2</sub> capture. *Chemical Engineering Research and Design*, 89(8), 1229–1236. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2011.03.005>
- Kemper, J., Sutherland, L., Watt, J., & Santos, S. (2014). Evaluation and analysis of the performance of dehydration units for CO<sub>2</sub> capture. *Energy Procedia*, 63, 7568–7584. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2014.11.792>
- Konda, N. V. S. N. M., Rangaiah, G. P., & Krishnaswamy, P. R. (2006). A simple and effective procedure for control degrees of freedom, 61, 1184–1194. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2005.08.026>
- Kvamsdal, H. M., & Hillestad, M. (2012). Selection of model parameter correlations in a rate-based CO<sub>2</sub> absorber model aimed for process simulation. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 11, 11–20. <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2012.07.013>
- Larsson, T., & Skogestad, S. (2000). Plantwide control — A review and a new design procedure Scheduling Site-wide optimization Local optimization ( hour ) Supervisory, 209–240. <https://doi.org/10.4173/mic.2000.4.2>
- le Roux, J. D., Skogestad, S., & Craig, I. K. (2016). Plant-wide control of grinding mill circuits: Top-down analysis. *IFAC-PapersOnLine*, 49(20), 72–77. <https://doi.org/10.1016/j.ifacol.2016.10.099>
- Lin, Y. J., Pan, T. H., Wong, D. S. H., Jang, S. S., Chi, Y. W., & Yeh, C. H. (2011). Plantwide control of CO<sub>2</sub> capture by absorption and stripping using monoethanolamine solution. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 50(3), 1338–1345. <https://doi.org/10.1021/ie100771x>
- Luyben, W. L., Tyréus, B. D., & Luyben, M. L. (1999). *Plantwide process control*. Retrieved from <http://books.google.com/books?id=ltBTAAAMAAMAJ&pgis=1>
- Madady, A. (2012). Stabilization of control loops consisting of FOPDT process and



- parameter-dependent PID controller. *Journal of Process Control*, 22(9), 1688–1701. <https://doi.org/10.1016/j.jprocont.2012.07.001>
- Mahindrakar, V., & Hahn, J. (2016). Model predictive control of reactive distillation for benzene hydrogenation. *Control Engineering Practice*, 52, 103–113. <https://doi.org/10.1016/j.conengprac.2016.04.008>
- Marlin, T. (2001). Process Control Designing Processes and Control Systems for Dynamic Performance. *Iso* 9001, 1–17. <https://doi.org/10.1201/9781420025446.ch3.9>
- Minasidis, V., & Johannes, J. (2013). Economic plantwide control: Automated controlled variable selection for a reactor-separator-recycle process. <https://doi.org/10.3182/20131218-3-IN-2045.00182>
- Minh, V. T. (2010). Modeling and control of distillation column in a petroleum process. *Proceedings of the 2010 5th IEEE Conference on Industrial Electronics and Applications, ICIEA 2010*, (January 2010), 259–263. <https://doi.org/10.1109/ICIEA.2010.5516816>
- Moioli, S., Giuffrida, A., Romano, M. C., Pellegrini, L. A., & Lozza, G. (2016). Assessment of MDEA absorption process for sequential H<sub>2</sub>S removal and CO<sub>2</sub> capture in air-blown IGCC plants. *Applied Energy*, 183, 1452–1470. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2016.08.155>
- Mokhatab, S., Poe, W. A., & Mak, J. Y. (2015). *Natural Gas Transmission and Processing* (Third). Oxford, UK: Gulf Professional Publishing.
- Mostafazadeh, A. K., Rahimpour, M. R., & Shariati, A. (2009). Vapor-liquid equilibria of water + triethylene glycol (TEG) and water + TEG + toluene at 85 kPa. *Journal of Chemical and Engineering Data*, 54(3), 876–881. <https://doi.org/10.1021/je800675u>
- Neagu, M., & Cursaru, D. L. (2017). Technical and economic evaluations of the triethylene glycol regeneration processes in natural gas dehydration plants. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 37, 327–340. <https://doi.org/10.1016/j.jngse.2016.11.052>
- Nejad, T., Borhani, G., Afkhamipour, M., Azarpour, A., & Akbari, V. (2016). Journal of Industrial and Engineering Chemistry Modeling study on CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>S simultaneous removal using MDEA solution. *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, 34, 344–355. <https://doi.org/10.1016/j.jiec.2015.12.003>
- Nguyen, T., Hilliard, M., & Rochelle, G. (2011). Volatility of aqueous amines in CO<sub>2</sub> capture. *Energy Procedia*, 4, 1624–1630. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2011.02.033>
- Ogata, K. (1972). *Modern control engineering*. *IEEE Transactions on Automatic Control* (Vol. 17). <https://doi.org/10.1109/TAC.1972.1100013>
- Pacheco, M. A., & Rochelle, G. T. (2002). Rate-Based Modeling of Reactive Absorption of CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>S into Aqueous Methyldiethanolamine. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 37(10), 4107–4117.

<https://doi.org/10.1021/ie980123g>

- Paymooni, K., Rahimpour, M. R., Raeissi, S., & Abbasi, M. (2011). Enhancement in Triethylene Glycol ( TEG ) Purity via Hydrocarbon Solvent Injection to a TEG + Water System in a Batch Distillation Column, 5126–5137.
- Qyyum, M. A., Chaniago, Y. D., Ali, W., Qadeer, K., & Lee, M. (2019). Coal to clean energy: Energy-efficient single-loop mixed-refrigerant-based schemes for the liquefaction of synthetic natural gas. *Journal of Cleaner Production*, 211, 574–589. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2018.11.233>
- Rangaiah, G. P., & Kariwala, V. (2012). *Plantwide Control: Recent Developments and Applications*. *Plantwide Control: Recent Developments and Applications*. <https://doi.org/10.1002/9781119968962>
- Safari, A., & Eslamloueyan, R. (2017). Chemical Engineering Research and Design A new plant-wide approach for control degrees of freedom of process systems. *Chemical Engineering Research and Design*, 120, 259–270. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2017.02.016>
- Samanta, A., & Bandyopadhyay, S. S. (2006). Density and viscosity of aqueous solutions of piperazine and (2-Amino-2-methyl-1-propanol + piperazine) from 298 to 333 K. *Journal of Chemical and Engineering Data*, 51(2), 467–470. <https://doi.org/10.1021/je050378i>
- Seader, J. D., & Henley, E. J. (2006). Separation process principles. *Choice Reviews Online*, 36(09). Retrieved from <http://choicereviews.org/review/10.5860/CHOICE.36-5112>
- Setiawan, R., Hioe, D., & Bao, J. (2010). *Plantwide operability analysis based on a network perspective: A study on the tennessee eastman process*. *IFAC Proceedings Volumes (IFAC-PapersOnline)* (Vol. 9). IFAC. <https://doi.org/10.3182/20100705-3-BE-2011.0106>
- Skogestad, S. (2002). *Plantwide control : Towards a systematic procedure*. *European Symposium on Computer Aided Process Engineering -12* (Vol. 10). Elsevier Masson SAS. [https://doi.org/10.1016/S1570-7946\(02\)80039-6](https://doi.org/10.1016/S1570-7946(02)80039-6)
- Wu, W., & Hsieh, C. (2017). Plantwide control of industrial-scale crude distillation unit processes, 2344496.

## LAMPIRAN

### Lampiran 1. Komposisi Gas Processing Plant

Berikut adalah komposisi yang terdapat pada *Gas Processing Plant* yang akan dijelaskan pada Tabel 1a-1d

**Tabel 1a.** Komposisi pada *Amine Contactor*

<b>Komposisi</b>	<b>3501 (Sour Gas) %mole</b>	<b>3510 (Lean Amine) %mole</b>	<b>3511 (Rich Amine) %mole</b>	<b>3504 (Sweet Gas) %mole</b>
H2S	0.0485	0.0024	0.2175	0.0006
CO2	3.5134	0.0486	3.1535	2.8397
Nitrogen	1.8352	0.0000	0.0010	1.8470
Methane	83.6579	0.0000	0.1240	84.1790
Ethane	5.2283	0.0000	0.0128	5.2598
Propane	3.3256	0.0000	0.0080	3.3456
i-Butane	0.8094	0.0000	0.0008	0.8145
n-Butane	0.8767	0.0000	0.0008	0.8822
i-Pentane	0.2867	0.0000	0.0003	0.2885
n-Pentane	0.1781	0.0000	0.0002	0.1793
n-Hexane	0.1079	0.0000	0.0001	0.1086
n-Heptane	0.0222	0.0000	0.0000	0.0224
n-Octane	0.0089	0.0000	0.0000	0.0089
n-Nonane	0.0014	0.0000	0.0000	0.0014
n-Decane	0.0010	0.0000	0.0000	0.0011
n-C11	0.0004	0.0000	0.0000	0.0004
n-C12	0.0001	0.0000	0.0000	0.0001
n-C13++	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0983	89.7425	86.5688	0.2209
Ucarsol	0.0000	10.2065	9.9122	0.0000
<b>Total</b>	100	100	100	100

**Tabel 1b.** Komposisi pada *Amine Regenerator*

<b>Komposisi</b>	<b>3514 (Feed) %mole</b>	<b>3519 (Distilat Product) %mole</b>	<b>3515 (Bottom Product) %mole</b>
H2S	0.2176	5.7993	0.0024
CO2	3.1554	83.7490	0.0486
Nitrogen	0.0001	0.0014	0.0000
Methane	0.0175	0.4713	0.0000
Ethane	0.0030	0.0797	0.0000
Propane	0.0016	0.0495	0.0000
i-Butane	0.0001	0.0018	0.0000
n-Butane	0.0001	0.0020	0.0000
i-Pentane	0.0000	0.0006	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0004	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0002	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000
n-Octane	0.0000	0.0000	0.0000
n-Nonane	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000
n-C11	0.0000	0.0000	0.0000
n-C12	0.0000	0.0000	0.0000
n-C13++	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	86.6795	9.8448	89.7425
Ucarsol	9.9251	0.0006	10.2065
<b>Total</b>	<b>100</b>	<b>100</b>	<b>100</b>

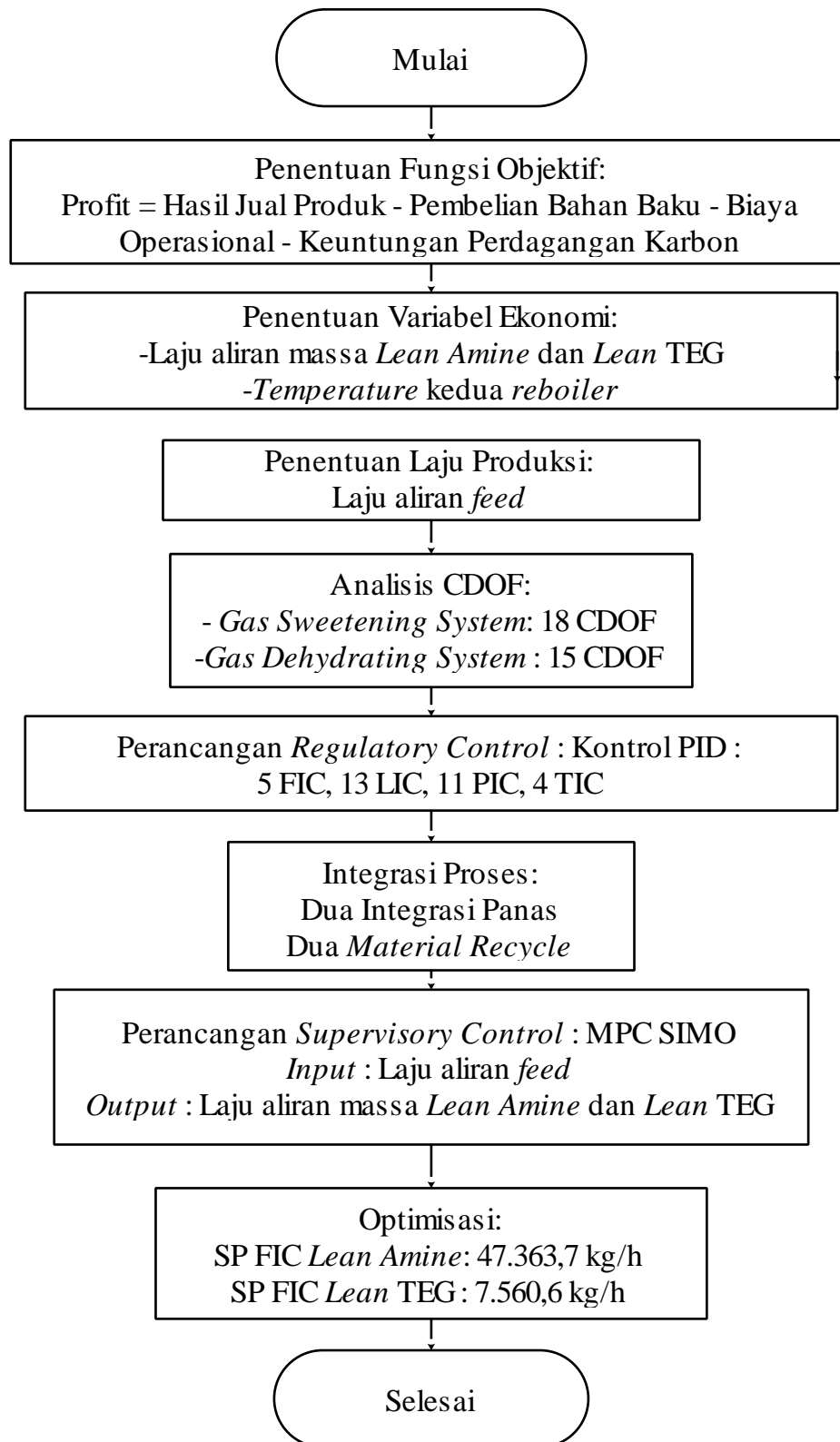
**Tabel 1c.** Komposisi pada TEG *Contact*or

Komposisi	3507	3604	3602	3603
	( <i>Wet Gas</i> )	( <i>Dry Gas</i> )	( <i>Lean TEG</i> )	( <i>Rich TEG</i> )
	%mole	%mole	%mole	%mole
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	2.8400	2.7000	0.0000	0.5800
Nitrogen	1.8500	1.8500	0.0000	0.1600
Methane	84.1800	84.4700	0.0000	1.3500
Ethane	5.2600	5.2800	0.0000	0.2300
Propane	3.3500	3.3600	0.0000	0.2400
i-Butane	0.8100	0.8200	0.0000	0.0300
n-Butane	0.8800	0.8900	0.0000	0.0300
i-Pentane	0.2900	0.2900	0.0000	0.0100
n-Pentane	0.1800	0.1800	0.0000	0.0100
n-Hexane	0.1100	0.1100	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0200	0.0200	0.0000	0.0000
n-Octane	0.0100	0.0100	0.0000	0.0000
n-Nonane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-C11	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.2200	0.0200	8.4400	27.5000
TEGlycol	0.0000	0.0000	91.5600	69.8600
<b>Total</b>	100.0000	100.0000	100.0000	100.0000

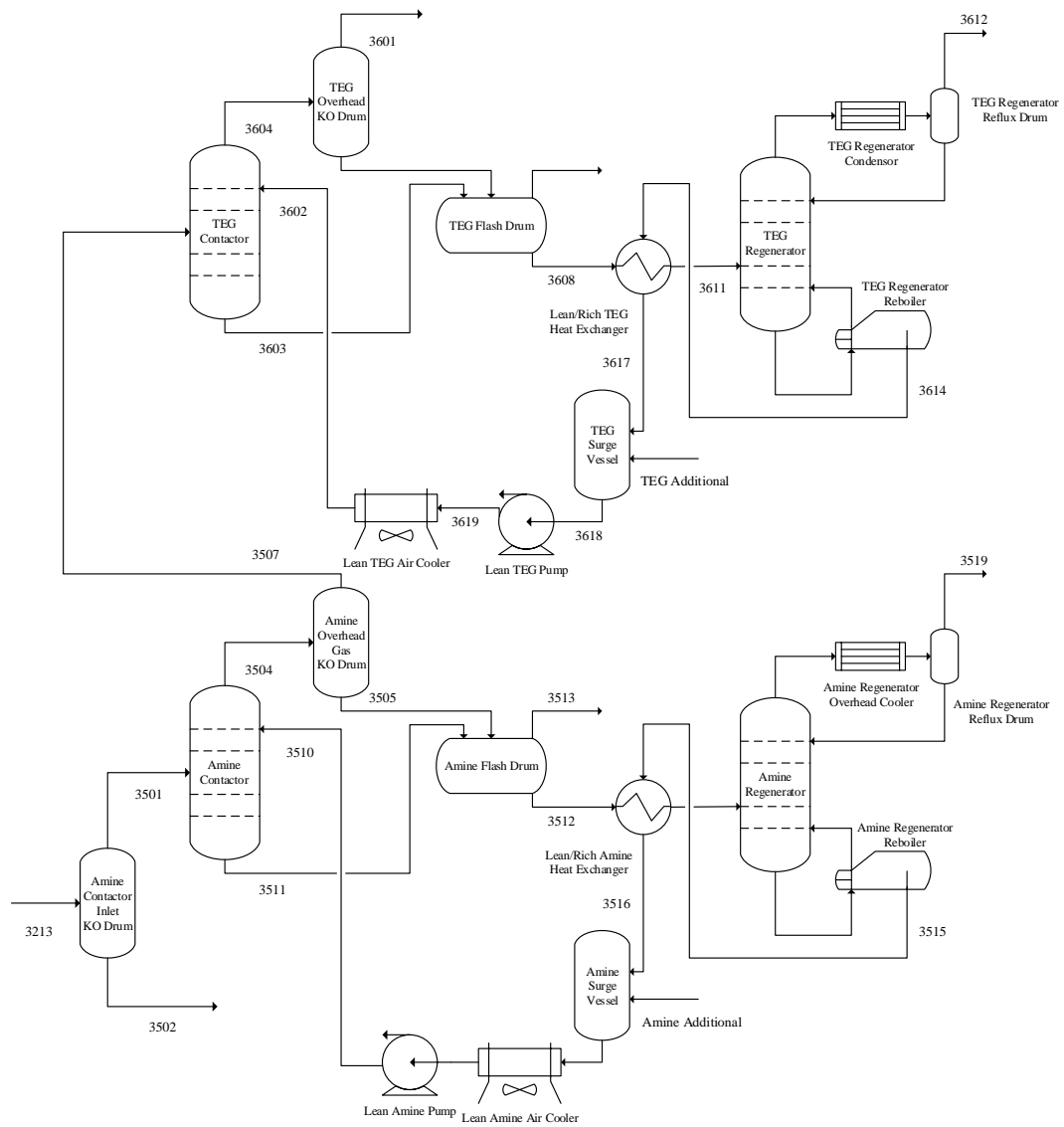
**Tabel 1d.** Komposisi pada TEG *Regenerator*

<b>Komposisi</b>	<b>3611</b>	<b>3612</b>	<b>3615</b>
	<i>Feed</i>	<i>(Distilat Product)</i>	<i>(Bottom Product)</i>
	<b>%mole</b>	<b>%mole</b>	<b>%mole</b>
H2S	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.3500	1.4200	0.0000
Nitrogen	0.0600	0.2400	0.0000
Methane	0.2100	0.8900	0.0000
Ethane	0.0800	0.3200	0.0000
Propane	0.1100	0.4600	0.0000
i-Butane	0.0100	0.0400	0.0000
n-Butane	0.0100	0.0500	0.0000
i-Pentane	0.0000	0.0100	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0100	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000
n-Octane	0.0000	0.0000	0.0000
n-Nonane	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000
n-C11	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	27.9600	96.5300	8.4500
TEGlycol	71.2100	0.0300	91.5500
<b>Total</b>	100.0000	100.0000	100.0000

Lampiran 2. Diagram alir optimisasi perancangan kontrol *Gas Processing Plant*

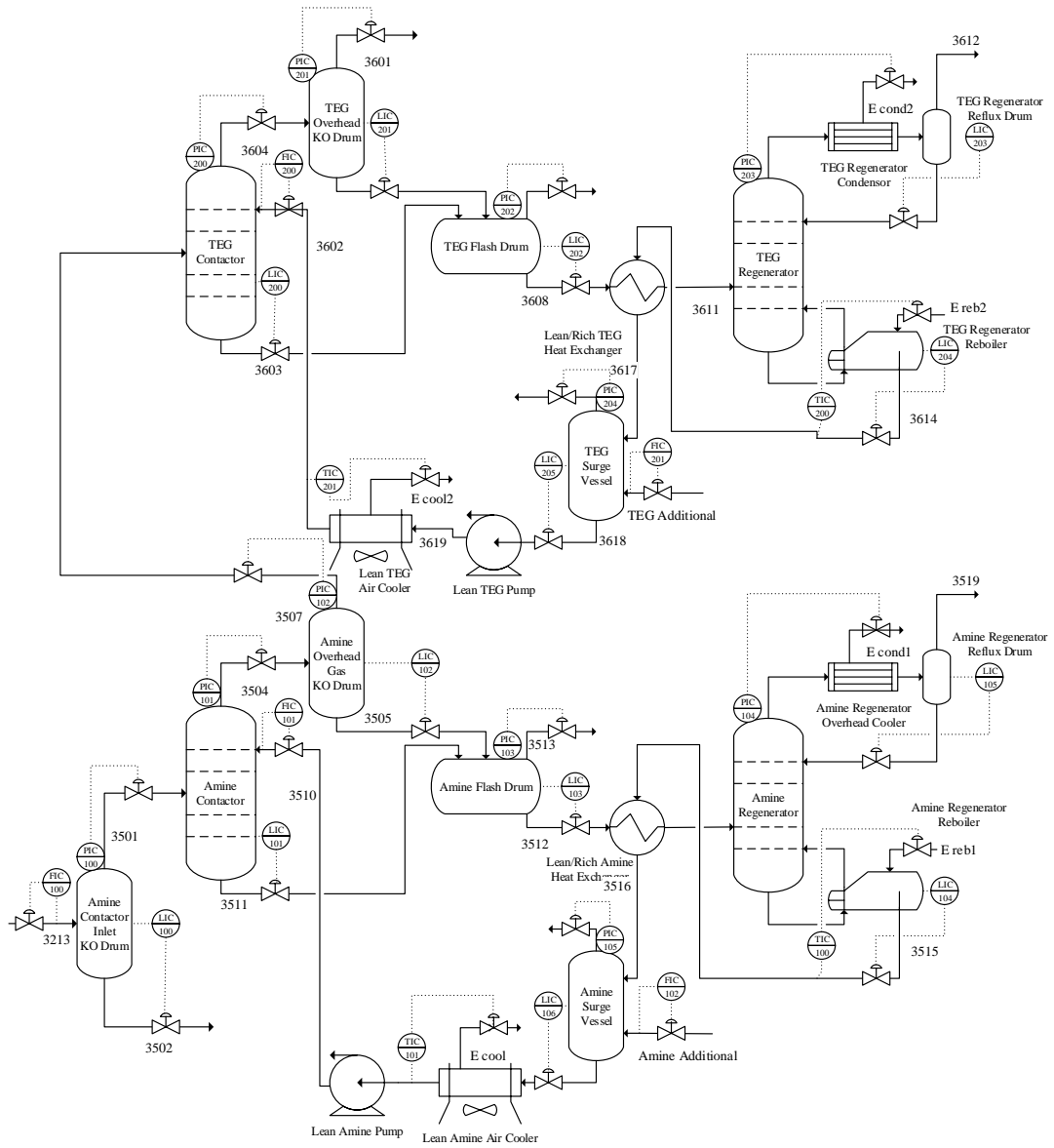


Lampiran 3. PFD Gas Processing Plant



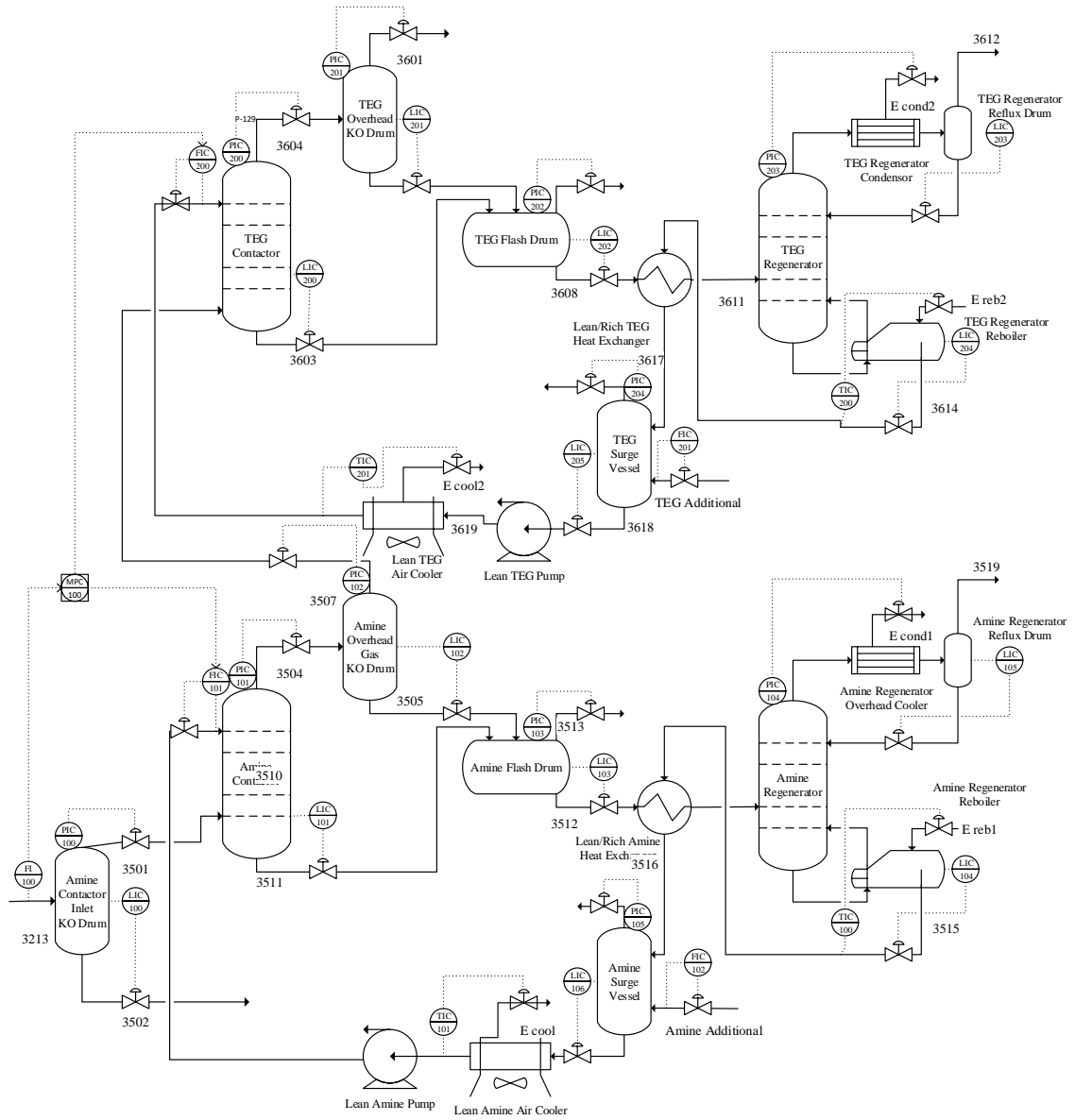


Lampiran 4. Perancangan Kontrol PID pada Gas Processing Plant





Lampiran 6. Perancangan *Plantwide Control* pada *Gas Processing Plant*



*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## BIODATA PENULIS



Penulis bernama lengkap Safira Firdaus Mujiyanti yang akrab disapa Safira. Penulis merupakan anak terakhir dari dua bersaudara, terlahir di kota Surabaya pada tanggal 10 Maret 1997. Penulis menempuh pendidikan di SDN Ploso II Surabaya lulus tahun 2009, SMPN 3 Peterongan, Jombang lulus tahun 2012, dan MAN 3 Malang, lulus tahun 2014. Pendidikan sarjana ditempuh di Jurusan Teknik Fisika ITS melalui jalur SBMPTN 2014 selama 8 semester dan lulus pada tahun 2018. Penulis kemudian melanjutkan pendidikan pascasarjana di jurusan yang sama Teknik Fisika ITS bidang instrumentasi pada tahun 2018. Selama aktif menjadi mahasiswa, penulis bergabung dalam organisasi kemahasiswaan HMTF-ITS selama periode 2015-2016 sebagai staff PSDM (Pengembangan Sumber Daya Mahasiswa) & 2016-2017 sebagai Wakil Ketua himpunan. Selain aktif dalam berorganisasi, penulis juga aktif dalam kegiatan penelitian mobil listrik Zelena tahun 2015-2016 sebagai anggota dan tahun 2016-2017 sebagai ketua divisi Administrasi dan Sponsorship. Pengalaman *internship program* selama 1 bulan di PT. Indonesia Power Semarang pada bulan Juli 2017 dan 1 bulan di JOB Pertamina-Petrochina East Jawa, Tuban. Bidang minat penulis dalam mengerjakan tugas akhir adalah instrumentasi. Penulis dapat dihubungi di email [safirafirdaus14@gmail.com](mailto:safirafirdaus14@gmail.com).

*Halaman ini sengaja dikosongkan*