



**TUGAS AKHIR - TF 181801**

**PENINGKATAN EFISIENSI KOLOM  
*DEPROPANIZER* PADA SISTEM PENGENDALIAN  
*PRESSURE***

FILZA ADHA ADELINA  
NRP. 0231154000057

Dosen Pembimbing :  
Hendra Cordova, S.T., M.T.

DEPARTEMEN TEKNIK FISIKA  
Fakultas Teknologi Industri  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya  
2019

*Halaman ini sengaja dikosongkan*



**FINAL PROJECT - TF 181801**

**ENHANCED DEPROPANIZER COLUMN  
EFFICIENCY IN PRESSURE CONTROL SYSTEM**

**FILZA ADHA ADELINA**  
**NRP. 0231154000057**

**Supervisor :**  
**Hendra Cordova, S.T., M.T.**

**ENGINEERING PHYSICS DEPARTMENT**  
**Faculty of Industrial Technology**  
**Sepuluh Nopember Institute of Technology**  
**Surabaya**  
**2019**

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## PERNYATAAN BEBAS PLAGIASME

Saya yang bertanda tangan di bawah ini

Nama : Filza Adha Adelina  
NRP : 0231154000057  
Departemen/ Prodi : Teknik Fisika/ S1 Teknik Fisika  
Fakultas : Fakultas Teknologi Industri  
Perguruan Tinggi : Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Dengan ini menyatakan bahwa tugas akhir dengan judul “Peningkatan Efisiensi Kolom *Depropanizer* pada Sistem Pengendalian *Pressure*” adalah benar karya saya sendiri dan bukan plagiat dari karya orang lain. Apabila di kemudian hari terbukti terdapat plagiat pada Tugas Akhir ini, maka saya bersedia menerima sanksi sesuai ketentuan yang berlaku.

Demikian surat pernyataan ini saya buat dengan sebenar-benarnya.

Surabaya, 24 Juli 2019  
Yang membuat pernyataan,



Filza Adha Adelina

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

**LEMBAR PENGESAHAN**

**TUGAS AKHIR**

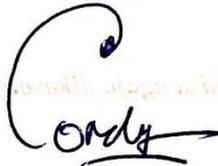
**PENINGKATAN EFISIENSI KOLOM *DEPROPANIZER*  
PADA SISTEM PENGENDALIAN *PRESSURE***

Oleh:

**Filza Adha Adelina**  
**NRP 0231154000057**

**Surabaya, 24 Juli 2019**

**Menyetujui,  
Dosen Pembimbing**



**Hendra Cordova, S.T., M.T.**  
**NIP 19690530 199412 1 001**



**Mengetahui,  
Ketua Departemen  
Teknik Fisika FTI-ITS**

**Agus Muhamad Hatta, S.T., M.Si, Ph.D**  
**NIPN. 19780902 200312 1 002**

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## LEMBAR PENGESAHAN

### PENINGKATAN EFISIENSI KOLOM *DEPROPANIZER* PADA SISTEM PENGENDALIAN *PRESSURE*

#### TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat  
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik  
pada  
Program Studi S-1 Departemen Teknik Fisika  
Fakultas Teknologi Industri  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:

**Filza Adha Adelina**  
**NRP. 0231154000057**

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

1. Hendra Cordova, S.T., M.T. .....(Pembimbing)
2. Ir. Matradji, M.Sc. .....(Ketua Penguji)
3. Ir. Zulkifli, M.Sc. .....(Penguji 1)
4. Moh. Kamalul Wafi, S.T., M.Sc. DIC. ....(Penguji 2)

**SURABAYA**  
**JULI, 2019**

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

**ABSTRAK**  
**PENINGKATAN EFISIENSI KOLOM *DEPROPANIZER***  
**PADA SISTEM PENGENDALIAN *PRESSURE***

**Nama** : Filza Adha Adelina  
**NRP** : 0231154000057  
**Departemen** : Teknik Fisika FTI-ITS  
**Dosen Pembimbing** : Hendra Cordova, S.T., M.T.

Ketergantungan terhadap energi fosil dalam pemenuhan konsumsi energi di dalam negeri masih tinggi yaitu sebesar 96% dari total konsumsi energi nasional. Salah satu contoh sumber energi fosil adalah gas alam. Untuk memperoleh fraksi gas tertentu maka diperlukan adanya proses fraksinasi yang terjadi di kolom distilasi. Pemrosesan fraksinasi ini berlangsung pada *liquefied petroleum gas facility (LPGF) plant* dimana salah satu unit utamanya ialah kolom *depropanizer*. Kolom distilasi mengkonsumsi sejumlah energi yang besar sehingga diperlukan usaha untuk mengendalikan penggunaan dan pemrosesan pada kolom *depropanizer*. Pengendalian proses tersebut menjadi kunci agar tercipta industri proses yang aman, stabil dan menguntungkan dari segi ekonomi. Dengan melakukan pengendalian terhadap *pressure* akan mampu mengoptimalkan kinerja kolom distilasi. Untuk sistem pengendalian secara keseluruhan pada kolom *depropanizer* digunakan struktur *plantwide control (PWC)* yang mampu meningkatkan efisiensi produksi sehingga dapat meningkatkan laju aliran produk hingga 3,3%, meningkatkan penghematan energi hingga 37,8%, dan mampu meningkatkan profit hingga 324,18 U\$/h pada kenaikan umpan 5% dan pada penurunan umpan 5% mampu meningkatkan laju produksi hingga 3,7%, menghemat energi sebanyak 36,3% dan meningkatkan profit hingga 307,02 U\$/h dibandingkan dengan menggunakan struktur kontrol sebelumnya. Penerapan PWC ini juga memberikan respon sistem yang stabil ketika diberikan uji gangguan dibuktikan dengan menurunkan *settling time*, menurunkan *overshoot* dan menghilangkan eror *steady state*.

**Kata Kunci** : kolom *depropanizer*, *plantwide control*

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

**ABSTRACT**  
**ENHANCED DEPROPANIZER COLUMN EFFICIENCY IN  
PRESSURE CONTROL SYSTEM**

**Name** : Filza Adha Adelina  
**NRP** : 0231154000057  
**Department** : Engineering Physics FTI-ITS  
**Supervysor** : Hendra Cordova, S.T., M.T.

*Dependence on fossil energy in fulfilling domestic energy consumption is still high at 96% of total national energy consumption. One example of fossil energy sources is natural gas. To obtain a certain gas fraction, a fractionation process takes place in the distillation column. This fractionation processing takes place at the liquefied petroleum gas facility (LPGF) plant where one of the main units is the depropanizer column. The distillation column consumes a large amount of energy so it takes effort to control the use and processing of the depropanizer column. Control of the process is the key to creating a safe, stable and economically profitable process industry. By controlling the pressure, it will be able to optimize the performance of the distillation column. For the overall control system in the depropanizer column plantwide control (PWC) structure is used which can increase production efficiency so that it can increase product flow rates up to 3.3%, increase energy savings up to 37.8%, and be able to increase profits up to 324.18 U\$/h increase in feed 5% and the decrease in feed 5% can increase the production rate to 3.7%, save energy as much as 36.3% and increase profits to 307.02 U\$/h compared to using the previous control structure. The application of this PWC also provides a stable system response when given a fault test proven by decreasing settling time, decreasing overshoot and eliminating steady state errors.*

**Keywords** : *depropanizer column, plantwide control*

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## KATA PENGANTAR

Puji syukur dipanjatkan kepada Allah SWT atas berkat, rahmat serta karunia-Nya, dapat diselesaikan laporan Tugas Akhir yang berjudul *PENINGKATAN EFISIENSI KOLOM DEPROPANIZER PADA SISTEM PENGENDALIAN PRESSURE* tepat pada waktunya. Laporan ini dibuat untuk memenuhi persyaratan mata kuliah Tugas Akhir Departemen Teknik Fisika ITS. Pengerjaan Tugas Akhir dan penyusunan laporan ini tidak lepas dari bantuan segala pihak. Dengan selesainya laporan Tugas Akhir ini terima kasih diucapkan kepada:

1. Orang tua yang senantiasa memberikan dorongan, bantuan serta dukungannya baik secara moril maupun materiil selama ini sehingga laporan ini dapat selesai.
2. Bapak Hendra Cordova S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing yang telah memberikan ilmu, petunjuk, nasihat, serta inspirasi.
3. Bapak Totok Ruki Biyanto S.T., M.T., Ph.D. selaku Dosen Pembimbing dan Kepala Laboratorium Rekayasa Instrumentasi dan Kontrol yang telah memberikan ilmu, petunjuk, nasihat, serta inspirasi.
4. Bapak Agus Muhamad Hatta, S.T, M.Si, Ph.D selaku Ketua Departemen Teknik Fisika ITS yang telah memberikan petunjuk serta bimbingan selama menempuh pendidikan di Departemen Teknik Fisika.
5. Ibu Lizda Johar Mawarani, S.T, M.T. selaku dosen wali yang telah membimbing selama masa perkuliahan.
6. Seluruh teman-teman seperjuangan Tugas Akhir, terima kasih untuk semuanya.
7. Seluruh Asisten Laboratorium Rekayasa Instrumentasi dan Kontrol atas segala bantuannya.
8. Seluruh dosen, karyawan dan civitas akademik Teknik Fisika FTI-ITS, terimakasih atas segala bantuan dan kerjasamanya.
9. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu, terimakasih atas bantuannya.

Semoga dengan disusunnya laporan ini, dapat membawa manfaat bagi pembaca maupun penulis. Diharapkan kepada pembaca untuk memberikan masukan berupa kritik dan saran atas laporan ini.

Surabaya, 24 Juli 2019

Penulis

## DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL.....	i
PERNYATAAN BEBAS PLAGIASME .....	v
LEMBAR PENGESAHAN.....	vii
LEMBAR PENGESAHAN.....	ix
ABSTRAK .....	xi
<i>ABSTRACT</i> .....	xiii
KATA PENGANTAR.....	xv
DAFTAR ISI.....	xvii
DAFTAR GAMBAR .....	xix
DAFTAR TABEL .....	xxi
BAB I PENDAHULUAN .....	1
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Rumusan Masalah .....	3
1.3 Tujuan .....	4
1.4 Lingkup Kerja .....	4
1.5 Sistematika Laporan.....	5
BAB II TINJAUAN PUSTAKA .....	7
2.1 Kolom Distilasi .....	7
2.2 Liquefied Petroleum Gas Facility .....	12
2.3 Kolom Depropanizer .....	13
2.4 Peng-Robinson .....	13
2.5 <i>Degrees of Freedom (DOF)</i> .....	15
2.6 <i>First Order Plus Death Time (FOPDT)</i> .....	16
2.7 Pengendali <i>Feedforward</i> .....	18
2.8 Analisis Performansi Pengendali .....	19
2.9 <i>PlantWide Control (PWC)</i> .....	21
BAB III METODOLOGI PENELITIAN .....	25
3.1 Pengumpulan Data Komponen pada Kolom <i>Depropanizer</i> .....	26
3.2 Pemodelan Proses pada Kolom <i>Depropanizer</i> .....	28
3.3 Validasi Proses Kolom <i>Depropanizer</i> .....	30
3.4 Perancangan Sistem Pengendalian.....	30
3.5 Pengujian Performansi dan Analisis .....	34
BAB IV ANALISIS DATA DAN PEMBAHASAN .....	37
4.1 Analisis Hasil Perancangan Sistem Pengendalian .....	37
4.2 Analisis Hasil Optimisasi .....	38

4.3	Analisis Pengujian Performansi .....	41
4.4	Pembahasan .....	44
BAB V	PENUTUP .....	47
5.1	Kesimpulan .....	47
5.2	Saran.....	47
DAFTAR PUSTAKA.....		49
LAMPIRAN .....		53
BIODATA PENULIS.....		57

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 2. 1 Kolom distilasi [13].....	7
Gambar 2. 2 Keseimbangan massa pada kondensor dan refluks drum [14] .....	9
Gambar 2. 3 Keseimbangan massa pada reboiler dan base kolom [14].....	11
Gambar 2. 4 Diagram alir sederhana unit fraksinasi [15] .....	12
Gambar 2. 5 Grafik respon sistem [19] .....	17
Gambar 2. 6 Respon pengendali [20].....	19
Gambar 2. 7 Interpretasi IAE pada (a) uji <i>disturbance</i> , dan (b) uji <i>set point</i> [21] .....	20
Gambar 3. 1 Diagram alir penelitian .....	25
Gambar 3. 2 Diagram proses kolom <i>depropanizer</i> .....	26
Gambar 3. 3 Simulasi HYSYS kolom <i>depropanizer</i> pada kondisi desain .....	29
Gambar 4. 1 Uji <i>set point</i> naik 5% pada umpan awal .....	37
Gambar 4. 2 Uji <i>set point</i> turun 5% pada umpan awal.....	38
Gambar 4. 3 Uji gangguan naik 5% .....	41
Gambar 4. 4 Uji gangguan turun 5%.....	41
Gambar 4. 5 Perbandingan respon uji gangguan saat umpan naik 5% .....	42
Gambar 4. 6 Perbandingan respon uji gangguan saat umpan turun 5% .....	43

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## DAFTAR TABEL

Tabel 3. 1	Data Spesifikasi Kolom <i>Depropanizer</i> .....	27
Tabel 3. 2	Parameter dan Data Aliran Kolom <i>Depropanizer</i> ..	27
Tabel 3. 3	Tabel Spesifikasi Beban Kolom <i>Depropanizer</i> .....	28
Tabel 3. 4	Hasil Validasi Proses Kolom <i>Depropanizer</i> .....	30
Tabel 3. 5	Hasil Perhitungan CDOF .....	31
Tabel 3. 6	Hasil Perhitungan <i>Nrestaining</i> .....	32
Tabel 3. 7	Sistem Kontrol pada Kondisi Desain .....	33
Tabel 3. 8	Parameter Pemodelan Penedali <i>Feedforward</i> .....	34
Tabel 3. 10	Gangguan pada Umpan .....	35
Tabel 4. 1	Perbandingan Strategi Kontrol pada Laju Aliran Produk .....	39
Tabel 4. 2	Perbandingan Penggunaan Energi .....	39
Tabel 4. 3	Perbandingan Perhitungan Biaya .....	39
Tabel 4. 4	Perbandingan Karakteristik Respon Saat Umpan Naik 5% .....	42
Tabel 4. 5	Perbandingan Karakteristik Respon saat Umpan Turun 5% .....	43
Tabel 4. 6	Nilai IAE pada uji gangguan naik 5% .....	44
Tabel 4. 7	Nilai IAE pada uji gangguan turun 5% .....	44

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

Seiring dengan berkembangnya zaman tidak dapat dipungkiri bahwa semakin meningkatnya kebutuhan dunia akan energi primer. Ketergantungan terhadap energi fosil dalam pemenuhan konsumsi energi di dalam negeri masih tinggi yaitu sebesar 96% dari total konsumsi energi nasional [1]. Energi fosil merupakan sumber daya alam yang tidak dapat diperbarui dan jika digunakan secara terus-menerus akan habis dikemudian hari. Sehingga penghematan energi menjadi hal yang sangat penting untuk saat ini dikarenakan cadangan energi semakin berkurang dan melonjaknya biaya dalam memenuhi kebutuhan energi [2]. Salah satu contoh sumber energi fosil adalah gas alam. Permintaan dunia akan gas alam telah meningkat dari tahun 1980 – 2010 hingga lebih dari 60 triliun *cubic feet* [3]. Gas alam merupakan komponen yang sangat penting dari sumber energi dunia karena merupakan salah satu sumber energi yang paling bersih, paling banyak digunakan dan paling aman [4] karena gas alam menghasilkan emisi karbon 20% lebih rendah daripada batu bara dan 50% lebih rendah daripada minyak bumi [3].

Gas alam merupakan campuran gas hidrokarbon yang mudah terbakar seperti metana, etana, propana, butana dan bentuk-bentuk fraksi lainnya yang lebih tinggi namun pada dasarnya terdiri dari metana, gas hidrokarbon dan non-hidrokarbon dalam fase gas, yang diekstraksi dari permukaan bumi dalam keadaan alami, baik secara terpisah maupun bersama-sama dengan hidrokarbon dalam fase cair. Untuk memperoleh fraksi gas tertentu maka diperlukan adanya proses fraksinasi berdasarkan volatilitas yang terjadi di kolom distilasi. Pemrosesan fraksinasi ini berlangsung pada *Liquefied Petroleum Gas Facility (LPGF) plant*. Distilasi adalah suatu proses pemisahan dan pemurnian pada industri minyak dan gas. Proses distilasi merupakan unit pemisahan yang penting dan banyak digunakan di dunia perindustrian [5]. Proses pemisahan yang berlangsung di dalam kolom distilasi terjadi karena adanya panas yang ditambahkan ke *reboiler* sehingga aliran uap yang diproduksi di *reboiler* akan naik melalui kolom kemudian

mengalami kontak dengan aliran cairan dari umpan dan kondensor yang mengalir ke bawah kolom. Proses pemisahan ini bergantung pada perbedaan titik didih masing-masing komponen dan konsentrasi komponen yang ada. Campuran *liquid* memiliki karakteristik titik didih yang berbeda-beda. Oleh karena itu proses distilasi juga bergantung pada tekanan uap campuran *liquid*.

Kolom distilasi mengkonsumsi sejumlah energi yang besar. Kebutuhan energi yang digunakan untuk pendinginan dan pemanasan pada kolom distilasi mampu mencapai hingga 40% dari total energi yang dibutuhkan pada sebuah *plant* [6]. Energi yang banyak dikonsumsi oleh kolom distilasi tersebut digunakan untuk mengubah campuran fluida dalam fase cair ke uap dan sebaliknya, mengubah fluida dalam fase uap kembali menjadi cair pada kondensor. Hal ini menunjukkan bahwa temperatur dan *pressure* dari kolom distilasi mempengaruhi efisiensi energi kolom distilasi. Dengan besarnya energi yang dibutuhkan menyebabkan biaya produksi yang digunakan pada kolom distilasi juga semakin besar. Sehingga sebagian besar penelitian yang dilakukan pada kolom distilasi mempunyai tujuan untuk mengurangi jumlah konsumsi energi.

Oleh karena itu dibutuhkan strategi alternatif untuk mengurangi dampak dari konsumsi energi yang besar itu sendiri. Sehingga diperlukan usaha untuk mengendalikan penggunaan dan pemrosesan pada unit fraksinasi gas alam atau LPGF dimana terdapat salah satu unit operasi utama berupa kolom *depropanizer*. Kolom *depropanizer* merupakan salah satu kolom distilasi yang digunakan untuk memisahkan propana yang banyak digunakan sebagai bahan baku pembuatan LPG (*liquefied petroleum gas*) dari campuran yang mengandung butana dan fraksi berat lainnya berdasarkan volatilitas zat. Dengan melakukan pengendalian terhadap *pressure* akan mampu mengoptimalkan kinerja kolom distilasi [7]. Pada umumnya, pada temperatur rendah dan kerja pertukaran panas yang lebih rendah dianggap dapat menghemat energi bila diterapkan pada *pressure* yang lebih rendah [8]. Sehingga penurunan *pressure* dapat memungkinkan untuk mengurangi konsumsi energi [9]. Dengan melewati gas alam pada sebuah turbin ekspansi yaitu *expander* maka tekanan gas alam tersebut akan berkurang. Pengendalian bertujuan untuk menjaga

variabel-variabel proses agar sesuai dengan *set point* yang telah ditentukan. Maka diperlukan adanya sistem pengendalian secara keseluruhan pada kolom *depropanizer* atau disebut dengan *plantwide control* (PWC).

*Plantwide control* (PWC) merupakan suatu strategi dan struktur pengendalian secara keseluruhan pada pabrik [10]. Pada struktur PWC terdapat beberapa unit operasi yang saling berhubungan dan dapat menimbulkan permasalahan pada suatu *plant* seperti adanya material *recycle*, integrasi panas dan komponen kimia yang beragam. Dengan adanya struktur PWC diharapkan mampu meningkatkan efisiensi produksi sehingga kondisi operasi berjalan lancar, kualitas produk tetap terjaga apabila terdapat gangguan, operasi berjalan secara otomatis setiap saat tanpa memerlukan perhatian lebih dari operator dan sebagainya. Terdapat sembilan langkah pada prosedur desain untuk proses operasi menurut Luyben, namun masih mengabaikan segi ekonominya [11]. Dan Skogestad mampu menyempurnakan prosedur milik Luyben sebelumnya dengan membagi menjadi 2 prosedur yaitu empat langkah *top-down* dan tiga langkah *bottom-up* [12]. Oleh karenanya, dengan mengendalikan *pressure* dan menggunakan struktur PWC diharapkan mampu meningkatkan efisiensi produk pada kolom *depropanizer* sehingga dapat mengoptimalkan penghematan energi, meningkatkan kualitas dan kuantitas laju produksi, maupun dari segi ekonomi.

## 1.2 Rumusan Masalah

Adapun permasalahan yang diperoleh dari penjelasan latar belakang tersebut dalam tugas akhir ini, yaitu:

1. Diperlukan adanya perancangan sistem pengendalian *pressure* menggunakan struktur *plantwide control* pada kolom *depropanizer*.
2. Diperlukan adanya analisis peningkatan efisiensi produksi meliputi kualitas dan kuantitas laju produksi, penghematan energi, maupun dari segi ekonomi dengan adanya penerapan sistem pengendalian *pressure* menggunakan struktur *plantwide control* pada kolom *depropanizer*.
3. Diperlukan adanya pengujian performa dari penerapan sistem pengendalian *pressure* menggunakan struktur

*plantwide control* dalam segi kestabilan respon akibat adanya gangguan.

### 1.3 Tujuan

Adapun tujuan yang ingin dicapai dari tugas akhir ini antara lain:

1. Melakukan perancangan sistem pengendalian *pressure* menggunakan struktur *plantwide control* pada kolom *depropanizer*.
2. Mengetahui peningkatan efisiensi produksi meliputi kualitas dan kuantitas laju produksi, penghematan energi, maupun dari segi ekonomi dengan adanya penerapan sistem pengendalian *pressure* menggunakan struktur *plantwide control* pada kolom *depropanizer*.
3. Mengetahui dampak penerapan sistem pengendalian *pressure* menggunakan struktur *plantwide control* dalam segi kestabilan respon akibat adanya gangguan.

### 1.4 Lingkup Kerja

Adapun ruang lingkup yang dikaji dalam tugas akhir ini yang pertama yaitu pengumpulan data-data yang diperlukan pada kolom *depropanizer* seperti PFD, P&ID, dan *datasheet* dari setiap instrumen serta peralatan yang ada. Selanjutnya dilakukan simulasi pemodelan menggunakan *software* HYSYS V8.8 setelah semua data yang diperlukan sudah terkumpul. Pemodelan ini dilakukan semirip mungkin dengan keadaan *plant* sesungguhnya. Setelah melakukan pemodelan, selanjutnya dilakukan perancangan sistem pengendalian menggunakan metode *plantwide control* menggunakan karya Skogestad dan Luyben. Kemudian dilakukan uji performansi kestabilan sistem terhadap adanya gangguan dan menganalisis peningkatan efisiensi produksi meliputi peningkatan kualitas dan kuantitas laju produksi, penghematan energi maupun dari segi ekonomi pada tahap akhir pengerjaan tugas akhir ini.

## **1.5 Sistematika Laporan**

Adapun sistematika penulisan laporan tugas akhir adalah sebagai berikut:

### **BAB I Pendahuluan**

Bab I ini terdiri dari latar belakang, perumusan masalah, tujuan, lingkup kerja dan sistematika laporan.

### **BAB II Teori Penunjang**

Bab II ini dibahas mengenai teori-teori yang berkaitan dengan penelitian yang akan dilakukan, seperti kolom distilasi, LPGF, kolom *depropanizer* dan *plantwide control*.

### **BAB III Metodologi Penelitian**

Bab III ini berisi mengenai rancangan dari penelitian yang dilakukan, metode, dan langkah-langkah dalam penelitian.

### **BAB IV Analisis Data dan Pembahasan**

Bab IV ini berisi tentang data hasil penelitian dari peningkatan efisiensi pada kolom *depropanizer*.

### **BAB V Kesimpulan dan Saran**

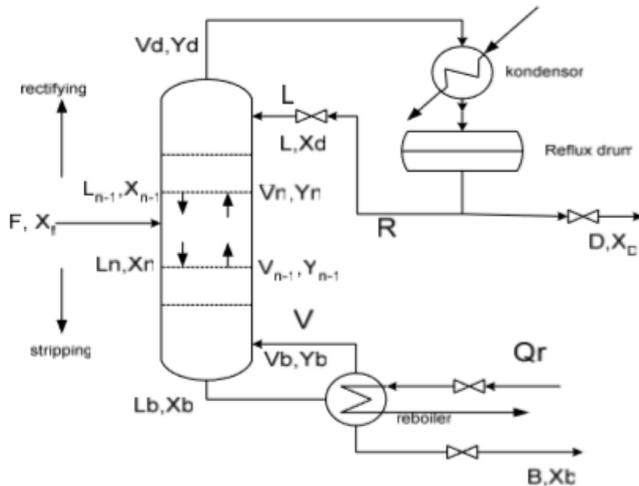
Bab V ini diberikan kesimpulan tentang tugas akhir yang telah dilakukan berdasarkan data-data yang diperoleh, serta diberikan saran sebagai penunjang maupun pengembangan tugas akhir selanjutnya.

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## BAB II TINJAUAN PUSTAKA

### 2.1 Kolom Distilasi

Distilasi adalah suatu unit proses untuk pemisahan dan pemurnian suatu campuran yang banyak digunakan di dunia perindustrian minyak dan gas. Pemisahan komponen-komponen suatu campuran pada kolom distilasi dilakukan berdasarkan nilai volatilitas dari campuran tersebut. Komponen dengan nilai volatilitas relatif lebih besar akan lebih mudah dipisahkan. Fluida yang diproses pada kolom distilasi disebut dengan *feed* kemudian *feed* tersebut dimasukkan ke *tray* untuk selanjutnya dinamakan *feed tray*. Terdapat dua bagian kolom pada *feed tray* yaitu bagian bawah (*stripping*) dan bagian atas (*rectifying*). Hukum kesetimbangan massa dan energi berlaku pada uap dan cairan yang saling kontak untuk tiap *tray*. Gambar 2.1 menunjukkan gambar kolom distilasi.



**Gambar 2. 1** Kolom distilasi [13]

Komponen-komponen utama yang terdapat pada kolom distilasi antara lain:

- Shell* (kolom): terdiri dari banyak *tray* yang digunakan

sebagai tempat terjadinya kontak antara uap dan cairan untuk memisahkan komponen dari suatu campuran.

- b. *Kondensor*: berfungsi sebagai tempat untuk mengkondensasikan atau mendinginkan uap yang keluar dari bagian atas kolom.
- c. *Reflux drum*: berfungsi sebagai tempat untuk menampung hasil uap yang sudah dikondensasikan pada kondensor sehingga cairan (refluks) dapat diumpanbalikkan kembali ke kolom.
- d. *Reboiler*: berfungsi sebagai tempat untuk memanaskan cairan sehingga berubah menjadi uap. *Reboiler* berada di bagian bawah kolom sehingga uap yang terbentuk akan kembali ke kolom melalui bawah kolom.

Kolom distilasi terdiri dari beberapa *tray* dimana pada masing-masing *tray* terdapat dua saluran di setiap sisinya atau yang dinamakan *downcomers*. Fluida cair akan jatuh melalui *downcomers* dari satu *tray* menuju *tray* lainnya. Lubang yang terdapat pada *tray* di kolom distilasi berfungsi sebagai lajur aliran uap. Uap akan mengalir menuju bagian atas kolom dan dipaksa untuk melewati cairan melalui bukaan yang terdapat pada *tray*. Uap panas yang melewati cairan dari *tray* satu ke *tray* lainnya akan mentransferkan panas yang ada ke cairan dan menyebabkan uap tersebut terkondensasi sehingga menambah cairan yang terdapat pada *tray*. Uap sisa yang lain selanjutnya akan melewati bagian atas kolom dan didinginkan oleh kondensor dan disimpan di dalam *reflux drum*. Sebagian dari cairan tersebut ada yang diumpanbalikkan ke bagian atas kolom (refluks) dan sebagian yang lain akan dikeluarkan sebagai produk yang disebut dengan distilat atau *top product*. Energi panas yang ditambahkan ke *reboiler* akan menghasilkan uap untuk dimasukkan kembali ke dalam sistem melalui bagian bawah kolom. Keluaran dari *reboiler* yang berupa cairan disebut dengan *bottom product*.

Secara umum, model matematis kolom distilasi diturunkan berdasarkan persamaan kesetimbangan massa, massa komponen dan energi. Pada suatu proses karakteristik dinamis sistem dapat digambarkan melalui model fisisnya.

Kemudian model fisis sistem tersebut dapat diturunkan menjadi model matematis sistem. Persamaan (2.1) menunjukkan model matematis kolom distilasi dalam keadaan *steady state*.

$$F = D + B \quad (2.1)$$

Dimana:

$F$  = laju aliran umpan (kg/s)

$D$  = laju aliran distilat (kg/s)

$B$  = laju aliran produk bawah (kg/s)

dengan kesetimbangan massa komponen kolom distilasi sebagai persamaan (2.2) berikut:

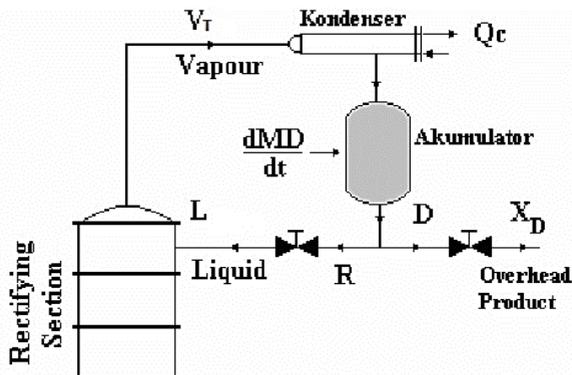
$$FX_F = DX_D + BX_B \quad (2.2)$$

dimana:

$X_F$  = fraksi umpan (mol)

$X_D$  = fraksi distilat (mol)

$X_B$  = fraksi produk bawah (mol)



**Gambar 2. 2** Kesetimbangan massa pada kondensor dan refluks drum [14]

Sedangkan kesetimbangan massa total pada kondensor dan refluks pada gambar 2.2 dapat dirumuskan sebagai persamaan (2.3):

$$\frac{dM_D}{dt} = V_T - L - D \quad (2.3)$$

dimana:

- $M_D$  = total massa yang tertahan (kg)  
 $V_T$  = laju aliran uap keluaran kolom atas (kg/s)  
 $L$  = laju aliran refluks (kg/s)

Dan kesetimbangan massa komponen pada kondensor dirumuskan sebagai persamaan (2.4):

$$\frac{d(M_D X_D)}{dt} = V_T X_{V_T} - (L + D) X_D \quad (2.4)$$

dimana  $X_{V_T}$  merupakan fraksi dari uap keluaran kolom distilasi. Sehingga kesetimbangan massa energi pada kondensor dapat ditulis dengan rumus sebagai persamaan (2.5):

$$\frac{d(M_D h_D)}{dt} = V_T h_{V_T} - L h_L - D h_D + Q_C \quad (2.5)$$

dimana:

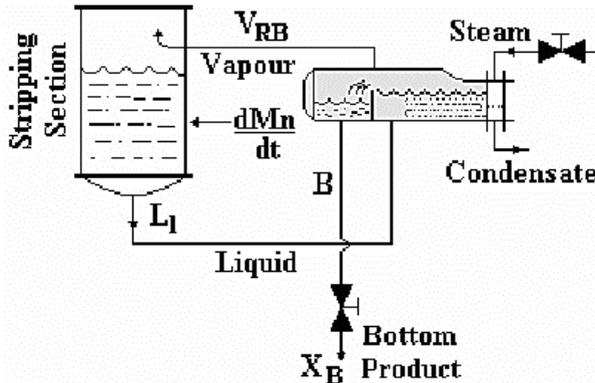
- $h_{V_T}$  = entalpi pada uap keluaran kolom atas (J/kg)  
 $h_D$  = entalpi pada distilat (J/kg)  
 $h_L$  = entalpi pada refluks (J/kg)  
 $Q_C$  = laju aliran panas kondensor (J/kg)

Untuk kesetimbangan massa total pada *reboiler* dan *base* kolom pada gambar 2.3 dapat dituliskan dengan rumus sebagai persamaan (2.6):

$$\frac{dM_B}{dt} = L_1 - V_{RB} - B \quad (2.6)$$

dimana:

$L_1$  = laju aliran keluaran kolom bawah (kg/s)  
 $V_{RB}$  = laju aliran *steam reboiler* (kg/s)



**Gambar 2.3** Kesetimbangan massa pada reboiler dan base kolom [14]

dengan kesetimbangan massa komponen sebagai persamaan (2.7) berikut:

$$\frac{d(M_B X_B)}{dt} = L_1 X_1 - V_{RB} X_{V_{RB}} - B X_B \quad (2.7)$$

dimana:

$X_1$  = fraksi keluaran *bottom stage* kolom (mol)  
 $X_{V_{RB}}$  = fraksi *steam reboiler* (mol)

dan kesetimbangan massa energi pada *reboiler* dan *base* kolom dapat dirumuskan sebagai persamaan (2.8) berikut:

$$\frac{d(M_B h_B)}{dt} = L_1 h_1 - V_{RB} h_{V_{RB}} - B h_B + Q_B \quad (2.8)$$

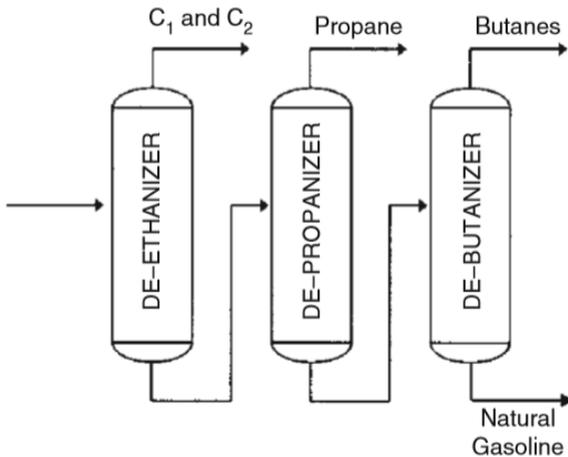
dimana:

$h_1$  = entalpi keluaran kolom bawah (J/kg)  
 $h_{RB}$  = entalpi *steam reboiler* (J/kg)  
 $h_B$  = entalpi produk bawah (J/kg)

$Q_B$  = laju aliran panas pada *reboiler* (J/s)

## 2.2 Liquefied Petroleum Gas Facility

*Liquefied Petroleum Gas Facility* (LPGF) merupakan sebuah *plant* yang berfungsi untuk mengolah gas alam mentah (*raw gas*) menjadi suatu produk berdasarkan perbedaan titik didihnya seperti metana, etana, propana dan butana [4]. Adapun gas alam tersebut diproses terlebih dahulu sehingga terpisah dari senyawa  $H_2S$  dan  $CO_2$  agar dapat digunakan dan telah memenuhi persyaratan. Kandungan  $H_2S$  dan  $CO_2$  harus dipisahkan dari gas alam mentah karena dapat menyebabkan gangguan pada peralatan seperti terjadinya korosi pada pipa. Proses pemisahan  $H_2S$  dan  $CO_2$  disebut juga dengan *acid gas removal*. Selain itu, dilakukan proses *dehydration* yaitu proses pemisahan gas alam mentah dengan  $H_2O$  untuk mencegah terjadinya pembentukan es pada proses kondensasi dan tidak merusak pipa.



**Gambar 2. 4** Diagram alir sederhana unit fraksinasi [15]

Proses selanjutnya setelah memisahkan kandungan  $H_2S$ ,  $CO_2$  dan  $H_2O$  yaitu proses fraksinasi. Tujuan dari proses fraksinasi ini adalah untuk mendapatkan produk yang diinginkan setelah memisahkan fraksi pada komposisi gas

seperti etana, metana, propana, maupun butana. Proses fraksinasi menjadi inti dari pemrosesan pada *Liquefied Petroleum Gas Facility* (LPGF) *plant* untuk memperoleh produk dengan kemurnian gas sesuai dengan yang diinginkan. Unit proses fraksinasi gas alam terdiri dari serangkaian kolom distilasi antara lain kolom *deethanizer*, kolom *depropanizer*, dan kolom *debuthanizer* [15].

### 2.3 Kolom Depropanizer

Salah satu unit pemrosesan utama pada *Liquefied Petroleum Gas Facility* (LPGF) yaitu kolom *depropanizer*. Kolom *depropanizer* adalah kolom distilasi yang berfungsi untuk memisahkan kandungan propana dari campuran yang mengandung butana dan fraksi berat lainnya berdasarkan volatilitas zat dan juga dapat dipengaruhi oleh konsentrasi komponen tersebut. Produk bawah dari kolom *deethanizer* akan menjadi umpan kolom *depropanizer*. Selanjutnya kolom *depropanizer* akan memfraksinasi umpan tersebut menjadi produk yang mengandung propana dan menghasilkan produk bawah yang mengandung butana dan minyak gas alam. Gas yang kaya akan propana menjadi keluaran atas kolom *depropanizer* untuk selanjutnya dikondensasikan dalam kondensor dan dikumpulkan di *reflux drum*. Sebagian propana cair yang terbentuk akan dialirkan sebagai produk dan sebagian lainnya akan dilairkan sebagai refluks untuk kembali ke kolom menggunakan pompa. Produk atas dari kolom *depropanizer* yang kaya akan kandungan propana ini banyak digunakan sebagai bahan baku pembuatan *liquefied petroleum gas* (LPG). Sedangkan produk bawah yang terbentuk sebagian akan didihkan kembali pada *reboiler* dan sebagian lainnya keluar sebagai produk bawah untuk selanjutnya diumpankan ke kolom *debuthanizer*.

### 2.4 Peng-Robinson

Persamaan termodinamika yang menggambarkan keadaan materi di bawah keadaan fisik yang ada disebut *equation of state* atau persamaan keadaan. Persamaan ini menjelaskan tentang hubungan matematis antara dua atau lebih fungsi keadaan

mengenai zat maupun unsur temperatur, tekanan, volume, atau energi internal. Persamaan keadaan dapat digunakan untuk mengkorelasikan kepadatan gas dan cairan dengan tekanan maupun temperatur.

*Peng-Robinson equation of state* merupakan salah satu dari beberapa macam *equation of state* yang dinyatakan dalam persamaan (2.9) hingga persamaan (2.14).

$$p = \frac{RT}{V_m - b} - \frac{a\alpha}{V_m^2 + 2bV_m - b^2} \quad (2.9)$$

$$a = 0,45724 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \quad (2.10)$$

$$b = 0,07780 \frac{RT_c}{P_c} \quad (2.11)$$

$$k = 0,37464 + 1,5422\omega - 0,26922\omega^2 \quad (2.12)$$

$$\alpha = (1 + \kappa(1 - T_r^{0,5}))^2 \quad (2.13)$$

$$T_r = \frac{T}{T_c} \quad (2.14)$$

dimana:

$p$  = tekanan (mutlak)

$V$  = volume

$n$  = jumlah mole pada zat

$V_m = \frac{V}{n}$  = volume molar, volume dari 1 mole gas atau cair

$T$  = temperatur mutlak

$R$  = gas konstan ideal (8,3144621 J/molK)

$P_c$  = tekanan pada titik kritis

$T_c$  = temperatur mutlak pada titik kritis.

Pada tahun 1976 persamaan Peng-Robinson ini ditemukan guna menyempurnakan persamaan sebelumnya di *University of Alberta* oleh Ding-Yu Peng dan Donald Robinson. Adapun persamaan ini digunakan untuk memenuhi beberapa tujuan antara lain [16]:

- Parameter-parameter dapat dinyatakan dalam sifat kritis dan faktor aksentrik.

- Model memberikan tingkat akurasi yang mendekati titik kritis, terutama untuk perhitungan faktor kompresibilitas dan densitas cairan.
- Aturan dalam pencampuran tidak harus menggunakan lebih dari satu parameter interaksi biner tunggal, yang harus independen dari tekanan suhu dan komposisi.
- Persamaan berlaku untuk semua perhitungan dari semua sifat fluida dalam proses gas alam.

## 2.5 *Degrees of Freedom (DOF)*

Pada dasarnya, persamaan matematika yang terdiri dari variabel *degrees of freedom* (DOF) atau derajat kebebasan dapat merepresentasikan semua sistem yang ada. Derajat kebebasan pada suatu sistem merupakan bentuk representasi dari variabel yang terdapat pada sistem tersebut dimana hasilnya harus spesifik sebelum variabel yang tersisa dapat dihitung. Persamaan DOF diberikan pada persamaan (2.15).

$$\text{DOF} = \text{Jumlah variabel} - \text{Jumlah persamaan independen} \quad (2.15)$$

Pemodelan suatu sistem dapat dijalankan ketika jumlah DOF sama dengan nol. Apabila diperoleh nilai DOF lebih dari nol, hal ini menunjukkan lebih banyak variabel yang tidak diketahui dibandingkan persamaan yang independen. Untuk kasus yang seperti ini terdapat beberapa penyelesaian salah satunya yaitu melakukan optimasi pada performansi sistem. Namun apabila diperoleh jumlah DOF kurang dari nol, hal ini berarti lebih banyak persamaan independen daripada jumlah variabel. Untuk kasus ini maka pemodelan tidak akan dapat diselesaikan [17].

Dalam mendesain suatu struktur pengendalian digunakan *control degrees of freedom* (CDOF) untuk menganalisis DOF. CDOF adalah jumlah variabel maksimum yang dapat dimanipulasi dalam mendesain struktur pengendalian. Persamaan (2.16) merupakan persamaan CDOF yang dikembangkan oleh Konda.

$$CDOF = \frac{N_{streams} - \sum_1^{all\ the\ units} (N_{restraining})}{N_{redundant}} \quad (2.16)$$

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 pada prosesnya

Telah dikembangkan oleh Safari dan Eslamloueyan penelitian mengenai persamaan CDOF. Diperoleh hasil bahwa persamaan tersebut berhasil diterapkan baik pada unit yang sederhana seperti pada kolom distilasi maupun pada proses yang kompleks seperti *vinyl acetate process* [18].

## 2.6 First Order Plus Death Time (FOPDT)

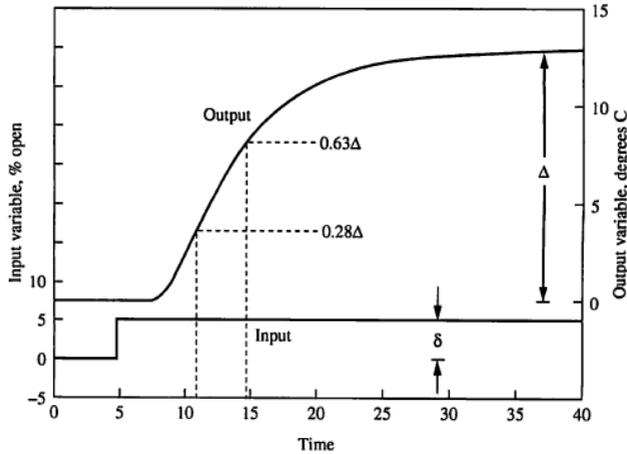
Fungsi transfer FOPDT (*first order plus death time*) dapat digunakan untuk memodelkan sistem dinamik dari suatu proses di industri. FOPDT diperoleh setelah melakukan uji *open loop* kemudian akan diperoleh grafik respon orde satu seperti yang ditunjukkan pada gambar 2.5.

Pada grafik respon gambar 2.5, maka akan diperoleh fungsi transfer FOPDT yang ditunjukkan pada persamaan (2.17) di bawah ini [19].

$$G(s) = \frac{Ke^{-\theta s}}{\tau s + 1} \quad (2.17)$$

K pada persamaan (2.17) adalah *gain* sistem yang diperoleh dari perbandingan perubahan proses variabel yang diukur dan sinyal *output* dari *controller* dengan rumus matematis pada persamaan (2.18).

$$K = \frac{\Delta}{\delta} = \frac{\Delta Process\ Variable}{\Delta Manipulated\ Variable} \quad (2.18)$$



**Gambar 2. 5** Grafik respon sistem [20]

Nilai  $\tau$  (*time constant*) didapatkan dari persamaan (2.19) sebagai berikut.

$$\tau = 1,5 (t_{63\%} - t_{28\%}) \quad (2.19)$$

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  $\theta$  atau *dead time* merupakan selisih waktu mulai dari respon *output controller* pada saat diberikan sinyal step hingga respon proses mulai bergerak. Atau dapat dituliskan seperti pada persamaan (2.20) berikut.

$$\theta = t_{63\%} - \tau \quad (2.20)$$

Dengan menggunakan persamaan (2.17) hingga persamaan (2.20) seperti yang sudah dijelaskan di atas dimana persamaan tersebut diperoleh dari grafik respon sistem, maka selanjutnya didapatkan fungsi transfer FOPDT sebagai pemodelan dari *plant*.

Pada tugas akhir ini persamaan FOPDT digunakan sebagai pemodelan dari kolom *depropanizer*.

## 2.7 Pengendali *Feedforward*

Pengendali *feedforward* merupakan pengendali yang mampu memberikan informasi jika terdapat adanya gangguan kepada pengendali PID. Pengendali ini dapat memberikan peringatan lebih dahulu mengenai adanya indikasi gangguan yang akan terjadi, sehingga pengendali *feedforward* akan memberikan sinyal kepada aktuatur agar dapat menyesuaikan terhadap gangguan [20].

Pada perancangan pengendali *feedforward* harus mempertimbangkan karakteristik *plant*, beserta dampak adanya gangguan terhadap *plant* tersebut guna mengindikasikan adanya gangguan yang akan terjadi. Maka dari itu, diberikan pemodelan untuk pengendali *feedforward* pada persamaan (2.21) sebagai berikut.

$$G_{ff}(s) = -\frac{G_d(s)}{G_p(s)} \quad (2.21)$$

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 (2.22) dan (2.23) sebagai berikut.

$$G_p(s) = \frac{K_p \cdot e^{-\theta_p s}}{\tau_p s + 1} \quad (2.22)$$

$$G_d(s) = \frac{K_d \cdot e^{-\theta_d s}}{\tau_d s + 1} \quad (2.23)$$

Jika persamaan (2.22) dan (2.23) disubstitusikan pada persamaan (2.21), maka akan diperoleh persamaan (2.24) yang merupakan pemodelan *feedforward*.

$$G_{ff}(s) = -\frac{G_d(s)}{G_p(s)} = K_{ff} \left( \frac{T_{ld}s+1}{T_{lg}s+1} \right) e^{-\theta_{ff}s} \quad (2.24)$$

dimana:

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

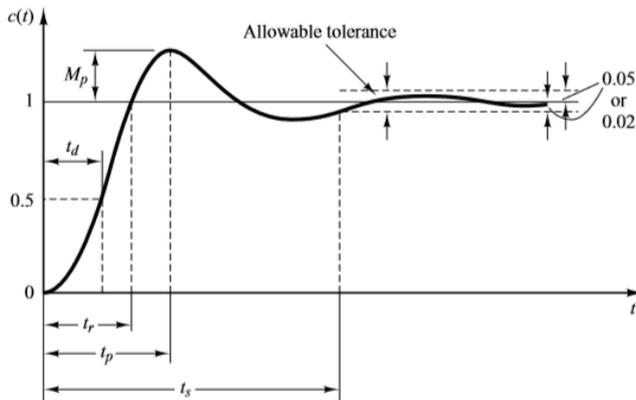
$$\theta_{ff} = \theta_d - \theta_p \quad : \text{Feedforward controller dead time}$$

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

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

## 2.8 Analisis Performansi Pengendali

Analisis performansi pengendali merupakan analisis yang dapat dilakukan baik secara kuantitatif maupun kualitatif pada hasil respon sistem dari pengendali. Adapun untuk analisis kuantitatif dapat dilakukan dengan mencari setidaknya tiga karakteristik antara lain yaitu *settling time*, *maximum overshoot* dan eror *steady state*. Sedangkan untuk analisis kualitatif dilakukan dengan mencari nilai *Integral Absolute Error (IAE)*. Parameter-parameter yang digunakan dalam melakukan analisis performansi pengendali ditunjukkan pada gambar 2.6.



**Gambar 2.6** Respon pengendali [21]

Berdasarkan gambar 2.6, parameter-parameter yang dibutuhkan dalam melakukan analisa performansi pengendali antara lain:

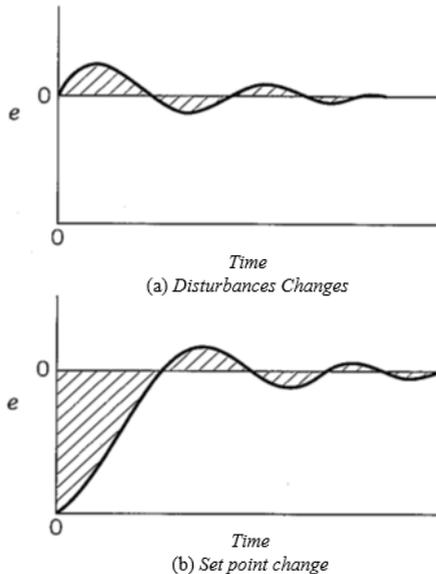
- Nilai *settling time* ( $t_s$ ), waktu saat *output* proses mencapai lebar pita  $\pm 5\%$  dari perubahan total *output* proses.
- Maximum overshoot* ( $M_p$ ), dengan perhitungan nilai menggunakan Persamaan (2.25) sebagai berikut.

$$M_p = \frac{a}{b} \times 100\% \quad (2.25)$$

- Eror *steady state* ( $E_{ss}$ ), dengan mengitung selisih *output* dengan *set point* pada saat keadaan *steady state* atau tunak
- Nilai IAE merupakan penjumlahan nilai *absolute error* dari *output* proses, nilai IAE di interpretasikan pada area yang diarsir seperti yang dapat dilihat pada gambar 2.7. Nilai IAE dapat dihitung seperti pada persamaan (2.26) berikut.

$$IAE = \int_0^{\infty} |e(t)| dt \quad (2.26)$$

Ilustrasi perhitungan IAE akan dijelaskan pada gambar 2.7 berikut.



**Gambar 2.7** Interpretasi IAE pada (a) uji *disturbance*, dan (b) uji *set point* [22]

## 2.9 *PlantWide Control (PWC)*

*Plantwide control* atau PWC merupakan suatu metode pengendalian *plant* secara keseluruhan pada pabrik [10]. Metode ini menjelaskan tentang bagaimana meletakkan sensor dan aktuator serta bagaimana cara menggabungkannya secara tepat. Sehingga metode ini akan melibatkan satu atau beberapa strategi pengendali 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. Dalam mendesain struktur pengendalian menggunakan metode PWC pada *plant* diharuskan untuk memenuhi beberapa kondisi, diantara yaitu adanya *material recycle* yang dapat menyebabkan adanya efek bola salju pada *plant*, adanya integrasi panas dan beberapa komponen kimia yang beragam. Jika suatu *plant* telah memenuhi tiga kondisi tersebut, maka *plant* tersebut membutuhkan metode desain PWC.

Tujuan dari penggunaan struktur pengendalian metode PWC ini adalah untuk menghasilkan pengendalian *plant* yang efektif dan efisien, mampu 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.

Terdapat sembilan langkah pada prosedur PWC milik Luyben. Adapun langkah-langkah penerapan PWC milik Luyben adalah sebagai berikut [23].

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 variabel 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.

Berikut ini merupakan langkah-langkah penerapan PWC karya Skogestad [24].

#### 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*

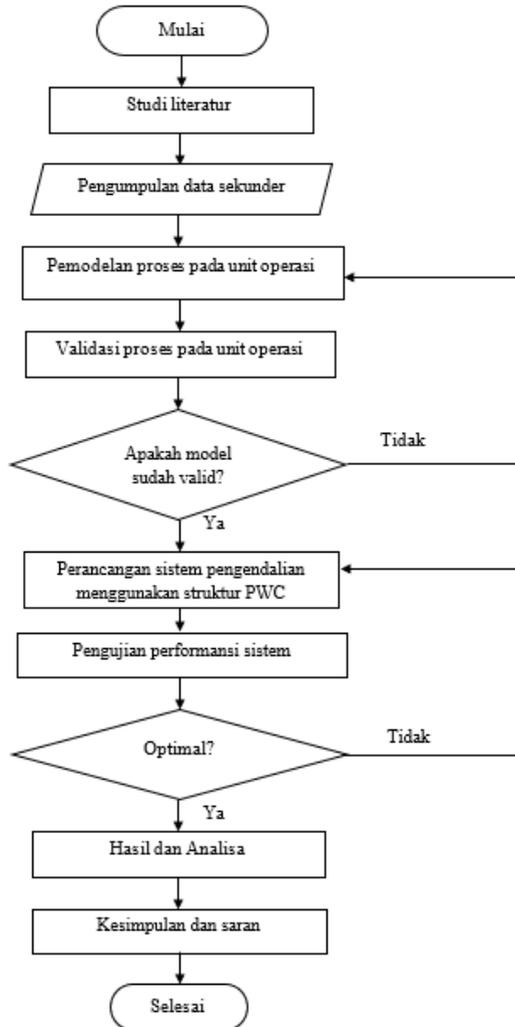
1. Memilih struktur pada tingkat pengendalian *regulatory* dengan menentukan variabel kendali kedua (*Controlled Variable 2* atau CV2) yang fokus pada stabilisasi proses dan juga pemilihan pasangan variabel proses – variabel manipulasi.
2. Memilih struktur pada tingkat pengawasan atau *supervisory* dengan 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.

Penentuan jumlah derajat kebebasan (DOF) pada kedua metode PWC didapat dari hasil pengurangan jumlah variabel pada proses dikurangi jumlah persamaan pada sistem seperti persamaan (2.15) dan persamaan (2.16) yang telah dijelaskan.

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

### BAB III METODOLOGI PENELITIAN

Adapun penelitian pada tugas akhir ini dilakukan dengan beberapa tahapan, yang digambarkan pada diagram alir seperti yang ditunjukkan pada gambar 3.1:



**Gambar 3. 1** Diagram alir penelitian

### 3.1 Pengumpulan Data Komponen pada Kolom *Depropanizer*

Data yang di ambil merupakan data-data yang diperlukan untuk memodelkan proses berdasarkan *column internal datasheet* sehingga di dapatkan gambaran umum proses serta *properties depropanizer* yang akan digunakan untuk memodelkan variabel pada kolom.

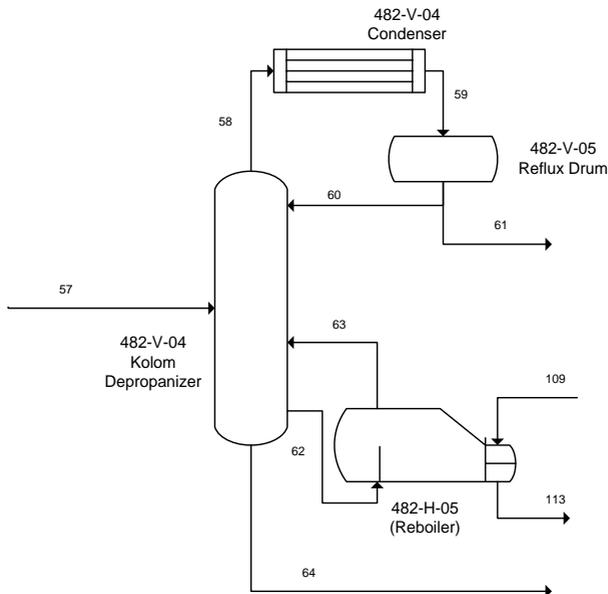
#### Kolom *Depropanizer* berdasarkan kondisi desain

Kolom *depropanizer* memiliki spesifikasi sebagai berikut:

Ukuran : 2000 mm x 37026 mm

Jumlah *Tray* : 50 (*tray feed* : 32)

Gambar 3.2 menunjukkan diagram proses dari kolom *depropanizer*.



**Gambar 3. 2** Diagram proses kolom *depropanizer*

Dari *process flow diagram* dan *datasheet* kolom *depropanizer* diperoleh kondisi masing-masing *stream* dan komposisinya. Detail kolom *depropanizer* dapat dilihat pada tabel 3.1, tabel 3.2 dan tabel 3.3 berikut:

**Tabel 3. 1** Data Spesifikasi Kolom *Depropanizer*

Spesifikasi	<i>Feed</i>	<i>Distillate</i>	<i>Bottom</i>
<i>Operating Pressure (barg)</i>	16,4	16,2	16,4
<i>Operating Temperature (<sup>o</sup>C)</i>	69,12	48,78	104,53

**Tabel 3. 2** Parameter dan Data Aliran Kolom *Depropanizer*

Properti	<i>Unit</i>	<i>Feed</i>	<i>Distilate</i>	<i>Bottom</i>
Laju Aliran	kg/hr	26916	13422	13294
Temperatur	<sup>o</sup> C	69,1	45,9	110,4
Tekanan	barg	16,4	20	16,4
Komposisi	H <sub>2</sub> S	0	0,001	0
	CO <sub>2</sub>	0,003	0,018	0
	Nitrogen	0	0	0
	Methane	0,001	0,008	0
	Ethane	1,163	4,366	0
	Propane	57,915	94,925	1,5
	i-butane	14,815	0,678	35,030
	n-butane	15,822	0	38,469
	i-pentane	4,89	0	11,893
	n-pentane	3,006	0	7,310
	n-hexane	1,784	0	4,337
	n-heptane	0,388	0	0,944
	n-octane	0,16	0	0,388
	n-nonane	0,026	0	0,063
	n-decane	0,019	0	0,047
	n-C11	0,006	0	0,015
n-C12	0,002	0	0,004	
Total	100	100	100	

**Tabel 3. 3** Tabel Spesifikasi Beban Kolom *Depropanizer*

Unit	Kondensor (dari data PFD)	<i>Reboiler</i> (dari perhitungan $Q_{\text{hotoil}}$ )
kW	3452	3439,6
Tipe	<i>Air Cooler</i>	<i>Kettle</i>

### 3.2 Pemodelan Proses pada Kolom *Depropanizer*

Data spesifikasi serta umpan mengenai kolom *depropanizer* yang telah didapat kemudian disimulasikan pada *software* HYSYS untuk mendapatkan kondisi kolom. Model dibuat berdasarkan data desain dan kondisi operasi yang ada menggunakan kesetimbangan massa dan energi yang ada pada *software* HYSYS.

Prosedur yang digunakan untuk melakukan simulasi pemodelan *plant* pada *software* HYSYS sebagai berikut ini [25]:

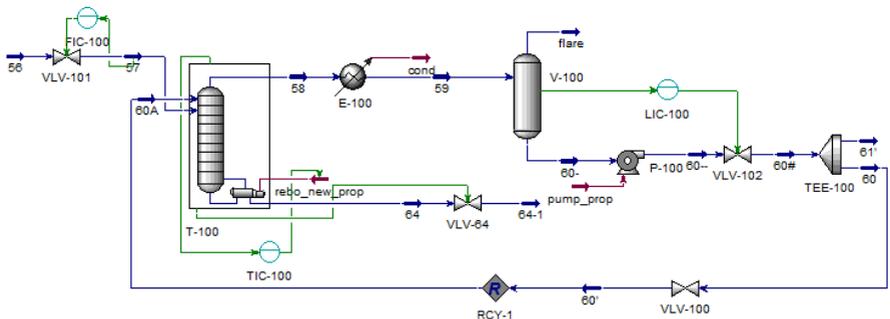
- Memilih model *fluid package*. *Peng-Robinson* akan digunakan sebagai model dalam penelitian ini. Pemilihan model termodinamika ini disesuaikan dengan jenis senyawa yang digunakan.
- Mengisi data gas umpan yang terdiri dari jenis senyawa serta komposisinya.
- Mengisi parameter-paramater proses pada aliran umpan yang meliputi *pressure*, temperatur, dan laju aliran.
- Merancang diagram alir proses (*process flow diagram*) dari kolom *depropanizer* yang akan dianalisis. Perancangan diambil berdasarkan diagram alir proses kolom *depropanizer*.
- Menspesifikasikan *pressure* dan temperatur pada kondensor dan *reboiler* lalu menambahkan spesifikasi yang sesuai dengan proses untuk mengkonvergenkan kolom distilasi.

Setelah pembuatan proses kolom *depropanizer* pada keadaan *steady state* atau pada kondisi tidak bergerak terhadap waktu. Secara umum sebuah proses akan berubah seiring berjalan waktu maka langkah selanjutnya adalah mengubah proses ke dalam kondisi dinamik. Proses diubah ke dalam keadaan dinamik untuk dapat dipasang pengendali. Untuk mengubah dari kondisi *steady*

*state* ke kondisi dinamik maka perlu dilakukan prosedur sebagai berikut:

- Melakukan *sizing* terlebih dahulu pada setiap peralatan dan semua *valve*. Untuk jenis kolom seperti absorber dan kolom distilasi dilakukan *sizing tray* terlebih dahulu.
- Memastikan bahwa tidak ada stream yang bebas.
- Memasang pengendali pada proses sesuai perhitungan CDOF yang telah dilakukan
- Apabila telah dilakukan *sizing*, maka dilakukan pengecekan dengan bantuan *dynamic asisstant*. Apabila masih terdapat eror maka harus diselesaikan terlebih dahulu dengan menganalisis hubungan *flow-pressure*. Jika sudah tidak terdapat eror maka dapat berpindah ke keadaan dinamik dengan menekan *dynamic mode*. Namun harus sudah dipastikan untuk menyimpan pemodelan *steady state*.
- Kemudian program dijalankan dan dilakukan analisis sesuai yang diinginkan.
- Apabila terdapat respon proses yang belum stabil maka dilakukan tuning PID atau ditambahkan strategi pengendalian yang lain.

Dari diagram alir proses kolom *depropanizer* yang telah berjalan secara dinamik tersebut, selanjutnya akan diidentifikasi dengan *First Order Plus Dead Time (FOPDT)*.



**Gambar 3.3** Simulasi HYSYS kolom *depropanizer* pada kondisi desain

### 3.3 Validasi Proses Kolom *Depropanizer*

Pemodelan yang telah dibuat divalidasi dengan kondisi desain pada PFD. Hasil pemodelan kemudian dibandingkan dengan kondisi desain untuk selanjutnya dihitung nilai erornya. Tabel 3.4 menunjukkan hasil validasi proses pada kolom *depropanizer*.

**Tabel 3. 4** Hasil Validasi Proses Kolom *Depropanizer*

<i>Stream</i>	Properti	Data PFD	Simulasi	Eror
<i>Feed Awal</i>	Temperatur (°C)	69,1	69,76	0,94%
	Laju Aliran (kg/h)	26916	26916	0%
	Tekanan (barg)	16,4	16,33	0,42%
<i>Top Product</i>	Temperatur (°C)	45,9	46,55	1,39%
	Laju Aliran (kg/h)	13622	14029,10	2,9%
	Tekanan (barg)	20,0	20,0	0%
<i>Bottom Product</i>	Temperatur (°C)	110,4	112,4	1,77%
	Laju Aliran (kg/h)	13294	13044,01	1,91%
	Tekanan (barg)	16,4	16,47	0,42%

Pemodelan proses hasil simulasi pada kondisi *steady state* untuk aliran pada produk distilat dan aliran pada produk bawah memiliki error yang kecil. Dari hasil tersebut, pemodelan proses yang disimulasikan dapat dikatakan valid atau sesuai dengan data desain karena memiliki error dibawah 5%.

### 3.4 Perancangan Sistem Pengendalian

Perancangan sistem pengendalian *pressure* kolom *depropanizer* berada pada bagian atas kolom menggunakan *regulatory control* berupa PID dengan menambahkan *equipment*

berupa *expander* atau turbin ekspansi yang digunakan untuk menurunkan *pressure* keluaran atas kolom distilasi yang dapat memungkinkan untuk mengurangi konsumsi energi. Dan untuk sistem pengendalian secara keseluruhan pada kolom *depropanizer* menggunakan metode *plantwide control* (PWC) milik Sigurd Skogestad yang menggunakan metode *top-down* dan *bottom-up* untuk mengoptimalkan kinerja sistem yang terdiri atas 2 bagian utama, yakni bagian *top-down* yang bertujuan untuk memaksimalkan profit dan bagian *bottom-up* yang bertujuan untuk menjamin kestabilan *plant*. Pada metode modifikasi ini, akan menghubungkan kedua bagian utama pada PWC milik Sigurd Skogestad dan Luyben. Langkah-langkah perancangan sistem pengendalian pada kolom *depropanizer* adalah sebagai berikut:

### 3.4.1 Penentuan Fungsi Objektif

Fungsi objektif perancangan PWC pada kolom *depropanizer* adalah profit yang maksimal. Setiap perusahaan pasti menginginkan profit yang maksimal sehingga dapat menguntungkan perusahaan. Pada kolom *depropanizer* profit didapatkan dari penjualan produk propana dikurangi dengan biaya pembelian minyak mentah, dan dikurangi biaya operasional yang digunakan pada *reboiler*, pompa, maupun kolom.

$$J_{max} = \text{Hasil Jual Produk} - \text{Biaya Operasional} \quad (3.1)$$

### 3.4.2 Mengidentifikasi DOF

Perhitungan jumlah DOF digunakan untuk menentukan jumlah variabel yang dapat dimanipulasi atau dikontrol, sehingga untuk menghitungnya menggunakan persamaan CDOF yang telah dituliskan pada persamaan (2.10).

Pada kolom *depropanizer* nilai CDOF ditunjukkan pada Tabel 3.5 sebagai berikut:

**Tabel 3. 5** Hasil Perhitungan CDOF

$N_{streams}$	$N_{restraining}$	$N_{redundant}$	CDOF
21	12	2	7

Yang dapat dilakukan pertama kali dalam menganalisis perhitungan CDOF pada kolom *depropanizer* yaitu dengan menghitung total *stream* yang terdapat pada *plant*. Dapat diketahui pada *plant* kolom *depropanizer* terdapat 21 *stream*. Selanjutnya perlu menghitung berapa jumlah *Nrestraining* atau *stream* yang tidak dapat dikontrol maupun dimanipulasi. Perhitungan variabel yang tidak dapat dimanipulasi dapat dilihat pada tabel 3.6 sesuai dengan *equipment* yang terdapat pada *plant*.

**Tabel 3. 6** Hasil Perhitungan *Nrestraining*

<i>Equipment</i>	Jumlah	<i>Nrestraining</i>
<i>Expander</i>	1	1
<i>Cooler</i>	1	1
<i>Separator</i>	1	0
Pompa	1	1
<i>Splitter</i>	1	1
<i>Valve</i>	6	6
<i>Reboiler</i>	1	2
Kolom	1	0
Jumlah		12

Setelah mengetahui jumlah *Nrestraining* kemudian menentukan jumlah variabel yang tidak perlu dikontrol yaitu *Nredundant*. Pada kolom *depropanizer* terdapat 2 variabel yang tidak perlu dikontrol. Total *stream* yang ada kemudian dikurangkan dengan total *stream* yang tidak dapat dikontrol dan *stream* yang tidak perlu dikontrol sehingga diperoleh nilai CDOF sebanyak 7.

Dari ketujuh nilai CDOF berdasarkan perhitungan tersebut, terdapat empat kontrol yang sebenarnya sudah terpasang pada *plant*. Tabel 3.7 menjelaskan mengenai beberapa kontrol yang telah terpasang.

Pada sistem kontrol kondisi desain kolom *depropanizer* terdapat empat kontrol yang sudah terpasang sehingga tersisa tiga CDOF. Tiga CDOF ini akan digunakan untuk mengontrol laju aliran pada umpan awal, komposisi *top product* dan komposisi *bottom product*.

**Tabel 3. 7** Sistem Kontrol pada Kondisi Desain

No	Kontrol pada Kolom <i>Depropanizer</i> dalam Kondisi Desain
1.	Kontrol <i>level</i> pada <i>separator</i>
2.	Kontrol <i>level</i> pada <i>reboiler</i>
3.	Kontrol temperatur pada <i>reboiler</i>
4.	Kontrol tekanan pada kolom

### 3.4.3 Penentuan Laju Produksi (*Troughput Manipulator*)

Lokasi *troughput manipulator* (TPM) pada kolom *depropanizer* ini terdapat pada laju aliran umpan awal. Penentuan lokasi *troughput manipulator* (TPM) atau lahu produksi ini sama dengan milik Skogestad dan Luyben.

### 3.4.4 Penentuan Variabel Ekonomi

Penentuan variabel ekonomi ini sama dengan variabel kendali utama (*primary variable*) pada PWC milik Skogestad yang mempertimbangkan sisi ekonomi. Pemilihan variabel ekonomi (*economical controlled variable*) yaitu laju aliran produk, kualitas distilat dan energi yang dihasilkan *reboiler*. Penentuan variabel ekonomi ini mengacu pada variabel yang berpengaruh langsung terhadap fungsi objektif yang berorientasi pada profit. Hal ini akan sesuai hasil optimisasi yang diharapkan, yakni penurunan penggunaan energi pada *plant*.

### 3.4.5 Integrasi Proses (*Process Integration*)

Pada proses ini, ditentukan struktur pengendalian variabel yang berhubungan dengan *inventory control* dan variabel yang akan menjadi gangguan (*disturbance*). Penentuan struktur pengendalian variabel sama dengan PWC milik Luyben yang disertai penentuan gangguan. Maka ditentukan struktur pengendalian PID pada setiap pengendali yang terdapat pada kolom *depropanizer* serta gangguan yang terjadi adalah laju aliran umpan awal.

Pada kolom *depropanizer* ditambahkan pengendali *feedforward* yang dipasang pada pengendali laju aliran massa umpan awal guna menjaga kestabilan respon akibat adanya

gangguan yang terjadi pada umpan. Terdapat beberapa parameter pemodelan yang diperlukan dalam pengendali *feedforward* seperti pada tabel 3.8 berikut.

**Tabel 3. 8** Parameter Pemodelan Pengendali *Feedforward*

Parameter pemodelan	Nilai
$K_{ff}$	0,50059
$\theta_{ff}$	0,28566
$\tau_1$	10,38546
$\tau_2$	12,0392

### 3.4.6 Lapisan Pengendalian *Supervisory*

Pengendali *supervisory* yang digunakan pada tugas akhir ini adalah MPC (*Model Predictive Control*) yang akan memberikan perubahan *set point* yang optimal pada lapisan pengendalian *regulatory* (PI/PID). Lapisan pengendalian *supervisory* sama dengan PWC milik Skogestad dan pengendalian setiap *loop* pada PWC milik Luyben.

Perancangan *supervisory control* yang pada tugas akhir ini yang digunakan adalah MPC (*Model Predictive Control*) yang telah tersedia pada HYSYS dengan menggunakan data pemodelan *first order* (FOPDT) yang telah divalidasi. Pemasangan MPC diletakkan pada kolom *depropanizer* yang merupakan kolom distilasi. Hal ini dikarenakan kolom distilasi merupakan sistem yang kompleks yang memerlukan pengendalian multivariabel.

*Input* dari pemodelan MPC adalah laju aliran distilat dan *heat flow* pada *reboiler*. Sedangkan *outputnya* adalah komposisi produk distilat dan *bottom product*. Dari hasil pemodelan yang telah dilakukan, maka MPC akan memberikan *set point* kepada pengendali komposisi yang terdapat pada produk distilat dan *bottom product*.

### 3.5 Pengujian Performansi dan Analisis

Pengujian sistem dilakukan dengan cara memberikan gangguan pada umpan sesuai dengan kenyataan di lapangan dan melihat respon sistem. Pada kolom *depropanizer* diberikan

gangguan pada umpan dengan menambahkan dan mengurangi laju aliran sebesar 5% dari laju aliran awal yakni sebesar 26916 kg/h. Hasil respon pengujian performansi sistem pada perancangan sistem pengendalian menggunakan PWC ini kemudian akan dibandingkan dengan sistem yang dirancang tanpa menggunakan PWC atau seperti pada kondisi desain.

**Tabel 3. 9** Gangguan pada Umpan

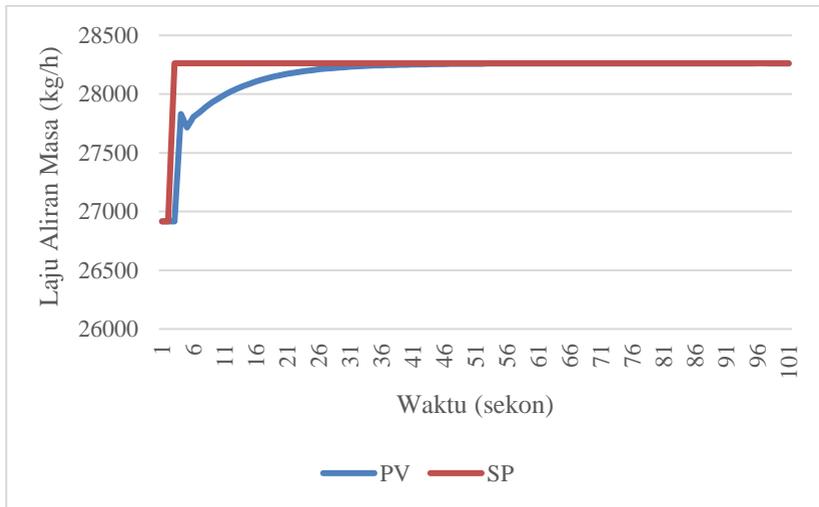
<b>Kondisi</b>	<b>Laju Aliran Massa Umpan (kg/h)</b>
Ideal	26916
Naik 5%	28261,8
Turun 5%	25570,2

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

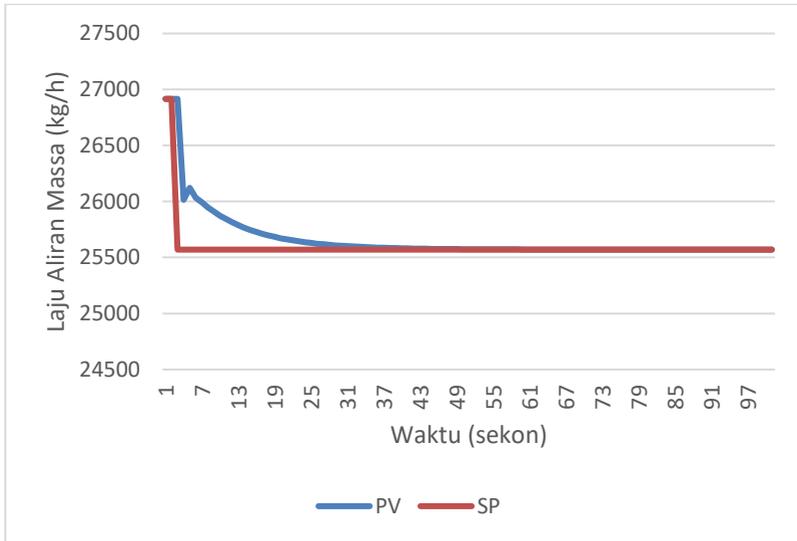
## BAB IV ANALISIS DATA DAN PEMBAHASAN

### 4.1 Analisis Hasil Perancangan Sistem Pengendalian

Perancangan sistem pengendalian pada kolom *depropanizer* menggunakan metode *plantwide control* (PWC) telah berhasil dilakukan. Untuk mengetahui pengaruh strategi kontrol terhadap *plant*, maka dilakukan uji *set point*. Uji *set point* dilakukan pada FIC umpan awal dengan menaikkan dan menurunkan *set point* sebesar 5%. Laju aliran mula-mula 26916 kg/h diubah menjadi 28261,8 kg/h dan 25570,2 kg/h. Hasil respon uji *set point* ini ditampilkan pada gambar 4.1 dan 4.2.



**Gambar 4. 1** Uji *set point* naik 5% pada umpan awal



**Gambar 4. 2** Uji *set point* turun 5% pada umpan awal

Dari uji *set point* yang telah dilakukan dengan menaikkan dan menurunkan *set point* sebesar 5%, maka diperoleh respon dengan adanya *overshoot* pada kedua hasil uji baik uji naik maupun turun. Pada gambar 4.2 diketahui bahwa *overshoot* pada respon uji *set point* turun 5% lebih besar dibandingkan dengan uji *set point* naik 5%. Kemudian respon kedua hasil uji tersebut dapat mencapai *set point* dengan baik.

#### 4.2 Analisis Hasil Optimisasi

Pada tugas akhir ini, perancangan sistem pengendalian pada kolom *depropanizer* telah berhasil dilakukan menggunakan metode *plantwide control* (PWC). Guna mengetahui bagaimana pengaruh dari strategi kontrol yang telah diberikan maka dilakukan perubahan terhadap umpan dengan menaikkan dan menurunkan umpan awal sebesar 5%. Diketahui umpan awal pada kolom *depropanizer* adalah 26961 kg/h, kemudian dinaikkan menjadi 28261,8 kg/h dan diturunkan menjadi 25570,2 kg/h. Analisa hasil optimisasi pada *plant* ini dilakukan dengan cara membandingkan *plant* antara sebelum dan sesudah dilakukan perancangan sistem pengendalian menggunakan metode PWC. Hasil perbandingan

antara dua kondisi yang berbeda tersebut dapat dilihat pada tabel 4.1 – 4.3 berikut.

**Tabel 4. 1** Perbandingan Strategi Kontrol pada Laju Aliran Produk

Uji Gangguan	Strategi Kontrol	Laju Aliran Umpan (kg/h)	Laju Aliran <i>Top Product</i> (kg/h)
<i>Feed</i> naik 5%	<i>Non PWC</i>	28260,23	14459
	<b>PWC</b>	28261,07	14931,91
<i>Feed</i> turun 5%	<i>Non PWC</i>	25570,2	12378,49
	<b>PWC</b>	25572,35	12833,09

**Tabel 4. 2** Perbandingan Penggunaan Energi

Uji Gangguan	Strategi Kontrol	Energi Pemanas/ Pendingin (kJ/h)	Energi Pompa (kJ/h)	Total Energi (kJ/h)
<i>Feed</i> naik 5%	<i>Non PWC</i>	25542681,29	85424,32	25628105,61
	<b>PWC</b>	16136288,54	85415,78	16221704,32
<i>Feed</i> turun 5%	<i>Non PWC</i>	23121989,6	77288,67	23199278,27
	<b>PWC</b>	14602485,31	77284,81	14679770,12

**Tabel 4. 3** Perbandingan Perhitungan Biaya

Perhitungan biaya (U\$/h)	<i>Feed</i> naik 5%		<i>Feed</i> turun 5%	
	<i>Non PWC</i>	<b>PWC</b>	<i>Non PWC</i>	<b>PWC</b>
<b>Produk</b>	7374,09	7615,27	6313,03	6544,88
<b>Biaya Operasional</b>	226,13	143,13	204,69	129,53
<b>Profit</b>	7147,96	7472,14	6108,34	6415,35

Dari hasil perancangan sistem pengendalian menggunakan metode PWC yang telah dilakukan pada tugas akhir ini, untuk kenaikan laju aliran massa umpan sebesar 5% diperoleh laju aliran produk meningkat 3,3% dan selisih *profit* yang diperoleh dari strategi kontrol PWC sebesar 324,18 U\$/h dibandingkan dengan

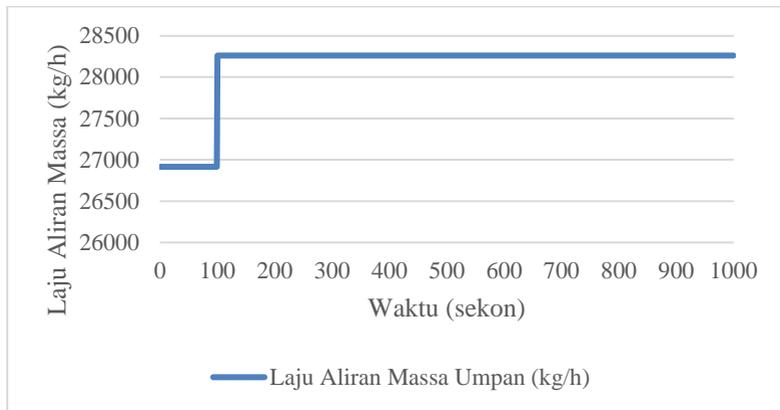
strategi kontrol sebelumnya. Sedangkan untuk penurunan laju aliran massa umpan sebesar 5% diperoleh laju aliran produk meningkat 3,7% dan selisih profit yang diperoleh menggunakan strategi kontrol PWC dibandingkan dengan strategi kontrol sebelumnya yaitu 307,02 U\$/h. Hal ini menunjukkan bahwa pada kenaikan maupun penurunan laju aliran massa umpan sebesar 5%, *plant* yang dirancang menggunakan strategi kontrol PWC memberikan *profit* yang lebih besar dibandingkan dengan menggunakan strategi kontrol sebelum menggunakan metode PWC. Sehingga *profit* yang diperoleh dalam satu tahun jika menggunakan strategi kontrol PWC adalah sebesar 2839796,29 U\$/tahun pada kenaikan laju aliran massa umpan 5% dan 2689513,87 U\$/tahun pada penurunan laju aliran massa umpan 5%.

Dari segi penggunaan energi pada sistem pengendalian metode PWC dengan kenaikan laju aliran massa umpan 5% dapat menurunkan penggunaan energi sebesar 37,8% dan memberikan penghematan energi sebesar 82,99 U\$/h. Pada penurunan laju aliran massa umpan 5% dapat menurunkan penggunaan energi sebesar 36,3% dan memberikan penghematan energi sebesar 75,17 U\$/h pada penurunan laju aliran umpan 5%. Sehingga penghematan energi yang diperoleh dalam satu tahun jika menggunakan strategi kontrol PWC adalah sebesar 727059,49 U\$/tahun pada kenaikan laju aliran massa umpan 5% dan 658507,87 U\$/tahun pada penurunan laju aliran massa umpan 5%.

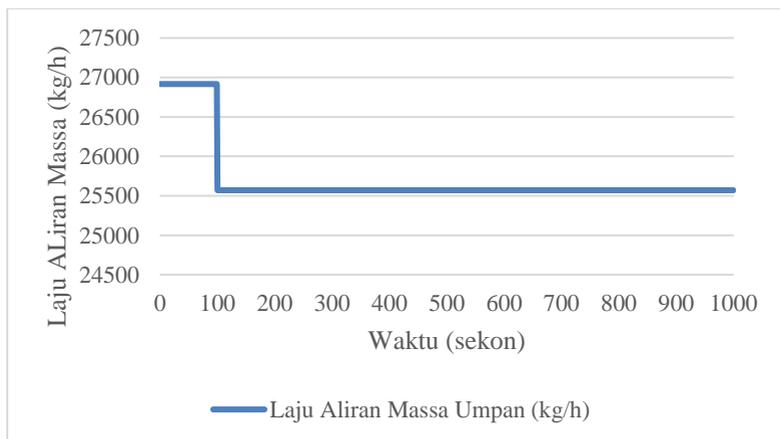
Hasil perbandingan dari penggunaan strategi kontrol menggunakan metode PWC dan strategi kontrol sebelumnya, memberikan keuntungan yang lebih banyak ketika menggunakan metode PWC. Hal ini dikarenakan sistem pengendalian metode PWC telah dilengkapi dengan pengendali *feedforward* dan *supervisory control*. Dengan adanya pengendali *feedforward* maka gangguan yang terdapat pada *plant* akan dideteksi dan diantisipasi dengan pengendali ini. Sedangkan pengendali *supervisory* akan memaksimalkan fungsi objektif dengan memberikan *set point* pada pengendali PID. Maka dari itu sistem pengendalian metode PWC ini mampu mengoptimalkan laju produksi dan meningkatkan efisiensi dari penggunaan energi suatu *plant*.

### 4.3 Analisis Pengujian Performansi

Pengujian performansi sitem diberikan dengan menaikkan serta menurunkan laju aliran pada umpan dengan memberikan sinyal step sebesar 5%. Umpan mula-mula yaitu 26916 kg/h, kemudian dinaikkan menjadi 28261,8 kg/h seperti pada gambar 4.3 dan diturunkan menjadi 25570,2 kg/h seperti pada gambar 4.4.



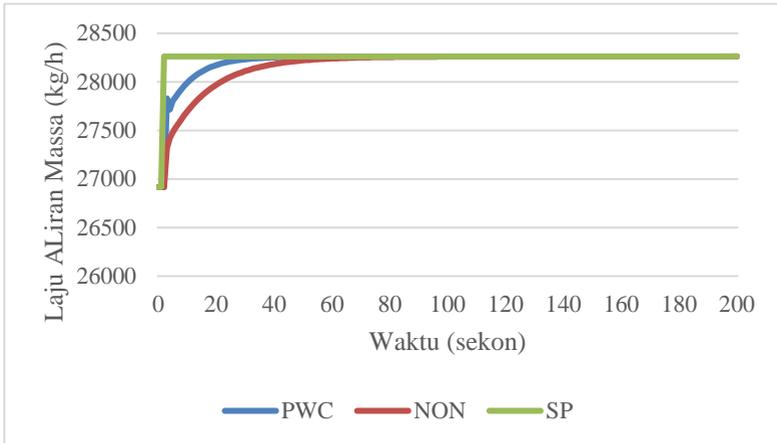
**Gambar 4. 3** Uji gangguan naik 5%



**Gambar 4. 4** Uji gangguan turun 5%

Respon uji gangguan pada perancangan sistem pengendalian kolom *depropanizer* dengan metode PWC selanjutnya dibandingkan dengan kondisi desain sebelum menggunakan sistem

pengendali metode PWC dapat ditunjukkan pada gambar 4.5 dan gambar 4.6.

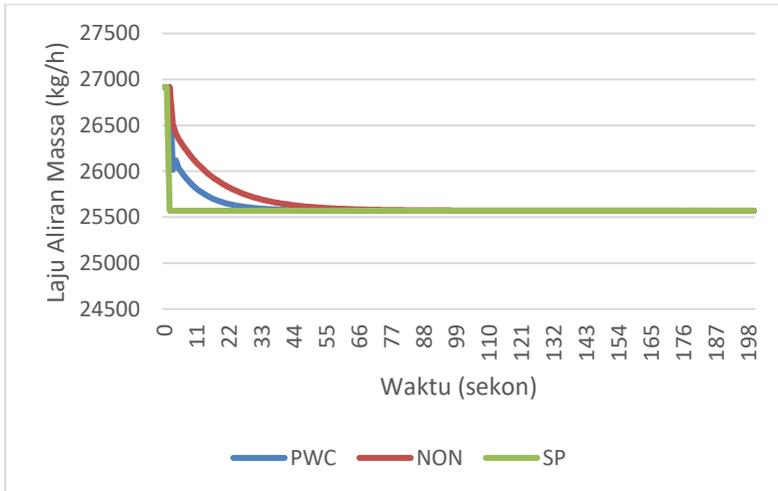


**Gambar 4. 5** Perbandingan respon uji gangguan saat umpan naik 5%

Pada gambar 4.5 dapat diketahui perbandingan respon uji gangguan ketika umpan dinaikkan 5% menjadi 28261,8 kg/h. Grafik respon pada gambar 4.5 menjelaskan hubungan antara waktu dan laju aliran massa pada *plant* ketika menggunakan metode PWC dan tidak. Adapun karakteristik respon sistem dapat dilihat pada tabel 4.1.

**Tabel 4. 4** Perbandingan Karakteristik Respon Saat Umpan Naik 5%

Karakteristik Respon	NON PWC	PWC
<i>Maximum Overshoot</i> (%)	3,3	1,5
<i>Error Steady State</i> (%)	0,01	0,00
<i>Settling Time</i> (sekon)	71	42



**Gambar 4. 6** Perbandingan respon uji gangguan saat umpan turun 5%

Sedangkan perbandingan respon uji gangguan ketika umpan diturunkan 5% menjadi 25570,2 kg/h dapat dilihat pada gambar 4.6. Grafik respon pada gambar 4.6 menjelaskan hubungan antara waktu dan laju aliran massa pada *plant* ketika menggunakan metode PWC dan tidak. Adapun karakteristik respon sistem dapat dilihat pada tabel 4.2.

**Tabel 4. 5** Perbandingan Karakteristik Respon saat Umpan Turun 5%

<b>Karakteristik Respon</b>	<b>NON PWC</b>	<b>PWC</b>
<i>Maximum Overshoot</i> (%)	3,29	1,81
<i>Error Steady State</i> (%)	0,01	0,00
<i>Settling Time</i> (sekon)	111	64

Dari analisis hasil performansi sistem didapatkan bahwa dengan menggunakan strategi kontrol PWC mampu menghasilkan respon sistem yang lebih baik dengan mampu mengecilkan nilai *maximum overshoot*, menghilangkan *error steady state*, dan mampu memperkecil nilai *settling time*.

Nilai *Integral Absolute Error* (IAE) yang menggambarkan karakteristik respon ditunjukkan pada tabel 4.3 dan tabel 4.4 di bawah ini:

**Tabel 4. 6** Nilai IAE pada uji gangguan naik 5%

<b>Strategi Kontrol</b>	<b>IAE</b>
Non PWC	0,54753
PWC	0,24135

**Tabel 4. 7** Nilai IAE pada uji gangguan turun 5%

<b>Strategi Kontrol</b>	<b>IAE</b>
Non PWC	0,60473
PWC	0,26990

Tabel 4.3 menunjukkan nilai IAE ketika uji gangguan dinaikkan 5% dan diperoleh nilai IAE untuk perancangan PWC lebih kecil dibandingkan pengendali biasa. Dan Tabel 4.4 menunjukkan nilai IAE ketika uji gangguan diturunkan 5% dan diperoleh nilai IAE untuk perancangan PWC lebih kecil dibandingkan pengendali biasa. Hal ini menunjukkan bahwa sistem pengendali metode PWC lebih baik dibandingkan desain pengendali biasa.

#### **4.4 Pembahasan**

Perancangan sistem pengendalian *pressure* menggunakan metode PWC sebagai struktur pengendalian secara keseluruhan pada kolom *depropanizer* telah berhasil dilakukan dengan menggabungkan metode *plantwide control* (PWC) milik Luyben dan Skogestad menjadi enam langkah. Dengan adanya perancangan PWC maka berbagai permasalahan pada kolom *depropanizer* dapat terselesaikan seperti mampu meningkatkan efisiensi produksi, mampu meningkatkan penghematan energi dan mampu menjaga kestabilan *plant* yang disebabkan adanya gangguan. Keuntungan dari segi ekonomi pada penggunaan metode PWC juga lebih menguntungkan jika dibandingkan dengan sistem pengendalian menggunakan PID saja. Perancangan sistem pengendalian metode PWC dilakukan sesuai dengan metodologi

yang telah dijelaskan sebelumnya dimana *regulatory control* pada desain PWC menggunakan pengendali PID, selanjutnya ditambahkan pengendali *feedforward*, untuk *supervisory control* digunakan *model predictive control* (MPC), dan juga *optimizer*. Penambahan tiga komponen tersebut merupakan strategi dalam perancangan PWC pada kolom *depropanizer*.

Pada analisa hasil optimisasi yang telah dilakukan, ketika laju aliran massa pada umpan dinaikkan maupun diturunkan penggunaan metode PWC mampu menghemat energi lebih banyak. Ketika umpan dinaikkan sebesar 5% metode PWC mampu menghemat energi sebanyak 37,8% sehingga mengurangi biaya operasional 82,99 US\$/h, meningkatkan laju aliran produk sebesar 3,3% dan meningkatkan profit sebesar 324,18 US\$/h. Untuk penurunan umpan sebesar 5% metode PWC mampu menghemat energi sebanyak 36,3% sehingga mengurangi biaya operasional 75,17 US\$/h, meningkatkan laju aliran produk sebesar 3,7% dan meningkatkan profit sebesar 307,02 US\$/h. Maka dapat disimpulkan penggunaan metode PWC dapat memberikan keuntungan yang lebih baik dari segi penghematan energi maupun dari segi ekonomi. Dengan adanya penambahan *supervisory control* maka akan memberikan *set point* kepada pengendali PID secara optimal sehingga pada perancangan metode PWC mampu memaksimalkan fungsi objektif yaitu profit yang maksimal.

Pada analisis hasil uji performansi diberikan gangguan pada umpan dengan menaikkan dan menurunkan *set point* sebesar 5%. Kemudian dilakukan analisis kestabilan respon baik dari segi kualitatif maupun kuantitatif. Dari segi kualitatif dapat dilihat dari nilai IAE atau *integral absolute error*, dan dari segi kuantitatif dapat dilihat dari nilai *maximum overshoot*, eror *steady state* dan *settling time*. Dari segi kualitatif pada kenaikan uji *set point* 5% menghasilkan nilai IAE yang lebih kecil pada penggunaan metode PWC yaitu sebesar 0,2414 dibandingkan 0,5475 serta pada penurunan uji *set point* 5% juga menghasilkan nilai IAE yang lebih kecil pada penggunaan metode PWC yaitu sebesar 0,2699 dibandingkan 0,6047. Sedangkan dari segi kuantitatif pada kenaikan uji *set point* sebesar 5%, pada respon laju aliran massa umpan mampu menurunkan *maximum overshoot* dari 3,3% menjadi 1,5%, menghilangkan eror *steady state*, dan mampu

mengecilkan nilai *settling time* dari 71 detik menjadi 42 detik. Dan pada penurunan uji *set point* sebesar 5%, pada respon laju aliran massa umpan mampu menurunkan *maximum overshoot* dari 3,29% menjadi 1,81%, menghilangkan eror *steady state*, dan mampu mengecilkan nilai *settling time* dari 111 detik menjadi 64 detik. Hal ini dikarenakan adanya pengendali *feedforward* yang mampu memberikan informasi dengan cepat pada pengendali PID apabila terdapat gangguan maka respon yang dihasilkan juga akan lebih baik. Penggunaan metode PWC juga menghasilkan komposisi propana yang lebih baik jika dibandingkan dengan metode sebelumnya yang cenderung menurun.

## **BAB V**

### **PENUTUP**

#### **5.1 Kesimpulan**

Adapun kesimpulan yang didapatkan pada tugas akhir ini adalah sebagai berikut :

1. Perancangan sistem pengendalian *pressure* telah berhasil dilakukan dengan menggunakan metode *plantwide control* (PWC) sebagai strategi pengendalian secara keseluruhan pada kolom *depropanizer*.
2. Penerapan sistem pengendalian *pressure* menggunakan metode PWC pada kolom *depropanizer* saat umpan dinaikkan 5% mampu meningkatkan laju aliran produk hingga 3,3%, meningkatkan penghematan energi hingga 37,8% dan meningkatkan profit sampai dengan 324,18 US\$/h, sedangkan pada penurunan umpan 5% mampu meningkatkan laju aliran produk hingga 3,7%, meningkatkan penghematan energi hingga 36,3% dan meningkatkan profit sampai dengan 307,02 US\$/h dibandingkan dengan strategi kontrol sebelumnya.
3. Penerapan PWC pada kolom *depropanizer* mampu menghasilkan respon sistem yang stabil ketika diberi gangguan berupa perubahan laju aliran umpan. Hal ini ditunjukkan dengan adanya penurunan *settling time* dan *maximum overshoot* serta menghilangkan *error steady-state* dan memperkecil nilai IAE.

#### **5.2 Saran**

Adapun saran yang dapat diberikan untuk penelitian selanjutnya antara lain :

1. Melakukan penelitian mengenai struktur pengendalian dengan mempertimbangkan masalah ekonomi seperti *capical cost* dan lainnya.
2. Menggunakan jenis teknik optimisasi lain sebagai opsi untuk memperoleh hasil optimisasi yang lebih baik dan mempertimbangkan mengenai perubahan desain.

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## DAFTAR PUSTAKA

- [1] K. ESDM, "Statistik Minyak dan Gas Bumi," Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral, Jakarta, 2015.
- [2] E. Cuce, D. Harjunowibowo dan P. M. Cuce, "Renewable and Sustainable Energy Saving Strategies for Greenhouse Systems: A Comprehensive Review," *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 64, pp. 34-59, 2016.
- [3] M. Aydin, "Natural Gas Consumption and Economic Growth Nexus for Top 10 Natural Gas-Consuming Countries: A Granger Causality Analysis in the Frequency Domain," *Energy*, vol. 165, pp. 179-186, 2018.
- [4] A. Bahadori, *Natural Gas Processing Technology and Engineering Design*, Elsevier, 2014.
- [5] X. Wang, X. Yu, L. Xie, M. Li dan Y. Zhang, "Energy Saving Columns: Design and Control of a Kaibel and a Multi-sidestream Column for Separating Hydrocarbon Mixture," *Chemical Engineering & Processing: Process Intensification*, vol. 133, pp. 66-82, 2018.
- [6] M. Porru, R. Baratti dan J. Alvarez, "Energy Saving through Control in an Industrial Multicomponent Distillation Column," *IFAC*, vol. 48, no. 8, pp. 1138-1143, 2015.
- [7] X. You, I. Rodriguez-Donis dan V. Gerbaud, "Low Pressure Design for Reducing Energy Cost of Extractive Distillation for Separating Diisopropyl Ether and Isopropyl Alcohol," *Chemical Engineering Research and Design*, vol. 109, pp. 540-552, 2016.
- [8] C. Cui, S. Liu dan J. Sun, "Optimal Selection of Operating Pressure for Distillation Columns," *Chemical Engineering Research and Design*, vol. 137, pp. 291-307, 2018.
- [9] S. M. Mauhar, G. G. Barjaktarovic dan M. N. Sovilj, "Optimization of Propylene-Propane Distillation Process," *Chem. Pap.*, vol. 58, no. 6, pp. 386-390, 2004.
- [10] S. Skogestad, "Control Structure Design for Complete Chemical Plants," *Computers and Chemical Engineering*,

no. 28, 2004.

- [11] M. L. Luyben, "Plant-wide Control Design Procedure," *AIChE*, no. 43, pp. 3161-3174, 1997.
- [12] V. Minasidis, "Simple Rules for Economic Plantwide Control," *Systems Engineering and 25th European Symposium on Computer Aided Process Engineering*, 2015.
- [13] T. R. Biyanto, "Cascade Control Using Soft Sensor for Aldehyde Column Energy Saving," *IPTEK, The Journal for Technology and Science*, vol. 18, no. 4, pp. 123-129, 2007.
- [14] L. Robbins, *Distillation, Control, Optimization, and Tuning Fundamental and Strategies*, 2011.
- [15] Mokhtab, Saeid; Poe, William A.; Speight, James G., *Natural Gas Transmission and Processing*, Elsevier Inc., 2006.
- [16] D. Y. Peng dan D. B. Robinson, "A New Two-Constant Equation of State," dalam *Industrial and Engineering Chemistry: Fundamentals 15*, 1976, pp. 59-64.
- [17] G. P. Rangaiah dan V. Kariwala, *Plantwide Control*.
- [18] A. Safari dan R. Eslamloueyan, "Chemical Engineering Research and Design A New Plant-Wide Approach for Control Degrees of Freedom of Process Systems," *Chem. Eng. Res. Des.*, vol. 120, pp. 259-270, 2017.
- [19] A. Madady, "Stabilization of Control Loops Consisting of FOPDT Process and Parameter-Parameter PID Controller," *J. Process Control*, vol. 22, no. 9, pp. 1688-1701, 2012.
- [20] T. Marlin, "Process Control Designing Processes and Control Systems for Dynamic Performance," *Iso 9001*, pp. 1-17, 2001.
- [21] K. Ogata, *Moder Control Engineering (Fifth Edition)*, New Jersey: Pearson Education Inc., 2010.
- [22] T. A. Haley dan S. J. Mulvaney, "Advanced Process Control Techniques for the Food Industry," *Trends in Food Science & Technology*, vol. 6, no. 4, pp. 103-110, 1995.
- [23] W. L. Luyben, B. D. Tyreus dan M. L. Luyben, *Plantwide*

Process Control, 1999.

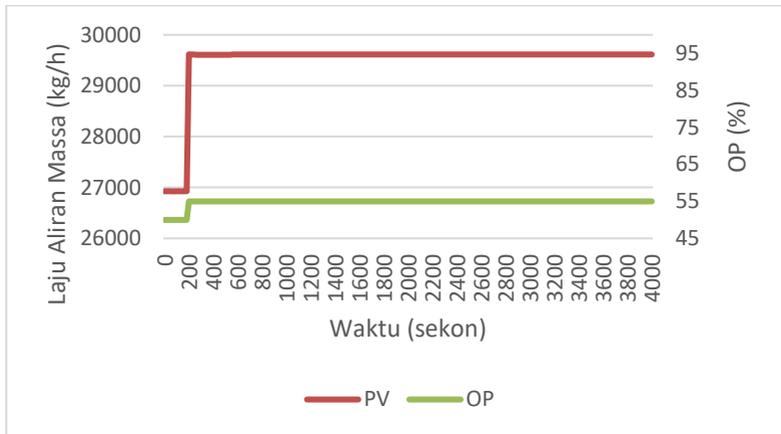
- [24] V. Minasidis dan J. Johannes, Economic Plantwide Control: Automated Controlled Variable Selection for a Reactor-Separator-Recycle Process, 2013.
- [25] Ahmed dan D. Fares, Process Simulation Using Aspen HYSYS V8.8.

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

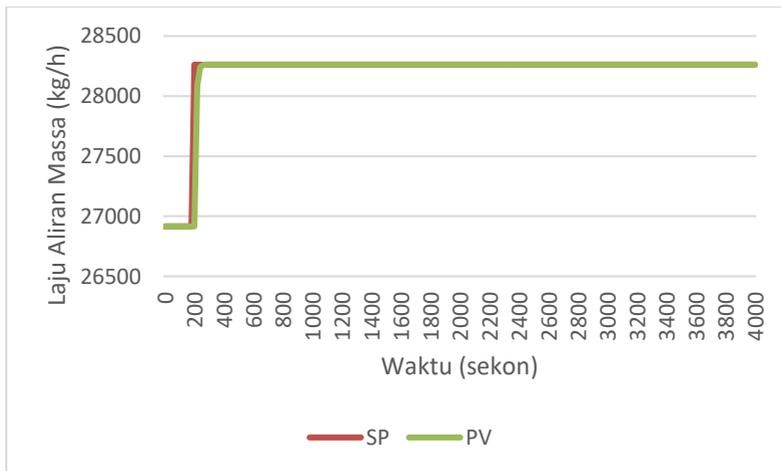
## LAMPIRAN

### A. Gain Feedforward

Pada gambar A.1 di bawah ini menunjukkan grafik respon uji *open loop* dan uji *disturbance* untuk memperoleh nilai gain *feedforward*.



**Gambar A. 1** Respon uji *open loop* fic pada umpan



**Gambar A. 2** Respon uji *disturbance* fic pada umpan

Dari kedua grafik di atas maka selanjutnya dilakukan pemodelan untuk memperoleh nilai gain *feedforward* seperti pada tabel A.1.

**Tabel A. 1** Perhitungan gain *feedforward*

Keterangan	Gain
Laju Aliran Massa Umpan Awal	$G_p(s) = \frac{537,74 \cdot e^{-2,13s}}{10,38s + 1}$
Gangguan terhadap Laju Aliran Massa umpan awal	$G_d(s) = \frac{269,16 \cdot e^{-2,42s}}{12,09s + 1}$
<i>Feedforward</i>	$G_{ff}(s) = -0,5005 \left( \frac{10,38s + 1}{12,09s + 1} \right) e^{-0,29s}$

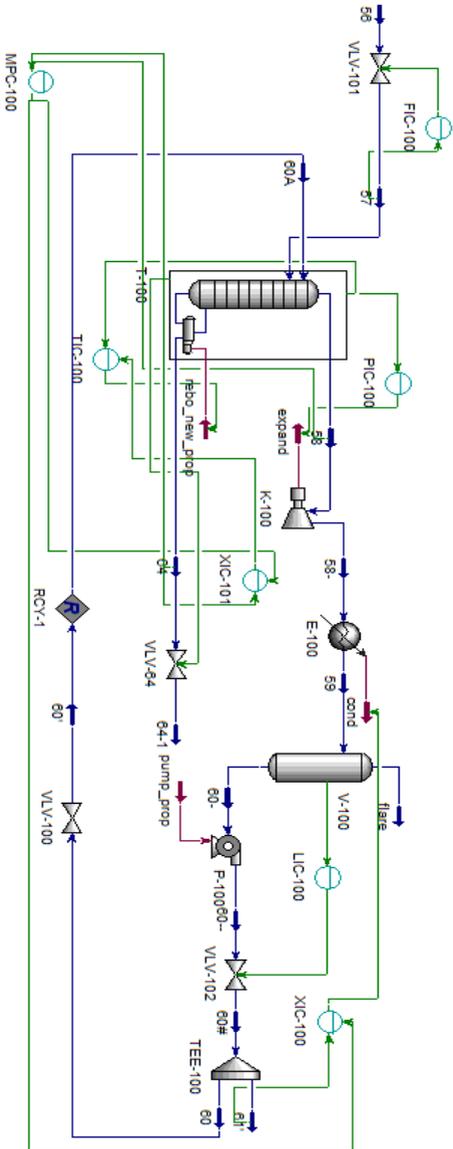
## B. Pemodelan FOPDT pada MPC

Adapun parameter-parameter pemodelan FOPDT yang selanjutnya digunakan untuk melakukan perancangan pada MPC ditunjukkan pada tabel A.2

**Tabel A. 2** Parameter pemodelan FOPDT pada MPC

Gain	K	Time Constant ( $\tau$ ) (menit)	Dead Time ( $\theta$ ) (menit)
G11	$2,23 \times 10^{-2}$	45,4	30,36
G12	$2,63 \times 10^{-5}$	15,22	2,03
G21	$1,07 \times 10^{-2}$	49,26	51,54
G22	$7,07 \times 10^{-2}$	14,42	4,32





**Gambar A. 4** Desain planwide control pada kolom depropenizer

## BIODATA PENULIS



Penulis bernama lengkap Filza Adha Adelina yang akrab disapa Filza. Penulis merupakan anak pertama dari dua bersaudara, terlahir di kabupaten Malang pada tanggal 18 April 1997. Penulis menempuh pendidikan di SD Islam Alma'arif 2 lulus tahun 2009, SMPN 1 Singosari lulus tahun 2012, dan SMAN 1 Lawang, lulus tahun 2015. Pendidikan sarjana ditempuh di Departemen Teknik Fisika ITS melalui jalur SNMPTN 2015. Selama aktif menjadi mahasiswa, penulis bergabung dalam organisasi kemahasiswaan HMTF FTI-ITS selama periode 2016-2017 sebagai Staff Departemen Kewirausahaan & 2017-2018 sebagai Wakil Kepala Departemen dalam Departemen Kewirausahaan. Selain aktif dalam berorganisasi, penulis juga aktif dalam kegiatan akademik sebagai asisten Laboratorium Fisika Rekayasa selama periode 2017-2019. Pengalaman *internship program* selama 1 bulan di PT. PJB Unit Pembangkitan Paiton, Probolinggo, Jawa Timur. Bidang minat penulis dalam mengerjakan tugas akhir adalah instrumentasi. Penulis dapat dihubungi melalui email [filzaadelina@gmail.com](mailto:filzaadelina@gmail.com).