



**TUGAS AKHIR - TF 181801**

**DESAIN *PLANTWIDE CONTROL* PADA  
*CRYOGENIC GAS SEPARATION PROCESS*  
DENGAN MENGGUNAKAN *TURBOEXPANDER***

**MUHAMMAD ANDRO PURNOMO**  
NRP. 0231154000034

Dosen Pembimbing:  
Hendra Cordova, S.T., M.T.  
Ir. Jerri Susatio, M.T.

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

*Halaman ini sengaja dikosongkan*



**FINAL PROJECT - TF 181801**

**PLANTWIDE CONTROL DESIGN IN CRYOGENIC  
GAS SEPARATION PROCESS USING  
TURBOEXPANDER**

**MUHAMMAD ANDRO PURNOMO**  
**NRP. 0231154000034**

*Supervisor:*  
*Hendra Cordova, S.T., M.T.*  
*Ir. Jerri Susatio, M.T.*

**DEPARTMENT OF ENGINEERING PHYSICS**  
**Faculty of Industrial Technology**  
**Institut Teknologi Sepuluh Nopember**  
**Surabaya**  
**2019**

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## PERNYATAAN BEBAS PLAGIARISME

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Muhammad Andro Purnomo  
NRP : 02311540000034  
Departemen : Teknik Fisika FTI-ITS  
Fakultas : Fakultas Teknologi Industri  
Perguruan Tinggi : Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Dengan ini menyatakan bahwa Tugas Akhir saya yang berjudul “Desain *Plantwide Control* pada *Cryogenic Gas Separation Process* dengan Menggunakan *Turboexpander*” adalah bebas plagiarisme. Apabila pernyataan ini terbukti tidak benar, maka saya bersedia menerima sanksi sesuai ketentuan yang berlaku.

Demikian surat pernyataan ini saya buat dengan sebenar-benarnya.

Surabaya, 25 Juli 2019

Yang membuat pernyataan,



Munammad Andro Purnomo

02311540000034

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

**LEMBAR PENGESAHAN**

**TUGAS AKHIR**

**DESAIN PLANTWIDE CONTROL PADA CRYOGENIC GAS  
SEPARATION PROCESS DENGAN MENGGUNAKAN  
TURBOEXPANDER**

Oleh:

**Muhammad Andro Purnomo**

**NRP. 0231154000034**

**Surabaya, 25 Juli 2019**

**Menyetujui,**

**Pembimbing 1**



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

**NIP. 196905301994121001**

**Pembimbing 2**

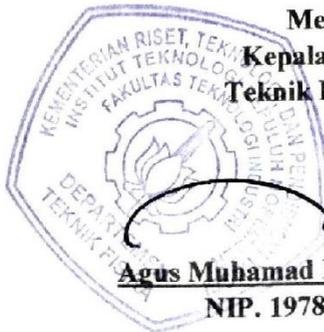


**Ir. Jerri Susatio, M.T.**

**NIP. 195410171980031005**

**Mengetahui,**

**Kepala Departemen  
Teknik Fisika FTI-ITS**



**Agus Muhamad Hatta, S.T., M.T., Ph.D.**

**NIP. 197809022003121002**

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## LEMBAR PENGESAHAN

### DESAIN *PLANTWIDE CONTROL* PADA *CRYOGENIC GAS SEPARATION PROCESS* DENGAN MENGGUNAKAN *TURBOEXPANDER*

#### 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:

**Muhammad Andro Purnomo**  
**NRP. 0231154000034**

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

1. Hendra Cordova, S.T., M.T. ....(Pembimbing 1)
2. Ir. Jerri Susatio, M.T. ....(Pembimbing 2)
3. Ir. Matradji, M.Sc. ....(Ketua Penguji)

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

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

**ABSTRAK**  
**DESAIN *PLANTWIDE CONTROL* PADA *CRYOGENIC GAS SEPARATION PROCESS* DENGAN MENGGUNAKAN *TURBOEXPANDER***

**Nama** : Muhammad Andro Purnomo  
**NRP** : 02311540000034  
**Departemen** : Teknik Fisika FTI-ITS  
**Dosen Pembimbing** : Hendra Cordova, S.T., M.T.  
Ir. Jerri Susatio, M.T.

Kualitas yang maksimal dalam suatu produksi merupakan hal yang utama bagi suatu perusahaan. Proses pengolahan gas untuk memisahkan komposisi produk disebut proses fraksinasi. Pada industri gas, bagian khusus untuk melakukan proses tersebut disebut *liquefied petroleum gas facility plant* (LPGF). Proses fraksinasi gas yang terjadi pada temperatur yang rendah disebut sebagai *cryogenic gas separation process*. Performansi *turboexpander* sangat memengaruhi kualitas produk dari proses fraksinasi yang terjadi. *Plantwide control* adalah desain struktur dan strategi kontrol untuk pabrik secara keseluruhan. Strategi kontrol pada tugas akhir ini adalah PID untuk *regulatory control* dan MPC untuk *supervisory control* serta *real time optimizer* untuk optimisasinya. *Plantwide control* dapat meningkatkan profit dan menghemat energi pada proses hingga 184.39 U\$/jam dan 177492 kJ/jam ketika diberikan gangguan kenaikan 5% *feed* serta 89.49 U\$/jam dan 99589.8 kJ/jam ketika diberikan gangguan penurunan 5% *feed*. Penerapan *plantwide control* pada *cryogenic gas separation process* di LPGF juga mampu menghasilkan respon sistem yang stabil ketika diberi gangguan berupa perubahan laju aliran *feed*. Hal ini ditunjukkan dengan penurunan *settling time* dan *maximum overshoot* serta menghilangkan *error steady-state*.

**Kata kunci:** *plantwide control*, *turboexpander*, kestabilan

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

**ABSTRACT**  
**PLANTWIDE CONTROL DESIGN IN CRYOGENIC GAS  
SEPARATION PROCESS USING TURBOEXPANDER**

**Name** : *Muhammad Andro Purnomo*  
**NRP** : *0231154000034*  
**Department** : *Engineering Physics FTI-ITS*  
**Advisor Lecture** : *Hendra Cordova, S.T., M.T.*  
*Ir. Jerri Susatio, M.T.*

*Maximum quality in a production is the main aim of a company. The gas processing process to separate the composition of the product is called the fractionation process. In the gas industry, a specific part of the process is called liquefied petroleum gas facility plant (LPGF). The gas fractionation process that occurs at a low temperature is called cryogenic gas separation process. Turboexpander performance greatly influences product quality from the fractionation process. Plantwide control is a structural design and control strategy for the whole plant. The control strategy in this final project is PID for regulatory control and MPC for supervisory control, also real time optimizer for the optimization. Plantwide control can increase profits and save energy in the process up to 184.39 U\$/hour and 177492 kJ/hour when given a 5% increase in feed and 89.49 U\$/hour and 99589.8 kJ/hour when given a 5% decrease in feed. The application of plantwide control to the cryogenic gas separation process in LPGF is also able to produce a stable system response when given a disturbance in the form of a change in feed flow rate. This is indicated by a decrease in settling time and maximum overshoot also eliminate steady-state error.*

**Keywords:** *plantwide control, turboexpander, stability*

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadirat Allah SWT yang telah memberikan rahmat dan karunia-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan tugas akhir dan laporan ini. Shalawat serta salam penulis curahkan kepada junjungan Nabi Muhammad SAW, semoga kita semua memperoleh syafaatnya kelak di akhirat.

Selama penyusunan laporan ini, penulis tidak lepas dari bantuan dan dukungan berbagai pihak yang telah membantu dengan ikhlas. Oleh karena itu, pada kesempatan kali ini penulis ingin mengucapkan terima kasih kepada:

1. Kedua orang tua serta keluargaku yang telah memberikan motivasi, kasih sayang, doa, perhatian serta dukungan moril dan materiil.
2. Bapak Agus Muhamad Hatta, S.T., M.T., Ph.D. selaku Kepala Departemen Teknik Fisika FTI-ITS yang telah memberikan ilmu, wawasan serta bimbingan selama menempuh pendidikan di Teknik Fisika FTI-ITS.
3. Bapak Totok Ruki Biyanto, Ph.D selaku Kepala Laboratorium Rekayasa Instrumentasi dan Kontrol yang telah memberikan bimbingan, ilmu, petunjuk, nasihat serta inspirasi.
4. Bapak Hendra Cordova, S.T., M.T. selaku dosen pembimbing pertama penulis yang telah memberikan pertolongan, bimbingan dan perhatian selama perkuliahan dan tugas akhir.
5. Bapak Ir. Yerri Susatio, M.T. selaku dosen wali dan dosen pembimbing kedua penulis yang telah memberikan bimbingan dan perhatian selama perkuliahan dan tugas akhir.
6. Teman seperjuangan tugas akhir (Gideon, Okky, dkk) yang selalu menemani dan saling memberikan saran serta dukungan satu sama lain.
7. Asisten Laboratorium Rekayasa Instrumentasi dan Kontrol yang memberikan bantuan serta dukungan.

8. Angkatan 2015, Transcendent Frontier yang menjalankan tugas akhir bersama-sama.
9. Cak Apin yang memberikan tempat untuk bersosialisasi dan menemani pengerjaan tugas akhir ketika malam hari.

Sekian kata pengantar yang dapat penulis sampaikan. Semoga isi laporan dari hasil pengerjaan tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi kita semua. Perlu disadari bahwa dalam proses pengerjaan dan penyusunan laporan ini terdapat kekurangan, dimana kesempurnaan hanya dimiliki oleh Allah SWT. Oleh karena itu, penulis meminta maaf atas segala kesalahan baik dalam pengajuan proposal, pengerjaan hingga penyusunan laporan ini.

Surabaya, 25 Juli 2019

Penulis

## DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL .....	i
HALAMAN JUDUL .....	iii
PERNYATAAN BEBAS PLAGIARISME .....	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
<b>BAB I PENDAHULUAN</b> .....	1
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Rumusan Masalah .....	3
1.3 Tujuan .....	4
1.4 Lingkup Kerja .....	4
1.5 Sistematika Laporan .....	4
<b>BAB II TINJAUAN PUSTAKA</b> .....	7
2.1 <i>Turboexpander</i> .....	7
2.2 Kolom Distilasi .....	8
2.3 <i>Degree of Freedom (DOF)</i> .....	12
2.4 <i>First Order Plus Death Time (FOPDT)</i> .....	13
2.5 Pengendali <i>Feedforward</i> .....	15
2.6 Analisis Performansi Pengendali .....	15
2.7 Persamaan Keadaan Peng-Robinson .....	16
2.8 <i>Plantwide Control</i> .....	17
<b>BAB III METODOLOGI</b> .....	19

3.1 Pengumpulan Data Komponen dan Konfigurasi Peralatan pada <i>Cryogenic Gas Separation Process</i> di LPGF Plant.....	20
3.2 Permodelan <i>Cryogenic Gas Separation Process</i> .....	20
3.3 Validasi Permodelan Proses.....	23
3.4 Perancangan <i>Plantwide Control</i> .....	24
3.4.1. Penentuan Fungsi Objektif.....	24
3.4.2. <i>Control Degree of Freedom (CDOF)</i> .....	24
3.4.3. Penentuan Laju Produksi ( <i>Throughput Manipulator</i> ) .....	25
3.4.4. Penentuan Variabel Ekonomi ( <i>Economical Controlled Variable</i> ).....	26
3.4.5. Integrasi Proses ( <i>Process Integration</i> ).....	26
3.4.6. Lapisan Pengendali <i>Supervisory</i> .....	27
3.4.7. Optimisasi .....	28
3.5 Pengujian Performansi Sistem.....	28
<b>BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN</b> .....	29
4.1 Analisa Hasil Optimisasi .....	29
4.2 Analisis Pengujian Performansi Sistem .....	30
4.3 Pembahasan .....	32
<b>BAB V KESIMPULAN DAN SARAN</b> .....	35
5.1 Kesimpulan .....	35
5.2 Saran.....	35
<b>DAFTAR PUSTAKA</b> .....	37
<b>LAMPIRAN</b> .....	39
<b>BIODATA PENULIS</b> .....	49

## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar 2.1</b>	<i>Turboexpander</i> .....	7
<b>Gambar 2.2</b>	<i>Turboexpander</i> pada Aspen HYSYS .....	8
<b>Gambar 2.3</b>	Bagian-Bagian Kolom Distilasi .....	9
<b>Gambar 2.4</b>	Kesetimbangan Massa pada Kondenser dan <i>Reflux Drum</i> .....	11
<b>Gambar 2.5</b>	Kesetimbangan Massa pada <i>Reboiler</i> dan <i>Base Kolom</i> .....	11
<b>Gambar 2.6</b>	Grafik Respon Sistem.....	13
<b>Gambar 2.7</b>	Respon Pengendali .....	15
<b>Gambar 3.1</b>	Diagram Alir Penelitian.....	19
<b>Gambar 3.2</b>	Pemodelan <i>Cryogenic Gas Separation Process</i> pada Kondisi Desain .....	22
<b>Gambar 3.3</b>	Integrasi Proses pada Pemodelan Proses .....	26
<b>Gambar 3.4</b>	Pemasangan MPC pada Pemodelan Proses .....	28
<b>Gambar 4.1</b>	Perbandingan Respon Struktur Kontrol PWC dan PID terhadap Komposisi Produk saat <i>Feed</i> Naik 5% .....	31
<b>Gambar 4.2</b>	Perbandingan Respon Struktur Kontrol PWC dan PID terhadap Komposisi Produk saat <i>Feed</i> Turun 5% .....	31

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel 3.1</b>	Kondisi Desain <i>Feed</i> dan Produk <i>Deethanizer Column</i> .....	20
<b>Tabel 3.2</b>	Hasil Validasi <i>Feed</i> dan Produk <i>Deethanizer Column</i> .....	23
<b>Tabel 3.3</b>	Pengendali pada <i>Cryogenic Gas Separation Process</i> pada Kondisi Desain .....	25
<b>Tabel 3.4</b>	Parameter Pemodelan FOPDT .....	27
<b>Tabel 4.1</b>	Perbandingan Laju Aliran Produk Pemodelan Proses .....	29
<b>Tabel 4.2</b>	Perbandingan Penggunaan Energi Pemodelan Proses .....	29
<b>Tabel 4.3</b>	Perbandingan Profit Pemodelan Proses.....	29
<b>Tabel 4.4</b>	Perbandingan Karakteristik Respon Pemodelan Proses saat <i>Feed</i> Naik 5% .....	32
<b>Tabel 4.5</b>	Perbandingan Karakteristik Respon Pemodelan Proses saat <i>Feed</i> Turun 5% .....	32

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

Gas alam merupakan energi primer ketiga yang paling banyak digunakan di dalam negeri setelah minyak bumi dan batubara. Dengan intensitas karbon yang rendah dibandingkan dengan sumber energi lainnya, gas alam merupakan sumber energi yang ramah lingkungan [1]. Hal tersebut yang menyebabkan pemanfaatan gas alam pada kehidupan manusia sangatlah besar dari keperluan sehari-hari hingga industri.

Perusahaan industri gas akan menargetkan kualitas dan kuantitas produksi yang maksimal dengan penggunaan energi yang minimal. Ketika aliran gas alam pertama kali diproduksi, gas alam mengandung beberapa gas hidrokarbon yang berbeda-beda. Berdasarkan pada jenisnya, gas tersebut dapat diklasifikasikan sebagai ringan dan berat [2]. Persentase setiap gas dan ketersediaan pasar terhadap produk-produk gas alam akan menentukan manakah gas hidrokarbon yang perlu dipisah.

*Cryogenic gas separation process* (CGP) merupakan salah satu proses yang digunakan untuk melakukan pemisahan gas alam dengan melakukan pendinginan terhadap aliran gas alam ke temperatur yang sangat rendah. Proses ini menggunakan metode mekanik untuk mendinginkan gas alam dan membutuhkan tambahan kompresi pada produk. Pendinginan gas alam bertujuan untuk mencairkan gas hidrokarbon yang berat dan tambahan kompresi pada produk diperlukan untuk menaikkan tekanan produk agar dapat tercapainya kuantitas produk yang diinginkan. Pada industri gas, CGP merupakan bagian dari suatu fasilitas pemisahan gas alam yang disebut *liquefied petroleum gas facility* (LPGF) *plant*.

*Liquefied petroleum gas facility plant* merupakan sekumpulan proses pemisahan hidrokarbon ringan dari gas alam untuk memperoleh produk yang diinginkan. Pada LPGF, proses

pengolahan gas alam dibagi menjadi 2 proses penting, yaitu refrigerasi dan fraksinasi. Refrigerasi dilakukan untuk menurunkan temperature aliran gas alam dan fraksinasi dilakukan untuk melakukan pemisahan terhadap gas-gas hidrokarbon pada gas alam. Produk dari LPGF di perusahaan gas Jawa Timur ini adalah etana ( $C_2H_6$ ), propana ( $C_3H_8$ ) dan butana ( $C_4H_{10}$ ). Pemisahan gas-gas tersebut dari gas alam secara berturut-turut dilakukan pada kolom *deethanizer*, *depropanizer* dan *debutanizer*. Pada CGP secara umum, aliran gas alam didinginkan hingga temperatur yang rendah melalui proses refrigerasi. Dalam kondisi tersebut, gas alam dilewatkan pula pada sebuah turbin ekspansi guna mengurangi tekanan, sehingga adanya *pressure drop* pada aliran gas alam. *Pressure drop* akan mengakibatkan temperatur aliran gas alam menjadi semakin rendah. Dengan kondisi tersebut, metana yang merupakan hidrokarbon yang paling ringan masih tetap dalam aliran gas alam, sedangkan hidrokarbon lainnya ( $C_{2+}$ ) akan terkondensasi menjadi cairan [3]. Kolom distilasi digunakan untuk memisahkan metana pada aliran gas alam. Pada dasarnya, proses pemisahan tersebut memerlukan konsumsi energi yang besar, dimana hal tersebut disebabkan oleh banyaknya energi yang diperlukan untuk mengubah campuran fluida pada fase cair ke uap dan mengubah uap kembali menjadi cair [4]. Ketika fraksinasi telah dilakukan, *pressure* dari metana dinaikkan kembali menggunakan *recompressor*.

Begitu pula dengan pemisahan etana pada LPGF *plant*. Pemisahan dilakukan pada kondisi temperatur yang sangat rendah. Dengan melakukan pendinginan terhadap aliran gas alam, hidrokarbon yang lebih berat selain metana dan etana akan terkondensasi. Hal itu disebabkan metana dan etana yang mempunyai titik didih yang lebih rendah dari hidrokarbon lainnya ( $C_{3+}$ ) [5].

Turbin ekspansi dan *recompressor* pada CGP merupakan dua unit terpisah yang dihubungkan dengan sebuah *shaft* untuk mentransfer energi dari *inlet* gas turbin ekspansi kepada

*compressor*. Turbin ekspansi dan *recompressor* yang dihubungkan dengan sebuah *shaft* pada proses CGP disebut sebagai *turboexpander*.

*Plantwide control* adalah salah satu metode yang dapat digunakan untuk menentukan strategi kontrol yang tepat pada CGP. *Plantwide control* berfungsi untuk mempermudah interaksi antara seluruh unit yang beroperasi untuk keperluan *safety* dan meningkatkan respon *output*. Metode ini digunakan untuk menetapkan bagian pengendalian yang paling tepat agar respon dari CGP bersifat *robust* terhadap perubahan gangguan. Selain itu, penggunaan *plantwide control* dapat mengendalikan komposisi yang diinginkan agar tetap terjaga [6].

Dalam tugas akhir ini, akan dilakukan pemodelan proses menggunakan *software* Aspen HYSYS berdasarkan data yang telah diperoleh pada CGP perusahaan gas di Jawa Timur berdasarkan metode *plantwide control* milik Skogestad untuk menyusun strategi kontrol yang tepat agar tercapainya profit yang maksimum dengan penggunaan energi yang minimal dan kualitas produk yang optimum. *Optimizer* yang digunakan pada penelitian ini adalah RTO (*Real Time Optimizer*).

## 1.2 Rumusan Masalah

Berdasarkan latar belakang di atas, maka permasalahan yang akan diangkat dalam tugas akhir ini yaitu:

1. Bagaimana perancangan *plantwide control* pada *cryogenic gas separation process* dengan menggunakan *turboexpander*?
2. Bagaimana dampak penerapan *plantwide control* pada *cryogenic gas separation process* dengan menggunakan *turboexpander* dalam segi penggunaan energi dan segi ekonomi?
3. Bagaimana dampak penerapan *plantwide control* pada *cryogenic gas separation process* dengan menggunakan

*turboexpander* dalam segi kestabilan respon akibat adanya gangguan?

### 1.3 Tujuan

Tujuan dilakukan tugas akhir ini adalah sebagai berikut:

1. Melakukan perancangan *plantwide control* pada *cryogenic gas separation process* dengan menggunakan *turboexpander*.
2. Mengetahui dampak penerapan *plantwide control* pada *cryogenic gas separation process* dengan menggunakan *turboexpander* dalam segi penggunaan energi dan segi ekonomi.
3. Mengetahui dampak penerapan *plantwide control* pada *cryogenic gas separation process* dengan menggunakan *turboexpander* dalam segi kestabilan respon akibat adanya gangguan.

### 1.4 Lingkup Kerja

Ruang lingkup dalam tugas akhir ini yaitu mengumpulkan data berupa PFD (*Process Flow Diagram*), P&ID (*Piping and Instrumentation Diagram*) serta *data sheet* dari *cryogenic gas separation process* pada LPGF plant perusahaan gas di Jawa Timur. Dengan data yang diperlukan telah diperoleh, maka dilakukan pemodelan pada *software Aspen HYSYS*. Pemodelan dilakukan dari *inlet gas exchanger* hingga *recompressor*. Strategi kontrol dibuat dengan menggunakan metode *plantwide control* karya Skogestad. Fungsi objektif yang digunakan pada tugas akhir ini adalah untuk memaksimalkan profit. Pada tahap akhir, dilakukan pengujian performansi kestabilan sistem akibat adanya uji *disturbance* yang diberikan.

### 1.5 Sistematika Laporan

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 TINJAUAN PUSTAKA**

Bab II ini dibahas mengenai teori-teori yang berkaitan dengan penelitian yang akan dilakukan, seperti *turboexpander*, kolom distilasi, *cryogenic gas separation process*, Peng-Robinson *equation of state*, DOF, serta metode desain PWC.

## **BAB III METODOLOGI**

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

## **BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN**

Bab IV ini berisi tentang hasil penelitian dari perancangan PWC pada *cryogenic gas separation process* di LPGF *plant*, hasil analisis dari segi kuantitas dan kualitas, penggunaan energi serta ekonomi.

## **BAB V KESIMPULAN DAN SARAN**

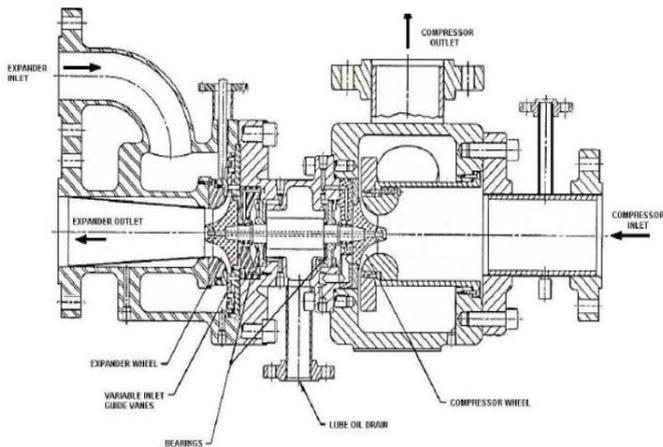
Bab V ini diberikan kesimpulan tentang tugas akhir ini dan saran sebagai penunjang maupun pengembangan tugas akhir selanjutnya.

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## BAB II TINJAUAN PUSTAKA

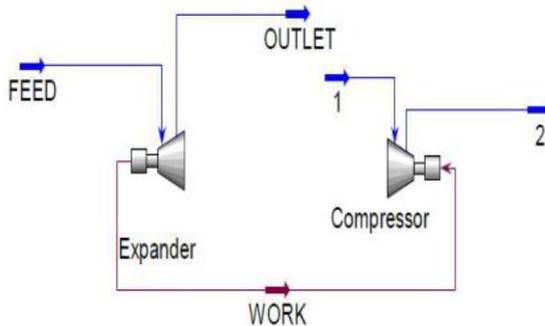
### 2.1 *Turboexpander*

Pada umumnya, istilah *turboexpander* digunakan untuk menjelaskan sebuah mesin *expander* dan *compressor* sebagai sebuah unit. *Turboexpander* terdiri dari dua komponen utama, yaitu *radial inflow* turbin ekspansi dan kompresor sentrifugal yang dihubungkan pada sebuah *shaft*. Turbin ekspansi adalah unit daya dan kompresor adalah unit yang digerakkan [7]. *Turboexpander* adalah mesin yang secara terus-menerus mengubah energi kinetik menjadi energi mekanik. Hal ini dilakukan dengan mengekspansi aliran gas bertekanan tinggi yang melalui *inlet expander* [8]. Pada *cryogenic gas separation process*, fungsi utamanya adalah menghasilkan pendinginan secara efisien dalam aliran gas alam. Pendinginan dilakukan dengan cara mengekstraksi energi panas dari aliran gas, dimana akan menyebabkan aliran gas tersebut menjadi dingin. Energi yang diekstraksi akan diubah menjadi energi mekanik untuk memutar *shaft* ke ujung *compressor* dari *expander* dan mengkompres ulang aliran gas.



**Gambar 2.1** *Turboexpander*

Pemodelan proses pada tugas akhir ini dilakukan dengan menggunakan *software* Aspen HYSYS dan *turboexpander* dapat disimulasikan sesuai dengan gambar berikut.



**Gambar 2.2** Turboexpander pada Aspen HYSYS [8]

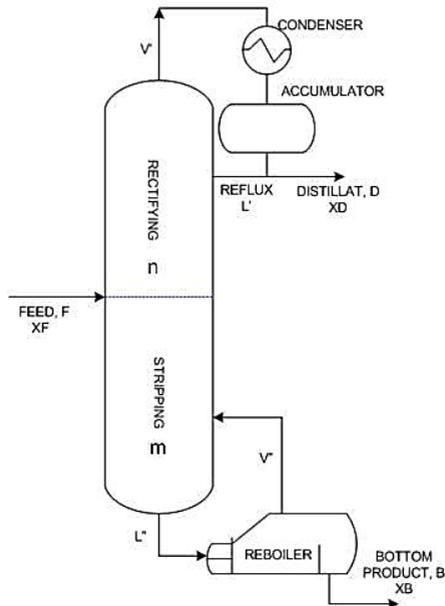
## 2.2 Kolom Distilasi

Kolom distilasi mengkonsumsi sejumlah energi yang besar. Kebutuhan energi yang digunakan untuk pendinginan dan pemanasan pada kolom distilasi bisa mencapai 40% dari total energi yang dibutuhkan. Energi untuk mengubah campuran fluida dengan fase cair ke uap dan mengubah uap kembali menjadi cair pada kondensor. Dengan kebutuhan energi sebesar itu, menyebabkan biaya produksi yang digunakan pada kolom distilasi besar. Selain itu perubahan laju *feed* yang terjadi pada kolom distilasi juga dapat mengganggu kualitas atau komposisi produk yang merupakan prioritas utama yang harus dicapai dan dipertahankan melalui pengendali proses.

Pemisahan yang berlangsung didalam kolom distilasi disebabkan panas yang ditambahkan ke *reboiler* menyebabkan aliran uap yang di produksi di *reboiler* naik melalui kolom dan mengalami kontak dengan aliran cairan dari umpan dan kondensor yang mengalir ke bawah kolom. Perubahan fase terjadi dikarenakan *steam reboiler* yang berperan penting untuk memasok panas dimasukkan ke kolom distilasi. Hal ini menunjukkan bahwa temperatur dari kolom distilasi mempengaruhi efisiensi energi

kolom distilasi. Dalam bukunya, Lanny Robbins menyatakan bahwa pengendalian temperatur dapat menggunakan beberapa cara salah satunya dengan menggunakan laju aliran boilup (*steam flow rate*) yang merupakan jumlah uap dari *reboiler* yang dimasukkan kembali ke dalam kolom [9].

Berikut merupakan gambaran sederhana dari kolom distilasi.



**Gambar 2.3** Bagian-Bagian Kolom Distilasi

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

dimana:

$F$  = laju aliran *feed*

$D$  = laju aliran distilat

$B$  = laju aliran *bottom product*

Kesetimbangan massa komponen kolom distilasi sebagai berikut:

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

dimana:

- $X_F$  = fraksi *feed*  
 $X_D$  = fraksi distilat  
 $X_B$  = fraksi *bottom product*

Kesetimbangan massa total pada kondensor dan *reflux* dapat dirumuskan sebagai berikut:

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

dimana:

- $V_T$  = laju aliran *vapour* keluaran *top stage* kolom  
 $L$  = laju aliran *reflux*

Kesetimbangan massa komponen pada kondensor dirumuskan sebagai berikut:

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

dimana:

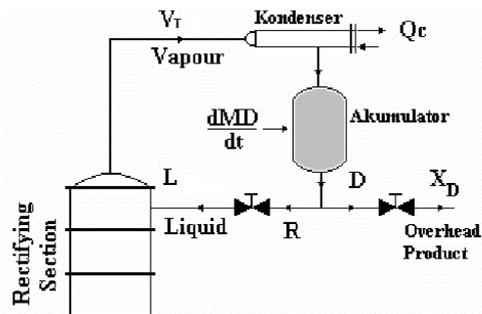
- $X_{V_T}$  = mefraksi dari *vapour* keluaran kolom distilasi.

Sehingga kesetimbangan massa energi pada kondensor dapat ditulis dengan rumus sebagai berikut:

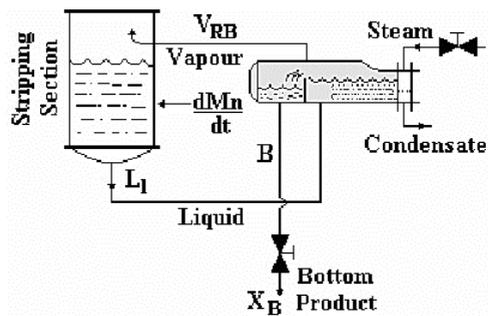
$$\frac{d(M_D h_D)}{dt} = V_T h_{V_T} - L h_L - D h_D + Q_C \quad (2.5)$$

dimana:

- $h_{V_T}$  = entalpi pada *vapour* keluaran *top stage* kolom  
 $h_D$  = entalpi pada distilat  
 $h_L$  = entalpi pada *reflux*  
 $Q_C$  = *heat flow* kondensor



**Gambar 2.4** Kestimbangan Massa pada Kondenser dan *Reflux Drum*



**Gambar 2.5** Kestimbangan Massa pada *Reboiler* dan *Base* Kolom

Untuk kesetimbangan massa total pada *reboiler* dan *base* kolom dapat dituliskan dengan rumus sebagai berikut:

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

dimana:

$L_1$  = laju aliran keluaran *bottom stage* kolom

$V_{RB}$  = laju aliran *steam reboiler*

Kesetimbangan massa komponen sebagai 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  
 $X_{V_{RB}}$  = fraksi *steam reboiler*

Kesetimbangan massa energi pada *reboiler* dan *base* kolom dapat dirumuskan sebagai 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 *bottom stage* kolom  
 $h_{RB}$  = entalpi *steam reboiler*  
 $h_B$  = entalpi *bottom product*  
 $Q_B$  = *heat flow* pada *reboiler*

### 2.3 Degree of Freedom (DOF)

Pada prinsipnya, semua sistem yang ada dapat dipresentasikan melalui persamaan matematika yang terdiri dari variabel *degree of freedom* (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 2.9.

$$DOF = \text{Jumlah variabel} - \text{Jumlah persamaan independen} \quad (2.9)$$

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 dibawah nol, maka lebih banyak

persamaan independen dibandingkan jumlah variabel. Pada kasus ini, pemodelan tidak akan dapat diselesaikan [10].

Dalam mendesain struktur kontrol, analisis DOF dikenal sebagai *control degree of freedom* (CDOF). Pada pengertiannya, CDOF merupakan jumlah maksimum dari variabel yang dapat dimanipulasi untuk mendesain struktur kontrol. Persamaan CDOF yang dikembangkan oleh Konda dituliskan pada Persamaan 2.10 sebagai berikut.

$$CDOF = N_{streams} - \sum_1^{all\ the\ units} (N_{restraining}) - N_{redundant} \quad (2.10)$$

dimana:

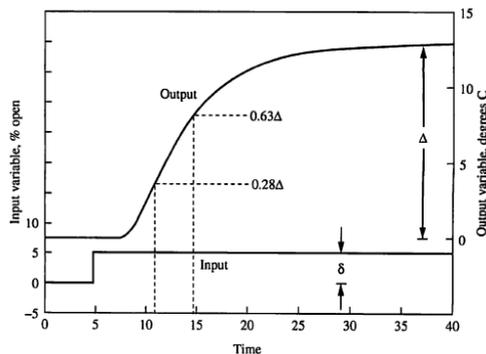
$N_{streams}$  : Jumlah *stream* yang ada pada proses

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

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

## 2.4 First Order Plus Death Time (FOPDT)

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 2.6 sebagai berikut.



**Gambar 2.6** Grafik Respon Sistem [11]

Dari grafik respon sistem pada Gambar 2.5, maka akan didapatkan fungsi transfer FOPDT pada Persamaan 2.11 sebagai berikut [12]:

$$G(s) = \frac{Ke^{-\theta s}}{\tau s + 1} \quad (2.11)$$

K merupakan *gain* sistem yang diperoleh dari perbandingan perubahan proses variabel yang diukur dan sinyal *output* dari *controller* dengan rumus matematis pada Persamaan 2.12.

$$K = \frac{\Delta}{\delta} = \frac{\Delta \text{Process Variable}}{\Delta \text{Manipulated Variable}} \quad (2.12)$$

Untuk  $\tau$  (*time constant*) didapatkan dari Persamaan 2.13 sebagai berikut.

$$\tau = 1,5 (t_{63\%} - t_{28\%}) \quad (2.13)$$

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 seperti pada Persamaan 2.14 berikut.

$$\theta = t_{63\%} - \tau \quad (2.14)$$

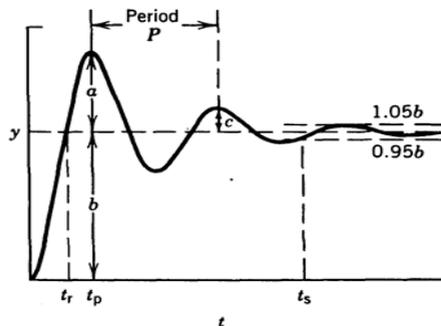
Dengan menggunakan persamaan tersebut yang didapatkan dari grafik respon sistem, maka akan didapatkan fungsi transfer FOPDT sebagai pemodelan dari *plant*. Pada tugas akhir ini menggunakan persamaan FOPDT sebagai pemodelan dari *cryogenic gas separation process* di LPGF *plant*.

## 2.5 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 [10].

## 2.6 Analisis Performansi Pengendali

Analisis performansi pengendali merupakan analisis yang dapat dilakukan pada hasil respon sistem dari pengendali. Analisis dapat dilakukan dengan minimal mencari tiga karakteristik, antara lain *maximum overshoot*, *settling time* dan *error steady state*. Pada Gambar 2.7 ditunjukkan parameter-parameter yang digunakan dalam melakukan analisis performansi pengendali.



**Gambar 2.7** Respon Pengendali

Berdasarkan gambar di atas, 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 2.15 sebagai berikut.

$$M_p = \frac{a}{b} \times 100\% \quad (2.15)$$

- c. *Error steady state* ( $E_{ss}$ ), dengan mengitung selisih *output* dengan *set point* pada saat keadaan *steady state* atau tunak.

## 2.7 Persamaan Keadaan Peng-Robinson

Persamaan keadaan adalah persamaan termodinamika yang menggambarkan keadaan materi di bawah keadaan fisik yang ada. Persamaan ini merupakan persamaan konstitutif yang menyediakan hubungan matematis antara dua atau lebih fungsi keadaan terkait dengan zat atau unsur, seperti suhu, tekanan, volume, atau energi internal. Persamaan keadaan berguna untuk mengkorelasikan kepadatan gas dan cairan dengan suhu dan tekanan.

Salah satu macam persamaan keadaan adalah persamaan keadaan Peng-Robinson yang dinyatakan dalam rumus di bawah ini [13].

$$p = \frac{RT}{V_m - b} - \frac{a\alpha}{V_m^2 + 2bV_m - b^2} \quad (2.16)$$

$$a = 0,45724 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \quad (2.17)$$

$$b = 0,07780 \frac{RT_c}{P_c} \quad (2.18)$$

$$k = 0,37464 + 1,5422\omega - 0,26922\omega^2 \quad (2.19)$$

$$\alpha = (1 + \kappa(1 - T_r^{0,5}))^2 \quad (2.20)$$

$$T_r = \frac{T}{T_c} \quad (2.21)$$

Pada tugas akhir ini, pemodelan proses dilakukan dengan menggunakan *software* Aspen HYSYS yang mempunyai banyak model termodinamika. Menentukan persamaan keadaan yang tepat untuk digunakan dalam pemodelan merupakan hal yang penting. Persamaan keadaan Peng Robinson merupakan paket properti yang direkomendasikan untuk proses *oil and gas* dan petrokimia serta ideal untuk perhitungan VLE (*vapor-liquid equilibrium*) secara efisien [14].

## 2.8 *Plantwide Control*

*Plantwide control* melibatkan satu atau beberapa sistem dan strategi yang digunakan untuk mengendalikan *plant*, dimana pada *plant* tersebut terdapat unit operasi yang saling berhubungan. Tiga jenis unit operasi yang biasa menjadi permasalahan pada suatu *plant* sehingga dibutuhkan *plantwide control* antara lain adalah adanya *material recycle*, integrasi panas dan komponen kimia yang beragam. Adapun tujuan dari *plantwide control* adalah mencapai kondisi operasi yang aman dan lancar, mampu mempertahankan kualitas produk dengan adanya gangguan, mampu beroperasi secara otomatis sepanjang waktu tanpa perlu perhatian lebih dari operator, memenuhi batasan-batasan lingkungan seperti emisi gas berbahaya dan sebagainya. Dalam mencapai tujuan tersebut, terdapat banyak prosedur *plantwide control* yang dikembangkan. Dua prosedur yang cukup populer di industri saat ini adalah prosedur *plantwide control* karya Luyben dan prosedur *plantwide control* karya Skogestad.

Pada tugas akhir kali ini, prosedur *plantwide control* yang digunakan adalah karya Skogestad. Dimana langkah-langkah penerapannya terbagi menjadi 2 bagian utama, yaitu *top-down analysis* dan *bottom-up design*. *Top-down analysis* adalah metode yang digunakan untuk mengoptimasi proses demi tujuan meningkatkan profit atau menurunkan *cost*. Sedangkan *bottom-up design* adalah metode untuk mempertahankan stabilitas dari sistem [6].

Dalam pemilihan variable optimasi pada *plant wide control*, terdapat dua jenis variabel yakni variabel primer dan sekunder. Variabel primer adalah variabel yang berkaitan langsung pada sisi ekonomi pada sistem [15]. Sedangkan variabel sekunder adalah variabel yang mudah diukur dan sensitivitasnya tinggi sehingga dapat menghasilkan respon yang cepat [16].

Menurut, *plantwide control* milik Skogestad, analisa pada *plantwide control* akan dibagi menjadi dua, yaitu analisa *top-down* dan *bottom-up* [17]. Berikut merupakan analisa *top-down*:

1. Menentukan tujuan operasional berupa fungsi biaya dan batasannya.

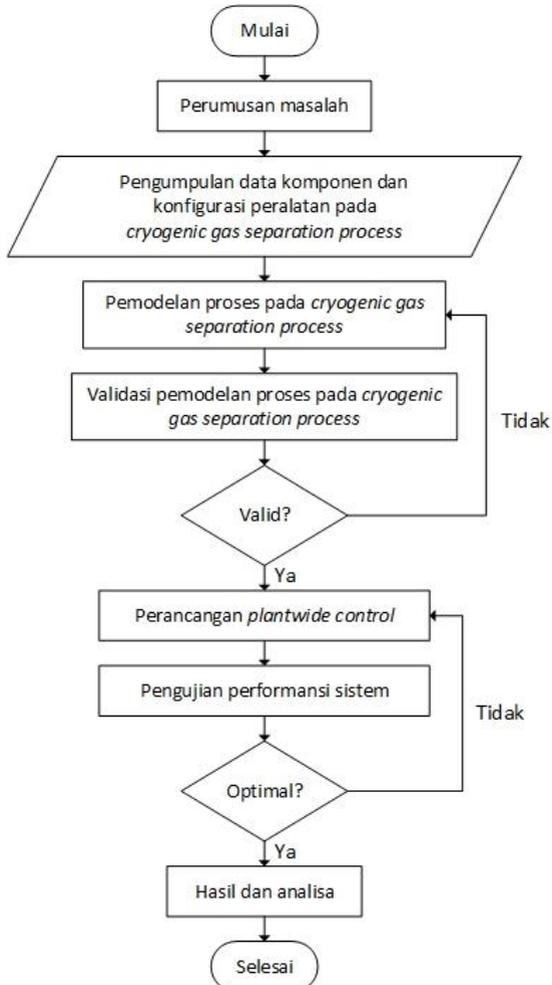
2. Menentukan derajat kebebasan (*degrees of freedom/DOF*), gangguan yang mungkin terjadi dan lakukan optimasi pada operasi dengan derajat kebebasan yang ada dengan mempertimbangan gangguan yang telah ditentukan.
3. Identifikasi variabel proses yang akan dijadikan sebagai objek pengukuran, lalu dari variabel proses tersebut dipilih sebagai variabel kendali utama (*controlled variable 1/CV1*) guna meminimalisir kerugian proses yang ditinjau dari segi ekonomi.
4. Tentukan lokasi *Throughput Manipulator* (TPM) yang menjadi pengatur besar laju produk per satuan waktu.

Berikut merupakan analisa *bottom-up*:

1. Pilih struktur pada tingkat *regulatory control* dengan menentukan variabel kendali kedua (*controlled variable 2/CV2*) yang berfokus pada stabilisasi proses dan juga pemilihan pasangan variabel proses dengan variabel manipulasi.
2. Pilih struktur pada tingkat *supervisory control* dengan mempertimbangkan pasangan variabel proses dengan variabel manipulasi dan juga penentuan kontrol, apakah dengan menggunakan struktur kontrol yang terdesentralisasi atau kontrol multivariabel.
3. Pilih struktur pada tingkat optimisasi yang berfungsi untuk menentukan *set point* optimum pada proses.

### BAB III METODOLOGI

Penelitian pada tugas akhir ini dirancang pada beberapa tahapan, yang digambarkan pada diagram alir seperti pada berikut.



**Gambar 3.1** Diagram Alir Penelitian

### 3.1 Pengumpulan Data Komponen dan Konfigurasi Peralatan pada *Cryogenic Gas Separation Process* di *LPGF Plant*

Tahap pertama dilakukan dengan mengumpulkan data berupa dokumen PFD (*process flow diagram*), P&ID (*pipng and instrumentation diagram*) dan *data sheet* setiap komponen pada CGP. Data tersebut akan digunakan sebagai dasar untuk memodelkan proses guna mengetahui gambaran proses secara umum menggunakan *software* Aspen HYSYS. Kondisi desain dari *feed* (39 dan 41) dan produk *deethanizer column* (46 dan 56) ditunjukkan oleh Tabel 3.1, sedangkan kondisi desain dari setiap komponen ditunjukkan pada Lampiran A.

**Tabel 3.1** Kondisi Desain *Feed* dan Produk *Deethanizer Column*

<i>Properties</i>	<i>Feed</i>		<i>Produk</i>	
	39	41	46	56
<i>Temperature (°C)</i>	42.2	-72.4	-80.9	81.7
<i>Pressure (bar g)</i>	22.6	22	21.6	21.9
<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	26686	123981	114732	26916
<i>Ethane (mole%)</i>	11.689	4.789	5.726	2.599

### 3.2 Permodelan *Cryogenic Gas Separation Process*

Data yang telah diperoleh pada langkah pertama akan digunakan sebagai dasar permodelan proses dengan menggunakan *software* Aspen HYSYS. Permodelan dilakukan dengan menerapkan proses kesetimbangan massa dan kesetimbangan energi.

Berikut merupakan prosedur untuk melakukan permodelan proses dengan menggunakan *software* Aspen HYSYS:

1. Model *fluid package* yang sesuai dengan data komponen dan proses dipilih, dimana model *fluid package* yang digunakan pada penelitian ini adalah Peng-Robinson.
2. Data properti dan komposisi *feed* diisi sesuai dengan data untuk memperoleh *stream* yang konvergen. Pada properti *stream*, parameter yang harus diisi adalah *temperature*,

*pressure* dan *mass flow*. Pada komposisi *stream*, setiap fraksi mol yang membentuk komposisi *stream* tersebut harus diisi. Setelah kedua hal tersebut dilakukan, *stream* akan konvergen dan parameter lain pada *stream* akan dikalkulasi oleh model *fluid package* yang telah dipilih sebelumnya secara otomatis.

3. Dilakukan pemodelan sesuai dengan PFD dan setiap komponen diatur sesuai dengan data. Pengaturan komponen yang lebih detail dapat dilakukan pada menu *rating* ketika komponen diklik dua kali.
4. Diperlukan spesifikasi yang sesuai untuk memodelkan kolom distilasi yang digunakan pada CGP agar dapat konvergen.
5. Apabila terjadi *error*, maka dilakukan analisis proses guna mengetahui letak kesalahan sehingga proses dapat konvergen dalam keadaan *steady state*.

Prosedur pemodelan di atas dilakukan untuk menyelesaikan pemodelan pada keadaan *steady*, dimana pemodelan tersebut tidak dipengaruhi terhadap waktu. Akan tetapi, proses pada *plant* sesungguhnya akan berjalan secara dinamik, dimana proses pada *plant* tersebut akan dipengaruhi terhadap waktu. Oleh karena itu, perlu dilakukannya pemodelan proses secara dinamik pada *software* Aspen HYSYS. Berikut merupakan prosedur untuk melakukan pemodelan proses secara dinamik.

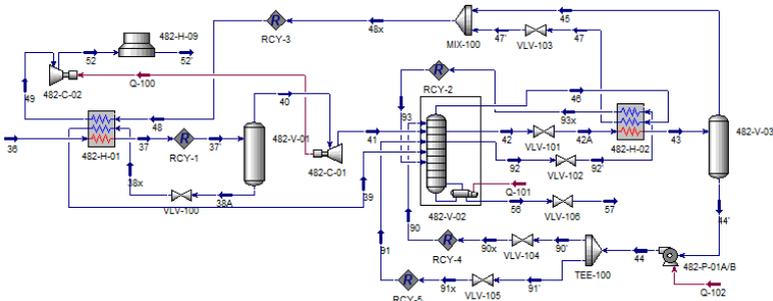
1. *Sizing* dilakukan pada setiap komponen dan *valve* yang diperlukan. *Sizing tray* perlu dilakukan pada kolom distilasi sesuai dengan *data sheet*.
2. *Stream* yang bebas pada pemodelan dipastikan telah tidak ada.
3. Perhitungan CDOF dilakukan untuk menentukan jumlah pengendali pada pemodelan.
4. *Dynamics assistant* merupakan salah satu *tools* pada *software* Aspen HYSYS yang digunakan untuk

menyelesaikan permasalahan yang ada dalam menuju *dynamics*. Setiap hal yang masih tercantum pada *dynamics assistant* harus diselesaikan terlebih dahulu. Dengan menyelesaikan semua yang tercantum pada *dynamics assistant*, maka pemodelan dapat dilakukan pada kondisi *dynamics* dengan menekan tombol *dynamics mode*. Dipastikan pula bahwa pemodelan dalam kondisi *steady* telah disimpan dengan mencentang *save steady state case* pada *dynamics assistant*.

5. Pemodelan pada kondisi *dynamics* dapat dilakukan analisa sesuai yang diinginkan dengan menekan tombol *run*.
6. Untuk mengurangi respon yang belum stabil, maka dapat dilakukan *tuning* PID pada pengendali atau dilakukan strategi pengendali yang lain.

Pemodelan pada kondisi dinamik yang telah dibuat akan dianalisa dengan menggunakan persamaan FOPDT (*first order plus dead time*).

Gambar 3.2 menunjukkan hasil pemodelan CGP dengan menggunakan *software* Aspen HYSYS.



**Gambar 3.2** Pemodelan *Cryogenic Gas Separation Process* pada Kondisi Desain

### 3.3 Validasi Pemodelan Proses

Pemodelan proses yang telah dibuat berdasarkan data divalidasi dengan kondisi desain dengan menghitung nilai deviasi hasil pemodelan terhadap PFD. Hasil validasi *feed* dan produk *deethanizer column* ditunjukkan oleh Tabel 3.2, sedangkan hasil validasi setiap komponen ditunjukkan pada Lampiran B.

**Tabel 3.2** Hasil Validasi *Feed* dan Produk *Deethanizer Column*

<i>Stream</i>	<i>Properties</i>	<b>Data</b>	<b>Simulasi</b>	<b>Deviasi (%)</b>
		<b>PFD</b>	<b>HYSYS</b>	
<b>39</b> <i>(Feed)</i>	<i>Temperature (°C)</i>	42.2	42.2	0
	<i>Pressure (bar g)</i>	22.6	21.81	3.496
	<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	26686	26628	0.217
	<i>Ethane (mole%)</i>	11.689	11.662	0.231
<b>41</b> <i>(Feed)</i>	<i>Temperature (°C)</i>	-72.4	-72.86	0.635
	<i>Pressure (bar g)</i>	22	21.69	1.409
	<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	123981	124039	0.047
	<i>Ethane (mole%)</i>	4.789	4.793	0.084
<b>46</b>	<i>Temperature (°C)</i>	-80.9	-80.89	0.012
	<i>Pressure (bar g)</i>	21.6	21.6	0
	<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	114732	114732	0
	<i>Ethane (mole%)</i>	5.726	5.746	0.349
<b>56</b>	<i>Temperature (°C)</i>	81.7	82.02	0.392
	<i>Pressure (bar g)</i>	21.9	21.86	0.183
	<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	26916	26852	0.238
	<i>Ethane (mole%)</i>	2.599	2.564	1.347

Hasil validasi proses di atas menunjukkan bahwa deviasi antara data dengan hasil simulasi di bawah 5%. Hal tersebut menunjukkan bahwa hasil pemodelan dengan menggunakan *software* Aspen HYSYS telah sesuai dengan kondisi desain.

### 3.4 Perancangan *Plantwide Control*

Metode *plantwide control* (PWC) milik Skogestad dan Luyben digunakan untuk merancang PWC pada proses ini dengan tujuan memaksimalkan profit dan menjaga kestabilan *plant*. Metode PWC dilakukan dengan menentukan strategi pengendali yang akan disimulasikan pada pemodelan yang telah dibuat.

#### 3.4.1. Penentuan Fungsi Objektif

Pada metode PWC, fungsi objektif yang diinginkan adalah profit atau keuntungan yang maksimal. Setiap perusahaan atau instansi yang bertanggung jawab pada suatu *plant* akan menginginkan keuntungan yang maksimal, dengan performansi sistem yang stabil. Pada proses ini, profit yang maksimal dapat diperoleh melalui penjualan produk berupa etana dikurangi biaya operasional. Biaya operasional pada proses ini meliputi biaya penggunaan energi pada *reboiler* dan pompa. Harga etana pada tahun 2019 di pasar dunia adalah 0.6 US\$/galloon, sedangkan biaya operasionalnya adalah 0.065 US\$/kW. Persamaan di bawah ini merupakan persamaan fungsi objektif pada perancangan PWC ini.

$$J_{max} = \text{Hasil jual produk} - \text{Biaya operasional} \quad (3.1)$$

#### 3.4.2. *Control Degree of Freedom* (CDOF)

Nilai CDOF digunakan untuk menentukan banyaknya jumlah variabel yang bisa dimanipulasi, dimana dapat ditentukan melalui Persamaan 2.10. Analisis CDOF dilakukan dengan menghitung banyaknya jumlah *stream* pada proses ( $N_{streams}$ ), jumlah *stream* yang tidak bisa dimanipulasi dari setiap komponen ( $N_{restraining}$ ) dan jumlah *stream* yang tidak perlu dimanipulasi ( $N_{redundant}$ ) pada proses. Perhitungan nilai  $N_{restraining}$  pada proses ini berdasarkan pada pemodelan yang telah dibuat ditunjukkan pada Lampiran C.

Jumlah *stream* pada proses ini berdasarkan pada pemodelan yang telah dibuat adalah 32. Banyaknya jumlah *stream* yang tidak bisa dimanipulasi ditunjukkan pada Lampiran C, yaitu 20. Banyaknya *stream* yang tidak perlu dimanipulasi adalah 3, dimana *stream* tersebut dapat ditemui pada *deethanizer column*. Berdasarkan Persamaan 2.10, maka nilai CDOF pada proses ini berdasarkan pemodelan yang telah dibuat adalah 9.

Nilai CDOF menentukan banyaknya pengendali yang digunakan untuk menyusun strategi pengendali pada proses ini. Tabel 3.3 menunjukkan pengendali yang telah terpasang berdasarkan kondisi desain.

**Tabel 3.3** Pengendali pada Proses Berdasarkan Kondisi Desain

No	Pengendali
1	Kontrol <i>level</i> pada <i>cold separator</i>
2	Kontrol <i>level</i> pada <i>deethanizer column</i>
3	Kontrol <i>level</i> pada <i>deethanizer reflux accumulator</i>
4	Kontrol <i>temperature</i> pada <i>deethanizer reboiler</i>
5	Kontrol <i>analyzer</i> pada <i>bottom deethanizer column</i>
6	Kontrol <i>flow ratio</i> pada <i>reflux deethanizer column</i>
7	Kontrol <i>pressure</i> pada <i>turboexpander</i>
8	Kontrol <i>flow ratio</i> pada <i>output tray 16</i>

Dengan delapan pengendali yang telah terpasang sesuai kondisi desain, maka ditambah satu pengendali berdasarkan nilai CDOF yang telah diperoleh. Pengendali tersebut adalah kontrol *analyzer* pada *distillate deethanizer column* yang akan berfungsi sebagai kontrol komposisi pada *distillate deethanizer column*.

### 3.4.3. Penentuan Laju Produksi (*Throughput Manipulator*)

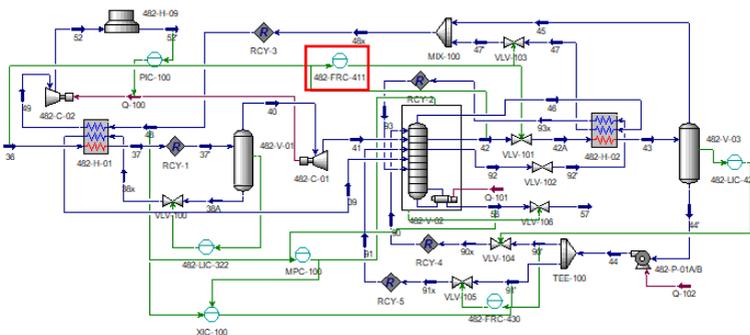
Proses ini tidak mempunyai *throughput manipulator* (TPM). Pada dasarnya, TPM proses ini terletak pada proses sebelumnya, yaitu berada pada laju aliran setelah sumur (*well*) gas alam.

### 3.4.4. Penentuan Variabel Ekonomi (*Economical Controlled Variable*)

Variabel kendali utama (*primary variable*) pada PWC milik Skogestad yang mempertimbangkan sisi ekonomi memiliki kesamaan dengan penentuan variabel ekonomi pada proses ini. Variabel ekonomi pada proses ini adalah laju aliran produk, kualitas *distillate product deethanizer column* dan energi yang diperlukan oleh *deethanizer reboiler*. Setiap variabel yang berpengaruh besar terhadap perhitungan fungsi objektif atau profit, maka variabel tersebut merupakan variabel ekonomi. Hasil optimisasi yang diharapkan pada proses ini adalah penggunaan energi *deethanizer reboiler* yang paling minimal dengan laju aliran dan kualitas produksi yang paling optimum.

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

Guna menjaga kualitas produk, diperlukannya pengendalian variabel *disturbance* pada proses ini. Pada umumnya, *disturbance* pada kolom distilasi terletak pada *feed* kolom distilasi itu sendiri. Maka pengendali *feedforward* perlu digunakan untuk mengatasi hal ini. Pada kondisi desain, pengendali *feedforward* diberikan kepada kontrol *flow* pada *output tray 16* untuk menjaga kestabilan respon akibat adanya gangguan yang terjadi pada *feed*.



**Gambar 3.3** Integrasi Proses pada Pemodelan Proses

### 3.4.6. Lapisan Pengendali *Supervisory*

Pengendali *supervisory* yang digunakan pada pemodelan proses ini adalah *Model Predictive Control* (MPC). Pengendali *supervisory* ini berfungsi untuk memberikan perubahan nilai *setpoint* yang optimal pada lapisan pengendali *regulatory*. Lapisan pengendalian *supervisory* yang digunakan serupa dengan PWC milik Skogestad.

Pengendali *supervisory* atau MPC yang digunakan sudah tersedia pada *software* ASPEN HYSYS dan pemodelan yang digunakan adalah pemodelan *first order plus dead time* (FOPDT). Pengendali MPC diletakkan pada *deethanizer column* yang bertujuan untuk memperoleh kualitas produk yang optimum. Hal ini dikarenakan kolom distilasi merupakan sistem *multi input multi output* (MIMO) dan membutuhkan kontrol yang kompleks, dimana kontrol tersebut adalah kontrol multivariabel.

**Tabel 3.4** Parameter Pemodelan FOPDT

Gain	K	Time Constant, $\tau$ (menit)	Dead Time, $\theta$ (menit)
G11	$7.99 \times 10^{-5}$	21.833	157.833
G12	$1.5 \times 10^{-4}$	98.7	53
G21	$2.387 \times 10^{-4}$	8.813	5.188
G22	$7.5 \times 10^{-4}$	40.464	3.345

Variabel yang berperan sebagai *input* dari pemodelan MPC adalah laju aliran *distillate product* dan *heat flow* pada *deethanizer reboiler*. Pengendali MPC akan memberikan *set point* kepada pengendali komposisi pada *distillate* dan *bottom product deethanizer column*. Gambar 3.4 menunjukkan pemasangan MPC pada pemodelan proses yang telah dibuat. Gambar tersebut pula ditunjukkan pada Lampiran D.



## BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN

### 4.1 Analisis Hasil Optimisasi

Guna mengetahui pengaruh perancangan PWC yang telah dilakukan, maka dilakukan perbandingan antara proses yang telah dirancang secara PWC dan proses yang dirancang sesuai kondisi desain. Gangguan diberikan pada *feed* dengan menaikkan dan menurunkan laju aliran sebesar 5%. Tabel 4.1 dan 4.2 menunjukkan perbedaan dua kondisi CGP dengan pengaruh gangguan pada *feed*.

**Tabel 4.1** Perbandingan Laju Aliran Produk Pemodelan Proses

Jenis Gangguan	Strategi Kontrol	Laju Aliran <i>Feed</i>	Laju Aliran <i>Bottom</i>
<i>Feed</i> naik 5%	PID	158200.4	25447.76
	PWC	158200.4	25831.62
<i>Feed</i> turun 5%	PID	143133.7	21589.66
	PWC	143133.7	22843.51

**Tabel 4.2** Perbandingan Penggunaan Energi Pemodelan Proses

Jenis Gangguan	Strategi Kontrol	<i>Reboiler</i> (kJ/hr)	Pompa (Kj/hr)
<i>Feed</i> naik 5%	PID	8088750	22506.6
	PWC	7911257	22506.8
<i>Feed</i> turun 5%	PID	7915601	22506.6
	PWC	7816011	22506.8

**Tabel 4.3** Perbandingan Profit Pemodelan Proses

Perhitungan Biaya (U\$/hr)	<i>Feed</i> naik 5%		<i>Feed</i> turun 5%	
	PID	PWC	PID	PWC
Produk	17636.37	17817.55	17622.39	17710.08
Biaya Operasional	146.57	143.36	143.44	141.64
Profit	17489.8	17674.19	17478.95	17568.44

Dari hasil perbandingan antara struktur kontrol tanpa PWC dan PWC, didapatkan hasil bahwa pada saat kenaikan *feed* 5% dengan menggunakan struktur kontrol PWC, didapatkan kenaikan profit sebesar 184.39 U\$/hr. Pada saat penurunan *feed* 5%, struktur kontrol PWC tetap memberikan hasil profit yang lebih unggul dibandingkan dengan struktur kontrol PID, yaitu sebesar 89.49 U\$/hr.

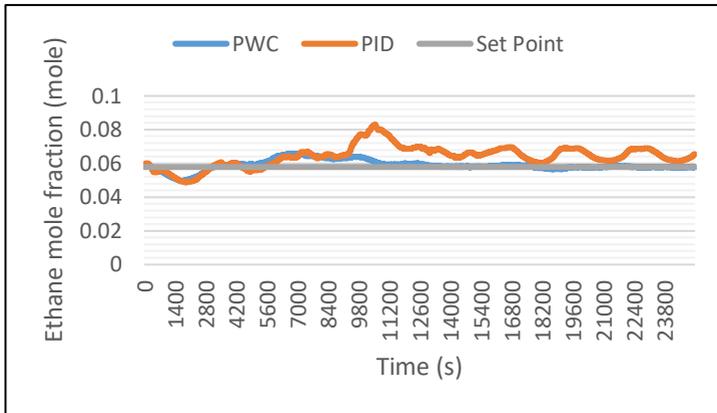
Dari segi penggunaan energi juga memberikan hasil bahwa struktur kontrol PWC mampu menghemat energi dibandingkan dengan struktur kontrol PID, meskipun nilai penghematan energi yang diberikan 3.21 U\$/hr untuk kenaikan *feed* sebesar 5% dan 1.8 U\$/hr untuk penurunan *feed* sebesar 5%.

Penggunaan struktur kontrol PWC mampu memberikan keuntungan yang lebih banyak dibandingkan sebelum penggunaan struktur kontrol PWC karena pada metode PWC sudah dilengkapi dengan pengendali *supervisory* dan *optimizer* yang mampu memberikan *set point* untuk pengendali PID agar mendapatkan fungsi objektif yang maksimal. Oleh karena itu struktur kontrol PWC dapat mengoptimalkan kinerja proses.

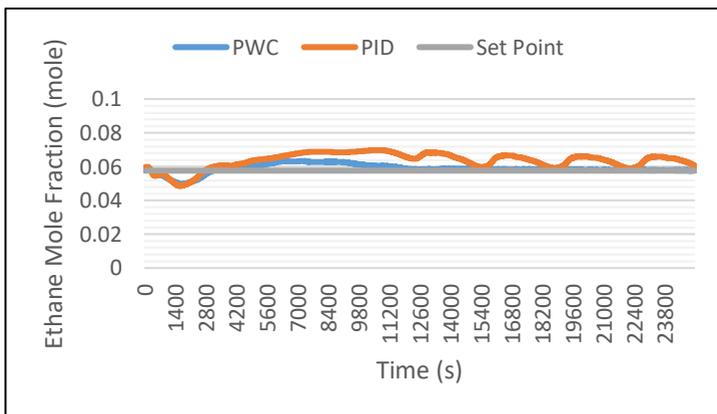
## 4.2 Analisis Pengujian Performansi Sistem

Pengujian performansi sistem dalam perancangan *plantwide control* yang diberikan pada proses ini adalah dengan memberikan gangguan pada *feed*, yaitu dengan menaikkan serta menurunkan laju aliran *feed* sebesar 5%. Bila laju aliran *feed* sebesar 150667 kg/hr, maka menaikkan dan menurunkan *feed* sebesar 5% berturut-turut akan menjadi 158200.35 kg/hr dan 143133.65 kg/hr.

Perancangan PWC pada proses ini akan dibandingkan dengan sebelum perancangan PWC pada proses. Gambar 4.1 dan 4.2 menunjukkan perbandingan grafik respon antara struktur kontrol PID dan PWC (MPC dan PID) akibat adanya gangguan yang diberikan pada proses.



**Gambar 4.3** Perbandingan Respon Struktur Kontrol PWC dan PID terhadap Komposisi Produk saat *Feed* Naik 5%



**Gambar 4.4** Perbandingan Respon Struktur Kontrol PWC dan PID terhadap Komposisi Produk saat *Feed* Turun 5%

Kedua grafik respon di atas menunjukkan hubungan antara waktu setelah diberikan gangguan dengan komposisi produk pada proses. Pada grafik terlihat bahwa pada saat diberikan gangguan,

komposisi produk pada proses berubah dari *set point* nya. Tabel 4.4 dan 4.5 menunjukkan hasil karakteristik kedua respon tersebut.

**Tabel 4.4** Perbandingan Karakteristik Respon Pemodelan Proses saat *Feed* Naik 5%

<b>Karakteristik Respon</b>	<b>PID</b>	<b>PWC</b>
<i>Maximum Overshoot</i> (%)	44.99	13
<i>Error Steady State</i> (%)	4.4	0
<i>Settling Time</i> (menit)	302.5	217

**Tabel 4.5** Perbandingan Karakteristik Respon Pemodelan Proses saat *Feed* Turun 5%

<b>Karakteristik Respon</b>	<b>PID</b>	<b>PWC</b>
<i>Maximum Overshoot</i> (%)	20.68	8.92
<i>Error Steady State</i> (%)	3.55	0
<i>Settling Time</i> (menit)	257.5	199.5

Kedua grafik respon di atas menunjukkan hubungan antara waktu setelah diberikan gangguan dengan komposisi produk pada proses. Pada grafik terlihat bahwa pada saat diberikan gangguan, komposisi produk pada proses berubah dari *set point* nya. Struktur pengendali PWC mampu memperkecil nilai *maximum overshoot* dan *settling time* serta menghilangkan *error steady state* dari *plant* daripada pengendali PID.

### 4.3 Pembahasan

Perancangan desain PWC pada *cryogenic gas separation process* di LPGF *plant* ini telah berhasil dilakukan dengan menggunakan metode PWC Skogestad dengan tujuh langkah. Perancangan ini berhasil menyelesaikan permasalahan yang terjadi pada proses ini, yaitu untuk menjaga kualitas dan kuantitas kesetimbangan massa akibat adanya efek bola salju atau *material recycle*, untuk meminimalis penggunaan energi dengan cara melakukan integrasi panas, serta untuk menjaga kestabilan *plant* dari adanya gangguan. Desain PWC yang dihasilkan juga sangat

menguntungkan dari sisi ekonomi dibandingkan dengan menggunakan pengendali PID saja. Desain PWC dirancang sesuai metodologi yang telah dijelaskan, dimana di dalam desain PWC menggunakan struktur kontrol PID sebagai *regulatory control*, kemudian ditambahkan pengendali *feedforward*, MPC sebagai *supervisory control*, serta *optimizer*. Tiga hal ini yang merupakan tambahan strategi dalam perancangan desain PWC pada proses ini.

Dari hasil optimisasi yang telah dilakukan, terbukti bahwa PWC mampu menghemat energi baik pada saat *feed* dinaikkan maupun pada saat diturunkan. Pada saat umpan dinaikkan sebesar 5%, desain PWC mampu menghemat total energi sebesar 177492.8 kJ perjamnya. Sedangkan pada saat *feed* diturunkan 5%, desain PWC mampu menghemat energi sebesar 99589.8 kJ perjamnya. Sedangkan dalam sisi ekonomi, pada saat kenaikan plant 5%, desain PWC mampu menambah profit sebesar 184.39 U\$ perjamnya. Pada penurunan umpan sebesar 5%, penambahan profit yang didapat adalah sebesar 89.49 U\$ perjamnya. Dalam dua kondisi yang telah diuji terbukti bahwa desain PWC sangat menguntungkan baik dalam penghematan energi maupun dalam keuntungan ekonomi yang akan didapat. Hal ini dapat terjadi karena desain PWC dilengkapi oleh *supervisory control* serta *optimizer*, yang dapat memberikan *set point* kepada pengendali PID yang optimal, sehingga bisa mencapai fungsi objektif yang pada penelitian ini adalah profit yang maksimal.

Pada uji gangguan pada *feed* yang diberikan juga bisa dianalisis dari segi kestabilan respon. Analisis kestabilan respon dilihat berdasarkan nilai *overshoot*, *settling time* serta nilai *error steady state*. Pada uji kenaikan *feed* sebesar 5%, pada respon komposisi produk mampu menurunkan *maximum overshoot* dari 44,99% menjadi 13%, menurunkan *settling time* dari 302.5 menit ke 217 menit dan menghilangkan *error steady state*. Begitu pula pada uji penurunan *feed* sebesar 5%, pada respon komposisi produk mampu menurunkan *maximum overshoot* dari 20,68% menjadi 8,92%, menurunkan *settling time* dari 257.5 menit ke 199.5 menit dan menghilangkan *error steady state*.

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## **BAB V**

### **KESIMPULAN DAN SARAN**

#### **5.1 Kesimpulan**

Adapun kesimpulan yang diperoleh dari perancangan PWC pada *cryogenic gas separation process* di LPGF *plant* adalah sebagai berikut.

1. Penerapan PWC pada *cryogenic gas separation process* di LPGF *plant* telah berhasil dilakukan dengan menerapkan metode PWC milik Skogestad dan Luyben menjadi tujuh langkah.
2. Penerapan PWC pada *cryogenic gas separation process* di LPGF *plant* pada kenaikan *feed* 5% mampu menurunkan penggunaan energi sebesar 177492.8 kJ perjam dan mampu meningkatkan profit sebesar 184.39 U\$ perjam sedangkan pada penurunan *feed* sebesar 5% mampu menurunkan penggunaan energi sebesar 99589.8 kJ perjam dan mampu meningkatkan profit sebesar 89.49 U\$ perjam dibandingkan dengan *cryogenic gas separation process* di LPGF *plant* sebelum menggunakan PWC.
3. Penerapan PWC pada *cryogenic gas separation process* di LPGF *plant* mampu menghasilkan respon sistem yang stabil ketika diberi gangguan berupa perubahan laju aliran umpan. Hal ini ditunjukkan dengan penurunan *settling time* dan *maximum overshoot* serta menghilangkan *error steady-state*.

#### **5.2 Saran**

Adapun saran yang dapat diberikan untuk penelitian selanjutnya adalah sebagai berikut.

1. Melakukan penelitian mengenai PWC dengan mempertimbangkan masalah ekonomi yang lebih kompleks.
2. Menggunakan jenis teknik optimisasi stokastik lain sebagai opsi untuk memperoleh hasil optimisasi yang lebih baik.

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## DAFTAR PUSTAKA

- [1] *Neraca Gas Bumi Indonesia 2018-2017*. (2018). Jakarta: Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral, Direktorat Jenderal Minyak dan Gas Bumi.
- [2] Gray, M. L., & McClintock, W. A. (1984). *United States Patent No. 351,728*.
- [3] (2019, January 27). Retrieved from <https://auduboncompanies.com/using-cryogenic-separation-for-ngl-extraction-101/>
- [4] Pilling, M., & Summers, D. R. (2012). Be Smart about Column Design. *American Institute of Chemical Engineers*, 32-38.
- [5] Yaws, C. L., & Bahadur, Prashant. *Enthalpy of Vaporization at Boiling Point - Organic Compounds*.
- [6] Biyanto, T. R. (2015). *Design Plant-wide Control to Waste Heat Recovery Generation on Cement Industry Based HYSYS*.
- [7] Simms, J. (2009). *Fundamentals of Turboexpanders “Basic Theory and Design”*.
- [8] Joshi, D. M. (2017). *Performance Analysis of a Helium Turbo-expander for Cryogenic Applications with a Process Modeling Tool: Aspen HYSYS*.
- [9] R. L. (2011). *Distillation Control, Optimization and Tuning Fundamental and Strategies*. Taylor & Francis Group.
- [10] Rangaiah, G. P., & Kariwala, V. (2012). *Plantwide Control: Recent Developments and Applications*.
- [11] Marlin, T. (2001). *Process Control Designing Processes and Control Systems for Dynamic Performance*, 1-17.
- [12] Madady, A. (2012). Stabilization of control loops consisting of FOPDT process and parameter-dependent PID controller, 1688–1701.
- [13] Peng, D. Y., & Robinson, D. B. (1976). A New Two-Constant Equation of State. In *Industrial and Engineering Chemistry: Fundamentals* (pp. 59–64).

- [14] R., Mashallah, R., Nejat, J., Hassan & S., Saeed. (2018). Process Simulation and Evaluation of Ethane Recovery Process using Aspen-HYSYS.
- [15] Jones, D. (2014). Plant Wide control system design: Primary controlled variable selection.
- [16] Jones, D. (2014). Plant Wide control system design: Secondary controlled variable selection.
- [17] Skogestad, S. (2004). Control structure design for complete chemical plants.

## LAMPIRAN

### A. Kondisi Desain dari Setiap Komponen pada *Cryogenic Gas Separation Process*

Berikut merupakan kondisi desain dari setiap komponen berdasarkan PFD yang diperoleh.

**Tabel A.1** Properti pada *Inlet Gas Exchanger*

<i>Input</i>			
<b>Properties</b>	<b>36</b>	<b>38</b>	<b>48</b>
<i>Temperature (°C)</i>	45	-52	-56.1
<i>Pressure (bar g)</i>	62.1	23.3	20.9
<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	150667	26686	123751
<i>Ethane (mole%)</i>	5.551	11.689	5.775
<i>Output</i>			
<b>Properties</b>	<b>37</b>	<b>39</b>	<b>49</b>
<i>Temperature (°C)</i>	-31.2	42.2	40.5
<i>Pressure (bar g)</i>	61.7	22.6	20.6
<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	150667	26686	123751
<i>Ethane (mole%)</i>	5.551	11.689	5.775

**Tabel A.2** Properti pada *Turboexpander*

<b>Properties</b>	<b>40</b>	<b>41</b>
<i>Temperature (°C)</i>	-31.3	-72.4
<i>Pressure (bar g)</i>	61.4	22
<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	123981	123981
<i>Ethane (mole%)</i>	4.789	4.789

**Tabel A.3** Properti pada *Recompressor*

<b>Properties</b>	<b>49</b>	<b>52</b>
<i>Temperature (°C)</i>	40.5	66.5
<i>Pressure (bar g)</i>	20.6	26.9
<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	123751	123751
<i>Ethane (mole%)</i>	5.775	5.775

**Tabel A.4** Properti pada *Deethanizer Column*

<b><i>Input</i></b>					
<b><i>Properties</i></b>	<b>39</b>	<b>41</b>	<b>90</b>	<b>91</b>	<b>93</b>
<i>Temperature (°C)</i>	42.2	-72.4	-78.9	-78.9	-45.2
<i>Pressure (bar g)</i>	22.6	22	22	22	22.3
<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	26686	123981	13070	10269	22282
<i>Ethane (mole%)</i>	11.689	4.789	44.48	44.48	25.072
<b><i>Output</i></b>					
<b><i>Properties</i></b>	<b>42</b>	<b>46</b>	<b>56</b>	<b>92</b>	
<i>Temperature (°C)</i>	-43	-80.9	81.7	-74.1	
<i>Pressure (bar g)</i>	21.7	21.6	21.9	21.7	
<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	32357	114732	26916	22282	
<i>Ethane (mole%)</i>	31.186	5.726	2.599	25.072	

**Tabel A.5** Properti pada *Deethanizer Reflux Exchanger*

<b><i>Input</i></b>			
<b><i>Properties</i></b>	<b>42A</b>	<b>46</b>	<b>92</b>
<i>Temperature (°C)</i>	-43.5	-80.9	-74.1
<i>Pressure (bar g)</i>	21.3	21.6	21.7
<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	32357	114732	22282
<i>Ethane (mole%)</i>	31.186	5.726	25.072
<b><i>Output</i></b>			
<b><i>Properties</i></b>	<b>43</b>	<b>47</b>	<b>93</b>
<i>Temperature (°C)</i>	-79.2	-53.8	-45.2
<i>Pressure (bar g)</i>	20.9	21.3	22.3
<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	32357	114732	22282
<i>Ethane (mole%)</i>	31.186	5.726	25.072

**Tabel A.6** Properti pada *Recompressor Cooler*

<b>Properties</b>	<b>52</b>	<b>52'</b>
<i>Temperature (°C)</i>	66.5	45
<i>Pressure (bar g)</i>	26.9	26.2
<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	123751	123751
<i>Ethane (mole%)</i>	5.775	5.775

### B. Hasil Validasi Pemodelan Setiap Komponen pada *Cryogenic Gas Separation Process*

Berikut merupakan hasil validasi pemodelan setiap komponen pada CGP.

**Tabel B.1** Validasi pada *Inlet Gas Exchanger*

<i>Stream</i>	<i>Properties</i>	<b>Data</b>	<b>Simulasi</b>	<b>Deviasi (%)</b>
		<b>PFD</b>	<b>HYSYS</b>	
<b>36</b>	<i>Temperature (°C)</i>	45	45	0
	<i>Pressure (bar g)</i>	62.1	62.1	0
	<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	150667	150667	0
	<i>Ethane (mole%)</i>	5.551	5.551	0
<b>37</b>	<i>Temperature (°C)</i>	-31.2	-31.16	0.128
	<i>Pressure (bar g)</i>	61.7	61.76	0.097
	<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	150667	150667	0
	<i>Ethane (mole%)</i>	5.551	5.551	0
<b>38</b>	<i>Temperature (°C)</i>	-52	-51.96	0.077
	<i>Pressure (bar g)</i>	23.3	23.33	0.129
	<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	26686	26628	0.217
	<i>Ethane (mole%)</i>	11.689	11.662	0.231
<b>39</b>	<i>Temperature (°C)</i>	42.2	42.2	0
	<i>Pressure (bar g)</i>	22.6	21.81	3.496
	<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	26686	26628	0.217
	<i>Ethane (mole%)</i>	11.689	11.662	0.231
<b>48</b>	<i>Temperature (°C)</i>	-56.1	-56.1	0
	<i>Pressure (bar g)</i>	20.9	20.9	0
	<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	123751	123751	0
	<i>Ethane (mole%)</i>	5.775	5.775	0

**Tabel B.1** Validasi pada *Inlet Gas Exchanger* (lanjutan)

<i>Stream</i>	<i>Properties</i>	<b>Data</b>	<b>Simulasi</b>	<b>Deviasi (%)</b>
		<b>PFD</b>	<b>HYSYS</b>	
<b>49</b>	<i>Temperature (°C)</i>	40.5	40.17	0.815
	<i>Pressure (bar<sub>g</sub>)</i>	20.6	20.56	0.194
	<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	123751	123751	0
	<i>Ethane (mole%)</i>	5.775	5.775	0

**Tabel B.2** Validasi pada *Turboexpander*

<i>Stream</i>	<i>Properties</i>	<b>Data</b>	<b>Simulasi</b>	<b>Deviasi (%)</b>
		<b>PFD</b>	<b>HYSYS</b>	
<b>40</b>	<i>Temperature (°C)</i>	-31.3	-31.16	0.447
	<i>Pressure (bar<sub>g</sub>)</i>	61.4	61.76	0.586
	<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	123981	124039	0.047
	<i>Ethane (mole%)</i>	4.789	4.793	0.084
<b>41</b>	<i>Temperature (°C)</i>	-72.4	-72.86	0.635
	<i>Pressure (bar<sub>g</sub>)</i>	22	21.69	1.409
	<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	123981	124039	0.047
	<i>Ethane (mole%)</i>	4.789	4.793	0.084

**Tabel B.3** Validasi pada *Deethanizer Column*

<i>Stream</i>	<i>Properties</i>	<b>Data</b>	<b>Simulasi</b>	<b>Deviasi (%)</b>
		<b>PFD</b>	<b>HYSYS</b>	
<b>39</b>	<i>Temperature (°C)</i>	42.2	42.2	0
	<i>Pressure (bar<sub>g</sub>)</i>	22.6	21.81	3.496
	<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	26686	26628	0.217
	<i>Ethane (mole%)</i>	11.689	11.662	0.231
<b>41</b>	<i>Temperature (°C)</i>	-72.4	-72.86	0.635
	<i>Pressure (bar<sub>g</sub>)</i>	22	21.69	1.409
	<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	123981	124039	0.047
	<i>Ethane (mole%)</i>	4.789	4.793	0.084
<b>90</b>	<i>Temperature (°C)</i>	-78.9	-78.87	0.038
	<i>Pressure (bar<sub>g</sub>)</i>	22	21.6	1.818
	<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	13070	13006	0.49
	<i>Ethane (mole%)</i>	44.48	44.676	0.441

**Tabel B.3** Validasi pada *Deethanizer Column* (lanjutan)

<i>Stream</i>	<i>Properties</i>	<b>Data</b>	<b>Simulasi</b>	<b>Deviasi (%)</b>
		<b>PFD</b>	<b>HYSYS</b>	
<b>91</b>	<i>Temperature (°C)</i>	-78.9	-78.87	0.038
	<i>Pressure (bar g)</i>	22	21.69	1.409
	<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	10269	10269	0
	<i>Ethane (mole%)</i>	44.48	44.683	0.456
<b>93</b>	<i>Temperature (°C)</i>	-45.2	-46.45	2.765
	<i>Pressure (bar g)</i>	22.3	21.74	2.511
	<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	22282	22282	0
	<i>Ethane (mole%)</i>	25.072	25.074	0.008
<b>42</b>	<i>Temperature (°C)</i>	-43	-43.38	0.884
	<i>Pressure (bar g)</i>	21.7	21.69	0.046
	<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	32357	32358	0.003
	<i>Ethane (mole%)</i>	31.186	31.277	0.292
<b>46</b>	<i>Temperature (°C)</i>	-80.9	-80.89	0.012
	<i>Pressure (bar g)</i>	21.6	21.6	0
	<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	114732	114732	0
	<i>Ethane (mole%)</i>	5.726	5.746	0.349
<b>56</b>	<i>Temperature (°C)</i>	81.7	82.02	0.392
	<i>Pressure (bar g)</i>	21.9	21.86	0.183
	<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	26916	26852	0.238
	<i>Ethane (mole%)</i>	2.599	2.564	1.347
<b>92</b>	<i>Temperature (°C)</i>	-74.1	-74.44	0.459
	<i>Pressure (bar g)</i>	21.7	21.69	0.046
	<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	22282	22282	0
	<i>Ethane (mole%)</i>	25.072	25.074	0.008

**Tabel B.4** Validasi pada *Deethanizer Reflux Exchanger*

<i>Stream</i>	<i>Properties</i>	<b>Data</b>	<b>Simulasi</b>	<b>Deviasi (%)</b>
		<b>PFD</b>	<b>HYSYS</b>	
<b>42A</b>	<i>Temperature (°C)</i>	-43.5	-43.84	0.782
	<i>Pressure (bar g)</i>	21.3	21.3	0
	<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	32357	32358	0.003
	<i>Ethane (mole%)</i>	31.186	31.277	0.292

**Tabel B.4** Validasi pada *Deethanizer Reflux Exchanger* (lanjutan)

<i>Stream</i>	<i>Properties</i>	<b>Data</b>	<b>Simulasi</b>	<b>Deviasi (%)</b>
		<b>PFD</b>	<b>HYSYS</b>	
<b>43</b>	<i>Temperature (°C)</i>	-79.2	-79.2	0
	<i>Pressure (bar g)</i>	20.9	20.9	0
	<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	32357	32358	0.003
	<i>Ethane (mole%)</i>	31.186	31.277	0.292
<b>46</b>	<i>Temperature (°C)</i>	-80.9	-80.89	0.012
	<i>Pressure (bar g)</i>	21.6	21.6	0
	<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	114732	114732	0
	<i>Ethane (mole%)</i>	5.726	5.746	0.349
<b>47</b>	<i>Temperature (°C)</i>	-53.8	-53.8	0
	<i>Pressure (bar g)</i>	21.3	21.3	0
	<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	114732	114732	0
	<i>Ethane (mole%)</i>	5.726	5.746	0.349
<b>92</b>	<i>Temperature (°C)</i>	-74.1	-74.44	0.459
	<i>Pressure (bar g)</i>	21.7	21.69	0.046
	<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	22282	22282	0
	<i>Ethane (mole%)</i>	25.072	25.074	0.008
<b>93</b>	<i>Temperature (°C)</i>	-45.2	-46.47	2.81
	<i>Pressure (bar g)</i>	22.3	21.74	2.511
	<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	22282	22282	0
	<i>Ethane (mole%)</i>	25.072	25.074	0.008

**Tabel B.5** Validasi pada *Recompressor*

<i>Stream</i>	<i>Properties</i>	<b>Data</b>	<b>Simulasi</b>	<b>Deviasi (%)</b>
		<b>PFD</b>	<b>HYSYS</b>	
<b>49</b>	<i>Temperature (°C)</i>	40.5	40.17	0.815
	<i>Pressure (bar g)</i>	20.6	20.56	0.194
	<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	123751	123751	0
	<i>Ethane (mole%)</i>	5.775	5.775	0
<b>52</b>	<i>Temperature (°C)</i>	66.5	67.22	1.083
	<i>Pressure (bar g)</i>	26.9	27.63	2.714
	<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	123751	123751	0
	<i>Ethane (mole%)</i>	5.775	5.775	0

**Tabel B.6** Validasi pada *Recompressor Cooler*

<i>Stream</i>	<i>Properties</i>	<b>Data</b>	<b>Simulasi</b>	<b>Deviasi (%)</b>
		<b>PFD</b>	<b>HYSYS</b>	
52	<i>Temperature (°C)</i>	66.5	67.22	1.083
	<i>Pressure (bar<sub>g</sub>)</i>	26.9	27.63	2.714
	<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	123751	123751	0
	<i>Ethane (mole%)</i>	5.775	5.775	0
52'	<i>Temperature (°C)</i>	45	45.72	1.6
	<i>Pressure (bar<sub>g</sub>)</i>	26.2	26.93	2.786
	<i>Mass Flow (kg/hr)</i>	123751	123751	0
	<i>Ethane (mole%)</i>	5.775	5.775	0

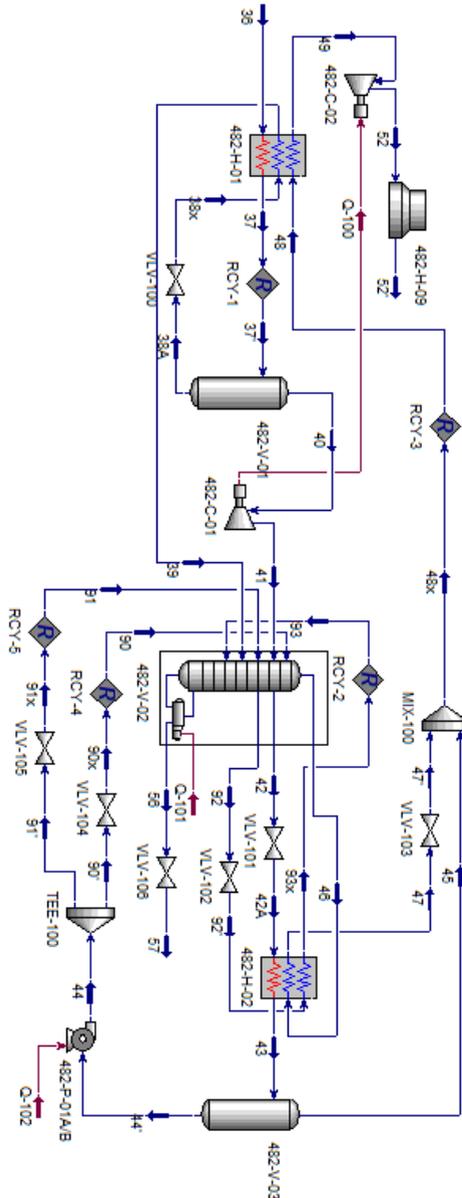
### C. Perhitungan Nilai $N_{restraining}$

Berikut merupakan jumlah *stream* yang tidak bisa dimanipulasi setiap komponen pada proses.

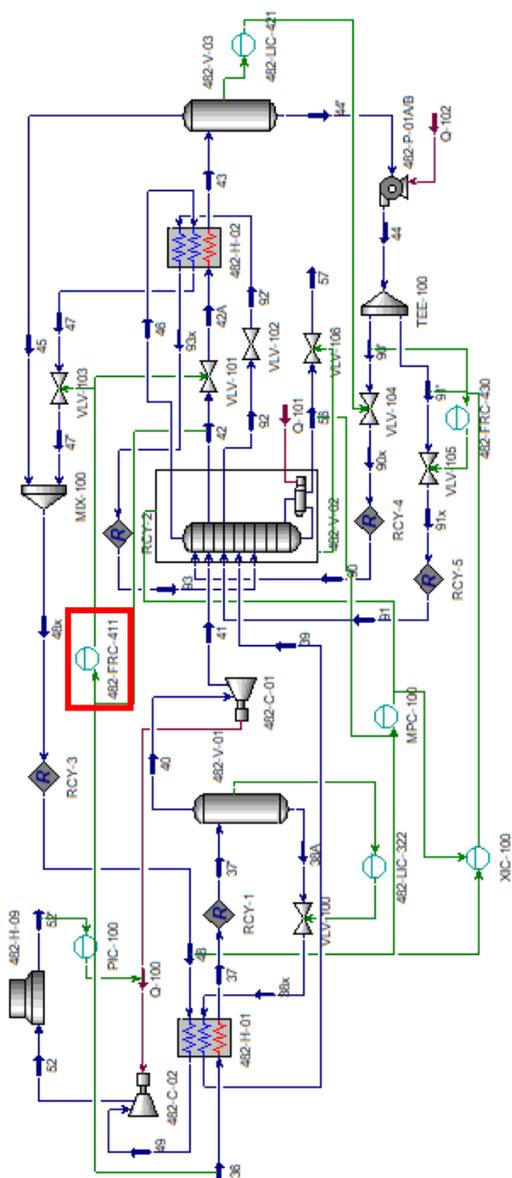
**Tabel C.1** Perhitungan Nilai  $N_{restraining}$  pada Proses

<b>Komponen</b>	$N_{restraining}$
<i>Inlet gas exchanger</i>	3
<i>Cold separator</i>	0
<i>Turboexpander</i>	1
<i>Recompressor</i>	1
<i>Deethanizer column</i>	0
<i>Deethanizer reboiler</i>	1
<i>Deethanizer reflux exchanger</i>	3
<i>Deethanizer reflux accumulator</i>	0
<i>Deethanizer reflux pump</i>	1
<i>Recompressor cooler</i>	1
MIX-100	1
TEE-100	1
<i>Control valve (7 buah)</i>	7
<b>Total</b>	20

### D. Pemodelan Proses Menggunakan *Software Aspen HYSYS*



Gambar D.1 Pemodelan *Cryogenic Gas Separation Process* pada Kondisi Desain



Gambar D.2 Integrasi Proses pada Pemodelan Proses



## BIODATA PENULIS



Penulis dilahirkan di Cirebon pada tanggal 20 Juli 1997 dengan nama Muhammad Andro Purnomo. Penulis merupakan anak ketiga dari empat bersaudara. Penulis menempuh pendidikan di SMPN 1 Cirebon, lulus tahun 2012 dan SMAN 2 Cirebon, lulus tahun 2015. Pendidikan sarjana ditempuh di Departemen Teknik Fisika FTI ITS melalui jalur SMNPTN 2015. Selama aktif menjadi mahasiswa, tahun kedua penulis bergabung dalam organisasi kemahasiswaan HMTF ITS periode 2016-2017 sebagai staff Departemen Internal serta bergabung sebagai asisten Laboratorium Desain Proses, Kontrol dan Optimisasi Teknik Fisika FTI ITS. Pada tahun ketiga penulis meneruskan organisasi kemahasiswaan HMTF ITS periode 2017-2018 sebagai Wakil Kepala Departemen Dalam Negeri serta meneruskan sebagai asisten di lab yang sama. Pada tahun keempat penulis melakukan tugas akhir yang dibimbing oleh Totok Ruki Biyanto, S.T., M.T., Ph.D, Hendra Cordova S.T., M.T. dan Ir. Jerri Susatio, M.T. serta meneruskan pula sebagai asisten di lab yang sama. Penulis mempunyai pengalaman *internship program* selama 1 bulan di PT. Indonesia Power UPJP Kamojang pada bulan Agustus 2017. Penulis pula mengikuti Program Pelatihan Pengembangan SDM K3 yang diselenggarakan oleh Bina Profesi *Institute* (Konstan Group) yang berkerjasama dengan Direktorat Bina K3 Kementerian Ketenagakerjaan Republik Indonesia dengan topik Penerapan Sistem Manajemen Keselamatan & Kesehatan Kerja (SMK3) Berdasarkan Peraturan Pemerintah (PP) No. 50 Tahun 2012 pada bulan April 2018 di Hotel Sahid Surabaya. Penulis dapat dihubungi melalui nomor telepon 081222206643 atau email [andropurnomo20@gmail.com](mailto:andropurnomo20@gmail.com).