



TUGAS AKHIR - TF 181801

**DESAIN PLANTWIDE CONTROL
MENGUNAKAN JOULE-THOMSON VALVE
PADA PROSES PEMISAHAN GAS ETANA
KRIOGENIK**

GIDEON SAPUTRA NAINGGOLAN
NRP. 0231154000083

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

**PLANTWIDE CONTROL DESIGN FOR
CRYOGENIC GAS SEPARATION PROCESSING
USING JOULE-THOMSON VALVE**

GIDEON SAPUTRA NAINGGOLAN
NRP. 02311540000083

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 : Gideon Saputra Nainggolan
NRP : 0231154000083
Jurusan/ Prodi : Teknik Fisika/ S1 Teknik Fisika
Fakultas : Fakultas Teknologi Industri
Perguruan Tinggi : Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Dengan ini menyatakan bahwa Tugas Akhir dengan judul “Desain *Plantwide Control* Menggunakan Joule-Thomson Valve Pada Proses Pemisahan Gas Etana Kriogenik” 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, 30 Juli 2019

buat pernyataan,



Gideon Saputra Nainggolan

Halaman ini sengaja dikosongkan

LEMBAR PENGESAHAN

TUGAS AKHIR

**DESAIN *PLANTWIDE CONTROL* MENGGUNAKAN
JOULE-THOMSON VALVE PADA PROSES PEMISAHAN
GAS ETANA KRIOGENIK**

Oleh:

Gideon Saputra Nainggolan
NRP 0231154000083

Surabaya, 30 Juli 2019

**Menyetujui,
Dosen Pembimbing**



Hendra Cordova, S.T., M.T.
NIPN. 19690530 199412 1 001

**Mengetahui,
Kepala 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

DESAIN *PLANTWIDE CONTROL* MENGGUNAKAN JOULE-THOMSON VALVE PADA PROSES PEMISAHAN GAS ETANA KRIOGENIK

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:

Gideon Saputra Nainggolan
NRP. 0231154000083

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

1. Hendra Cordova, S.T., M.T.(Pembimbing)
2. Ir. Matraji, M.Kom(Ketua Penguji)
3. Dyah Sawitri, S.T., M.T,(Penguji 1)
4. Iwan Cony Setiadi, S.T., M.T.(Penguji 2)

SURABAYA
JULI, 2019

Halaman ini sengaja dikosongkan

DESAIN *PLANTWIDE CONTROL* PADA *CRYOGENIC GAS SEPARATION PROCESSING* MENGGUNAKAN *JOULE-THOMSON VALVE*

Nama : Gideon Saputra Nainggolan
NRP : 0231154000083
Departemen : Teknik Fisika FTI-ITS
Dosen Pembimbing : Hendra Cordova, S.T., M.T

Abstrak

Gas alam merupakan bahan bakar terbersih dan paling ramah lingkungan dengan nilai rasio hidrogen terhadap karbon terbesar. Gas alam mengandung beberapa campuran hidrogen seperti metana, etana, propane, butana dan fraksi yang lebih tinggi. *Cryogenic Gas Processing* merupakan proses pemisahan gas yang terjadi pada temperatur rendah dimana ditujukan untuk memisahkan gas metana dan etana dari campuran gas alam lainnya. Pengendalian proses merupakan kunci penting untuk menciptakan industry proses yang aman dan menghasilkan keuntungan dari segi ekonomi. *Plantwide control* (PWC) adalah desain struktur dan strategi kontrol untuk pabrik secara keseluruhan. Metode kontrol yang digunakan pada tugas akhir ini adalah PID untuk *regulatory control* serta *decentralized supervisory control* untuk *supervisory control*. *Plantwide control* dapat meningkatkan keuntungan pada *cryogenic gas processing* hingga 52.28 U\$/jam saat feed dinaikan 5% dan 57.72 U\$/jam saat feed diturunkan 5%. Penerapan PWC pada CGP juga 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*.

Kata Kunci : *Plantwide control*, *cryogenic*, optimisasi, kestabilan.

Halaman ini sengaja dikosongkan

***PLANTWIDE CONTROL DESIGN FOR CRYOGENIC GAS
SEPARATION PROCESSING USING JOULE-THOMSON
VALVE***

Name : Gideon Saputra Nainggolan
NRP : 0231154000083
Department : Engineering Physics FTI-ITS
Supervisors : Hendra Cordova, S.T., M.T.

Abstract

Natural gas (NG) is the cleanest and the most environmentally friendly fossil fuel with the highest hydrogen to carbon (H/C) ratio. Natural gas contains several gas like methane, ethane, butane and another higher fraction. Cryogenic Gas Processing is gas separation process that happen at low temperature which aim to separate methane and ethane from another fraction in natural gas. Process control is a key to create a safe industrial process and gaining profit from economic side. Plantwide control (PWC) is the structure design and control strategy for the whole plant. Control method for this thesis are PID for regulatory control and decentralized supervisory control for supervisory control. PWC is able to increase the profit of CGP up to 53.28 U\$/hour (3%) in case adding 5% the feed and 57.72 U\$/hour (5.16%) in case reducing 5% the feed. The application of PWC for CGP is also able to produce stable response system when disturbance was given. This phenomenon is showed by the decreasing of settling time and maximum overshoot moreover eliminate steady-state error.

Keywords : *Plantwide control, cryogenic, optimization, stability.*

Halaman ini sengaja dikosongkan

KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadiran Tuhan Yang Maha Esa yang senantiasa melimpahkan kebaikan serta berkat-Nya, hingga terselesaikannya Tugas Akhir beserta Laporan Tugas Akhir yang berjudul **DESAIN PLANTWIDE CONTROL PADA CRYOGENIC GAS SEPARATION PROCESSING MENGGUNAKAN JOULE-THOMSON VALVE**.

Penulis telah banyak memperoleh bantuan dari berbagai pihak dalam penyelesaian Tugas Akhir dan laporan Tugas Akhir ini. Penulis mengucapkan terimakasih kepada :

1. Kedua orang tua serta keluarga terimakasih atas segala cinta, kasih sayang, doa, perhatian, serta dukungan moril dan materiil yang telah diberikan.
2. Bapak Hendra Cordova, S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing yang telah banyak memberikan bantuan serta bimbingan selama proses pengerjaan Tugas Akhir ini.
3. Bapak Totok Ruki Biyanto, Ph.D. selaku Kepala Laboratorium Rekayasa Instrumentasi dan Kontrol yang sudah banyak memberikan evaluasi serta bantuan selama pengerjaan Tugas Akhir ini.
4. Bapak Agus Muhamad Hatta, S.T, M.Si, Ph.D selaku Ketua Departemen Teknik Fisika yang telah memberikan petunjuk, ilmu, serta bimbingan selama menempuh pendidikan di Teknik Fisika.
5. Bapak Ir. Matraji, M.Kom. selaku dosen wali penulis yang telah membimbing selama perkuliahan.
6. Seluruh teman Tugas Akhir (Andro, Okky, dkk), terima kasih untuk semuanya.
7. Seluruh Asisten Laboratorium Rekayasa Instrumentasi dan Kontrol atas segala bantuannya.
8. Seluruh teman-teman satu angkatan, F50-Transcendent Frontier, yang telah menemani selama menempuh pendidikan di Teknik Fisika.
9. Seluruh dosen, karyawan dan civitas akademik Teknik Fisika FTI-ITS, terimakasih atas segala bantuan dan kerjasamanya.

10. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu, terimakasih atas bantuannya.

Penulis sadar bahwa penulisan laporan Tugas Akhir ini tidaklah sempurna, namun semoga laporan ini dapat memberikan kontribusi yang berarti dan menambah wawasan yang bermanfaat bagi pembaca, keluarga besar Teknik Fisika khususnya, dan civitas akademik ITS pada umumnya. Selain itu juga semoga dapat bermanfaat sebagai referensi pengerjaan laporan Tugas Akhir bagi mahasiswa yang lain.

Surabaya, 30 Juli 2019

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
PERNYATAAN BEBAS PLAGIASME	v
LEMBAR PENGESAHAN.....	vii
LEMBAR PENGESAHAN.....	ix
Abstrak	xi
Abstract.....	xiii
KATA PENGANTAR.....	xv
DAFTAR ISI	xv
DAFTAR GAMBAR.....	xvii
DAFTAR TABEL	xix
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Rumusan Masalah	3
1.3 Tujuan	3
1.4 Lingkup Kerja	3
1.5 Sistematika Laporan.....	4
BAB II TINJAUAN PUSTAKA	5
2.1 Kolom Distilasi	5
2.2 <i>Cryogenic Gas Processing</i>	9
2.3 Peng-Robinson	9
2.4 <i>Plantwide Control</i>	10
2.5 Degrees of Freedom	12
2.6 First Order Plus Death Time	13
2.7 Analisa Performansi Pengendali.....	15
BAB III METODOLOGI PENELITIAN	17
3.1 Pengumpulan Data Komponen dan Konfigurasi peralatanpada <i>Cryogenic Gas Separation Processing</i> ..	18
3.2 Pemodelan Proses Kolom pada <i>Cryogenic Gas Separation Processing</i>	20
3.3 Validasi Proses <i>Cryogenic Gas Separation Processing</i> .	23
3.4 Perancangan <i>Plantwide Control</i>	24
3.5 Pengujian Performansi Sistem dan Analisa.....	28
BAB IV ANALISIS DATA DAN PEMBAHASAN.....	29
4.1 Analisa Hasil Optimisasi	29
4.2 Pengujian Performansi Sistem dan Analisa	30
BAB V PENUTUP.....	33

5.1	Kesimpulan	33
5.2	Saran	33
	DAFTAR PUSTAKA.....	35
	LAMPIRAN.....	39
	BIODATA PENULIS.....	46

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2. 1 Bagian-bagian kolom distilasi [18]	6
Gambar 2.2 Kesetimbangan massa pada kondensor dan <i>reflux drum</i> [18]	7
Gambar 2. 3 Kesetimbangan massa pada <i>reboiler</i> dan <i>base</i> kolom [18].....	8
Gambar 2. 4 Grafik respon sistem [19]	13
Gambar 2. 5 Respon pengendali.....	15
Gambar 2. 6 Interpretasi IAE pada (a) uji <i>disturbance</i> , dan (b) uji <i>set point</i>	16
Gambar 3. 1 Diagram alir penelitian	17
Gambar 3. 2 Simulasi HYSYS CGP.....	22
Gambar 4. 1 Gangguan pada umpan.....	31
Gambar 4. 2 Respon pada komposisi etana saat feed diturunkan 5%	31
Gambar 4. 3 Respon pada komposisi etana saat feed dinaikan 5%	32
Gambar A. 1 Hasil respon uji <i>disturbance</i> G1.1 pada MPC	41
Gambar A. 2 Hasil respon uji <i>disturbance</i> G1.2 pada MPC	41
Gambar A. 3 Hasil respon uji <i>disturbance</i> G2.1 pada MPC	42
Gambar A. 4 Hasil respon uji <i>disturbance</i> G2.2 pada MPC	42
Gambar B. 1 Pemodelan CGP saat <i>steady state</i>	43
Gambar B. 2 Pemodelan CGP saat <i>dinamik</i>	44
Gambar D. 1 Perbandingan penggunaan energi pada <i>Reboiler</i> ketika feed diturunkan sebesar 5%	46
Gambar D. 2 Perbandingan penggunaan energi pada <i>Reboiler</i> ketika feed dinaikan sebesar 5%	46
Gambar E. 1 Perbandingan laju aliran masa etana pada produk distilat kolom <i>deethanizer</i> saat feed dinaikan 5% ..	47
Gambar E. 2 Perbandingan laju aliran masa etana pada produk distilat kolom <i>deethanizer</i> saat feed diturunkan 5%	47

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR TABEL

Tabel 3. 1 Data spesifikasi kolom deethanizer	18
Tabel 3. 2 Parameter dan data aliran produk kolom <i>deethanizer</i>	18
Tabel 3. 3 Parameter dan data aliran feed pada kolom <i>deethanizer</i>	19
Tabel 3. 4 Tabel spesifikasi beban kolom <i>deethanizer</i>	20
Tabel 3. 5 Hasil validas aliran produk distilat kolom <i>deethanizer</i>	23
Tabel 3. 6 Hasil validasi aliran produk bawah kolom deethanizer	23
Tabel 3. 7 Hasil validasi pada keluaran <i>inlet gas exchanger</i>	23
Tabel 3. 8 Hasil validasi pada keluaran <i>deethanizer reflux exchangr</i>	24
Tabel 3. 9 Gangguan yang diberikan pada CGP plant ketika feed dinaikan 5%	27
Tabel 3. 10 Gangguan yang diberikan pada CGP plant ketika feed diturunkan 5%	27
Tabel 3. 11 <i>Gain</i> (K_p) dan <i>time constant</i> (τ) proses CGP	28
Tabel 4. 1 Perbandingan laju produk pada sistem CGP	29
Tabel 4. 2 Perbandingan penggunaan energi pada sistem CGP pada kolom distilasi	29
Tabel 4. 3 Perbandingan profit dan biaya operasi pada sistem CGP	30
Tabel 4. 4 Perbandingan karakteristik respon pada sistem CGP saat laju aliran umpan diturunkan 5%	32
Tabel 4. 5 Perbandingan karakteristik respon pada sistem CGP saat laju aliran umpan dinaikan 5%	33
Tabel C. 1 Hasil perhitungan CDOF	45

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Kebutuhan energi dunia meningkat setiap tahunnya khususnya pada sektor energi tidak terbarukan yaitu energi fosil. *Crude oil* sebagai salah satu dari energi fosil, tetap dominan sebagai penyedia kebutuhan energi dunia lebih dari setengah abad [1]. Pada tahun 2017, *crude oil* memberikan kontribusi sebesar 34.21% dari total energi primer yang tersedia, yang mana lebih besar dibandingkan kontribusi dari sumber energi yang lain [2]. Pembakaran bahan bakar yang berasal dari fosil melahirkan jutaan ton gas emisi dan efek rumah kaca menyebabkan sebuah kewajiban yang besar untuk mengendalikan emisi ini [3].

Gas alam merupakan bahan bakar terbersih dan paling ramah lingkungan dengan nilai rasio hydrogen terhadap karbon terbesar [4]. Gas alam merupakan campuran dari beberapa hidrokarbon seperti metana, etana, propane, butana dan fraksi yang lebih tinggi. Campuran gas alam tersebut dapat dilah menjadi banyak produk, contohnya gas metana dan etana dapat dijadikan sumber untuk Pembangkit Listrik Tenaga Gas, gas propane dan butana dapat digunakan sebagai bahan baku Liquified Petroleum Gas.

Proses distilasi merupakan proses pemisahan komponen-komponen dari satu campuran seperti gas alam, menjadi komponen penyusunnya, seperti metana, etana, propane, butana, pentana, dan sebagainya [5]. Kolom distilasi mengkonsumsi banyak energi untuk mengubah campuran fluida dengan fase cair ke uap dan mengubah uap kembali menjadi cair pada kondensor [6]. Perubahan fase disebabkan steam reboiler yang memiliki peranan penting untuk menghasilkan panas untuk dimasukkan ke kolom distilasi. Hal ini menunjukkan bahwa temperatur pada kolom distilasi mempengaruhi efisiensi energi kolom distilasi. Selain temperatur, perubahan laju aliran umpan yang terjadi pada kolom distilasi juga dapat mengganggu kualitas atau komposisi produk yang merupakan prioritas utama yang harus dicapai dan dipertahankan melalui pengendali proses [7]. Kolom distilasi merupakan kolom yang memiliki tingkat kompleksitas yang tinggi karena memiliki beberapa sifat seperti nonlinear, interaksi multivariabel, dan tingkat gangguan yang sangat besar.

Cryogenic merupakan ilmu dari produksi dan pengaplikasian dari temperature rendah buatan pada temperature yang sangat rendah [8]. Temperatur rendah yang dimaksud dapat mencapai 120 K (1, timmerhaus KD) atau sumber lain juga mengatakan bahwa temperature mencapai 93 K [4]. Contoh dari pengaplikasian *cryogenic* yaitu proses merubah biogas menjadi biomethane dan cairan karbondioksida [9], pemisahan nitrogen dari gas alam [4], dan lain-lain. Salah satu contoh *cryogenic gas processing* merupakan proses pemisahan komponen gas metana dan etana dari gas dengan fraksi yang lebih tinggi yang dilakukan pada suhu rendah. Proses pemisahan terjadi pada temperature rendah diakibatkan gas metana dan etana memiliki rantai karbon yang rendah yaitu c1 dan c2, semakin panjang rantai karbon atau C yang dimiliki maka perlu temperature yang tinggi untuk memfraksinasi.

Plantwide Control merupakan metode mengenai sistem pengendalian dan desain struktur untuk pabrik secara keseluruhan [10]. Metode ini menjelaskan bagaimana cara menentukan inventory control yaitu sensor dan valve, serta pemilihan pasangan control yang harus mempertimbangkan dimana laju produksi ditentukan. Penelitian mengenai metode plantwide control dilakukan dan dikembangkan secara sistematis oleh beberapa ilmuwan seperti Luyben dan Skogestad. Metode plantwide control yang dikembangkan oleh Luyben memiliki sembilan langkah sistematis mengenai prosedur desain dan operasi proses [11]. Namun pada prosedur yang dikembangkan oleh Luyben tidak memiliki evaluasi pada sisi ekonomis. Sedangkan untuk metode plantwide control milik Skogestad dibagi menjadi dua bagian yaitu empat langkah *top-down* dan tiga langkah *bottom-up* [12]. Pada prosedur milik Skogestad sudah memiliki evaluasi pada sisi ekonomis sehingga metode Skogestad diberi nama *economic PWC*.

Prosedur desain PWC milik Skogestad sudah banyak diterapkan pada pabrik, seperti proses *tennessee eatman* oleh Ridwan Setiawan [13], *grinding mill circuits* oleh J. D. le Roux [14], *thermal power plant* oleh Hao Fei [15], dimana hasil akhir yang didapat adalah menurunkan penggunaan konsumsi energi sehingga mempengaruhi sisi ekonomis dari plant tersebut.

Berdasarkan penjelasan mengenai metode *plantwide control*, maka pada tugas akhir ini akan menerapkan metode *plantwide control* pada *cryogenic gas processing* dengan tujuan melakukan perancangan, menganalisis dampak energi dan ekonomi serta menjaga kestabilan sistem akibat adanya gangguan.

1.2 Rumusan Masalah

Permasalahan penelitian yang diangkat dalam pengerjaan tugas akhir ini antara lain.

1. Bagaimana merancang *plantwide control* yang diterapkan pada *Cryogenic Gas Processing* menggunakan *joule-thomson valve*?
2. Bagaimana dampak penerapan *plantwide control* pada *Cryogenic Gas Processing* menggunakan *joule-thomson valve* terhadap kuantitas dan kualitas produk, penggunaan energi, serta sisi ekonomi yang lain?

1.3 Tujuan

Tujuan penelitian yang ingin dicapai dalam pengerjaan tugas akhir ini antara lain.

1. Melakukan perancangan *plantwide control* yang diterapkan pada *Cryogenic Gas Processing* menggunakan *joule-thomson valve*
2. Mengetahui dampak penerapan *plantwide control* pada *Cryogenic Gas Processing* menggunakan *joule-thomson valve* terhadap kuantitas dan kualitas produk, penggunaan energi, serta sisi ekonomi yang lain

1.4 Lingkup Kerja

Ruang lingkup dalam tugas akhir ini adalah pertama mengumpulkan data mulai dari *Process Flow Diagram*, *Piping & Instrumentation Diagram*, serta *datasheet* dari *Cryogenic Gas Processing* plant pada *JT case*. Setelah data yang diperlukan telah didapat selanjutnya dimodelkan pada software Aspen Hysys V8.8. Kemudian akan dibuat perancangan strategi kontrol menggunakan metode *plantwide control* (PWC). Metode PWC yang digunakan menggunakan karya Luyben dan Skogestad. Fungsi objektif yang digunakan pada tugas akhir ini adalah untuk memaksimalkan

profit. Kemudian pada tahap akhir akan dilakukan pengujian performansi kestabilan sistem akibat adanya uji gangguan 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 Teori Penunjang

Bab II ini dibahas mengenai teori-teori yang berkaitan dengan penelitian yang akan dilakukan, seperti kolom distilasi *Cryogenic Gas Separation Processing* (CGSP), DOF, FOPDT 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 data hasil penelitian dari perancangan PWC pada *Cryogenic Gas Processing*, hasil analisis dari segi penggunaan energi dan ekonomi serta analisis hasil uji kestabilan *plant*.

BAB V Kesimpulan dan Saran

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

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Kolom Distilasi

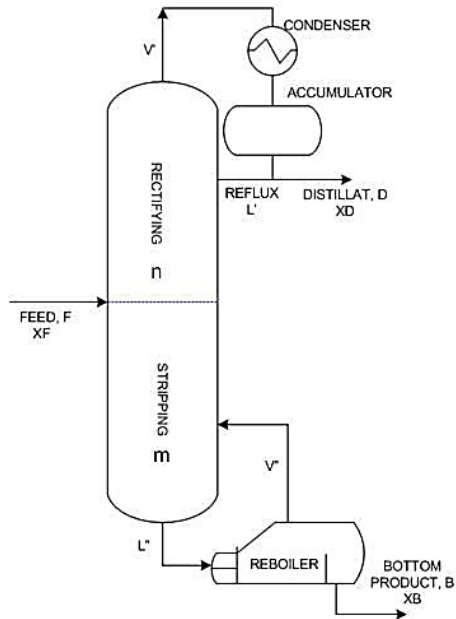
Kolom distilasi merupakan unit operasi yang sangat penting pada proses kimia seperti pemurnian dan pemisahan dalam industry minyak dan gas [16]. Prinsip pemisahan fraksi atau komposisi pada kolom distilasi berdasarkan perbedaan volatilitas.

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. Jumlah energi yang besar untuk kolom distilasi berdampak pada biaya operasional dari industry tersebut [17]. Energi untuk mengubah campuran fluida dengan fase cair ke uap dan mengubah uap kembali menjadi cair terjadi 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 dimana 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.

Pada cryogenic gas processing terdapat satu kolom distilasi yaitu deetanizer yang digunakan untuk memisahkan fraksi methane, ethane dari campuran gas lainnya..

Berikut merupakan gambaran sederhana dari kolom distilasi.



Gambar 2. 1 Bagian-bagian kolom distilasi [18]

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

dimana:

F = laju aliran umpan

D = laju aliran distilat

B = laju aliran produk bawah

dengan kesetimbangan massa komponen kolom distilasi sebagai berikut:

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

dimana:

X_F = fraksi umpan

X_D = fraksi distilat

X_B = fraksi produk bawah

Sedangkan kesetimbangan massa total pada kondensor dan refluks dapat dirumuskan sebagai berikut:

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

dimana:

V_T = laju aliran uap keluaran kolom atas

L = laju aliran refluks

Dan 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} merupakan fraksi dari uap keluaran kolom distilasi.

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

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

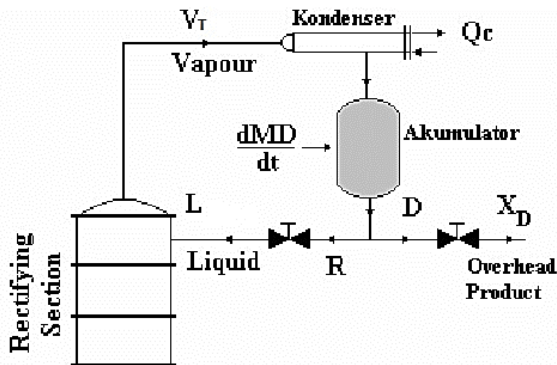
dimana:

h_{V_T} = entalpi pada uap keluaran kolom atas

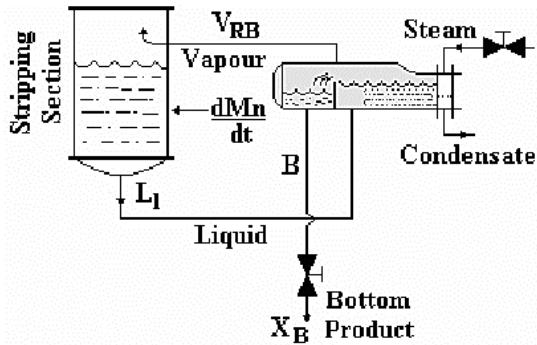
h_D = entalpi pada distilat

h_L = entalpi pada refluks

Q_C = laju aliran panas kondensor



Gambar 2. 2 Kesetimbangan massa pada kondensor dan *reflux drum* [18]



Gambar 2. 3 Kestimbangan massa pada *reboiler* dan *base* kolom [18]

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 kolom bawah

V_{RB} = laju aliran *steam reboiler*

dengan 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*

dan 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 kolom bawah

h_{RB} = entalpi *steam reboiler*

h_B = entalpi produk bawah

Q_B = laju aliran panas pada *reboiler*.

Pada proses fraksinasi terdapat tiga kolom distilasi yaitu *deethanizer*, *depropanizer*, dan *debutanizer* yang digunakan

untuk memisahkan fraksi metana, etana, propana, dengan butana dan hidrokarbon yang lebih tinggi.

2.2 Cryogenic Gas Processing

Masukan *Cryogenic Gas Processing* merupakan keluaran dari proses *Inlet Gas Cooler* yang mengandung berbagai senyawa hidrokarbon yaitu C1 sampai C19, hidrogen sulfida (H₂S) karbon dioksida (CO₂) dan uap air (H₂O). Tujuan dari proses ini adalah untuk memisahkan senyawa C1 (Metana) dan C2 (Etana) dari kandungan senyawa lain. *Cryogenic Gas Processing* memiliki dua buah keluaran, top product berupa etana dan bottom product berupa senyawa propane dan lainnya yang nantinya akan diproses pada Depropanizer. Keadaan operasi dari *cryogenic gas processing* ini ada dua yaitu keadaan normal dan keadaan menggunakan *joule-thomson valve*.

2.3 Peng-Robinson

Equation of state (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.

Terdapat beberapa macam *equation of state* salah satunya yaitu *Peng-Robinson equation of state* yang dinyatakan dalam rumus di bawah ini.

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

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

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

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

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

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

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.

Persamaan Peng-Robinson ditemukan pada tahun 1976 untuk menyempurnakan persamaan sebelumnya di *University of Alberta* oleh Ding-Yu Peng dan Donald Robinson untuk memenuhi tujuan berikut:

- 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.

2.4 Plantwide Control

Plant wide 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 plant wide control antara lain adalah adanya material recycle, integrasi panas dan komponen kimia yang beragam. Adapun tujuan dari plant wide control sendiri antara lain 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 plant wide control yang dikembangkan. Dua prosedur yang cukup populer di industri saat ini adalah prosedur plant wide control karya Luyben dan prosedur pengendalian plantwide karya Skogestad.

Pada tugas akhir kali ini, prosedur pengendalian plantwide yang digunakan adalah karya Skogestad. Dimana langkah – langkah penerapannya terbagi menjadi 2 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 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 . Sedangkan variabel sekunder adalah variabel yang mudah diukur dan sensitivitasnya tinggi sehingga dapat menghasilkan respon yang cepat .

Berikut ini adalah langkah – langkah penerapan pengendalian plantwide karya Skogestad.

Analisa Top-Down

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

Analisa Bottom-up

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

2. Memilih struktur pada tingkat pengawasan atau supervisory dengan mempertimbangkan pasangan variabel proses, variabel manipulasi dan juga penentuan pengendali, apakah dengan menggunakan struktur pengendali yang terdesentralisasi atau pengendali multi-variabel.
3. Memilih struktur pada tingkat optimisasi yang berfungsi untuk menentukan set point optimum pada proses.

Penentuan jumlah derajat kebebasan (DOF) pada kedua metode PWC didapat dari hasil pengurangan jumlah variabel pada proses dikurangi jumlah persamaan pada sistem seperti persamaan (2.13) dan persamaan (2.14) yang telah dijelaskan.

2.5 Degrees of Freedom

Pada prinsipnya, semua sistem yang ada dapat dipresentasikan melalui persamaan matematika yang terdiri dari variabel *degrees 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 (2.13)

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

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.

Dalam mendesain struktur kontrol, analisis DOF dikenal sebagai *control degrees 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 (2.14) sebagai berikut.

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

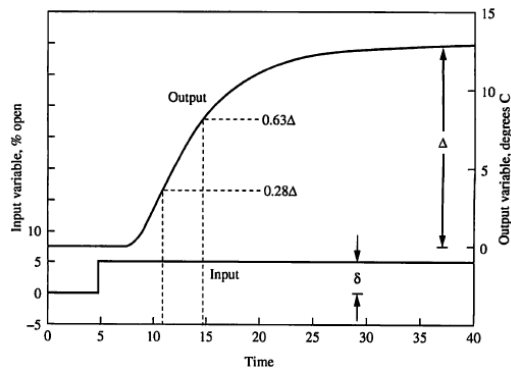
dimana :

- $N_{streams}$: 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

Safari dan Eslamloueyan telah mengembangkan penelitian terkait dengan persamaan CDOF. Hasilnya didapatkan bahwa persamaan tersebut berhasil diterapkan baik pada unit yang sederhana seperti pada *distillation column* hingga proses yang kompleks seperti *vinyl acetate process*.

2.6 First Order Plus Death Time

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 2.7 sebagai berikut.



Gambar 2. 4 Grafik respon sistem [19]

Dari grafik respon sistem pada gambar 2.7, maka akan didapatkan fungsi transfer FOPDT pada persamaan (2.15) sebagai berikut [9]:

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

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).

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

Untuk τ (*time constant*) didapatkan dari Persamaan (2.19) sebagai berikut.

$$\tau = 1,5 (t_{63\%} - t_{28\%}) \quad (2.20)$$

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 θ (*dead time*) adalah perbedaan waktu dari respon *output controller* pada saat sinyal step diberikan hingga respon proses mulai bergerak. Atau bisa dituliskan pada Persamaan (2.18) berikut.

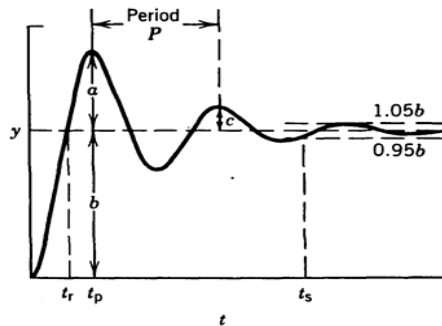
$$\theta = t_{63\%} - \tau \quad (2.21)$$

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 *Gas Processing Facility (GPF) Plant*.

2.7 Analisa Performansi Pengendali

Analisis performansi pengendali merupakan analisis yang dapat dilakukan secara kuantitatif dan kualitatif pada hasil respon sistem dari pengendali. Analisis kuantitatif dapat dilakukan dengan minimal mencari tiga karakteristik antara lain *maximum overshoot*, *settling time* dan eror *steady state*. Sedangkan analisis kualitatif dengan mencari nilai *Integral Absolute Error (IAE)* Pada Gambar 2.8 ditunjukkan parameter-parameter yang digunakan dalam melakukan analisis performansi pengendali.



Gambar 2. 5 Respon pengendali

Berdasarkan Gambar 2.8 di atas, parameter yang dibutuhkan dalam melakukan analisa performansi pengendali antara lain:

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

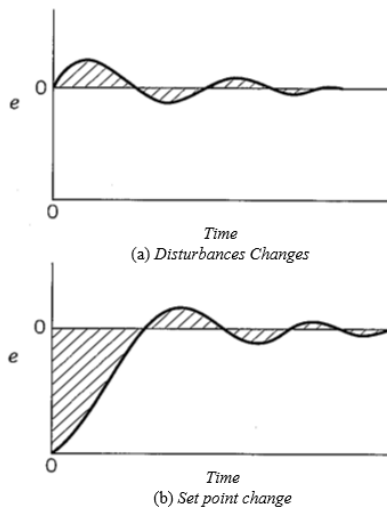
$$M_p = \frac{a}{b} \times 100\% \quad (2.22)$$

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

- d. Nilai IAE adalah penjumlahan nilai *absolute error* dari *output* proses, nilai IAE di interpretasikan pada area yang diarsir seperti pada Gambar 2.9. Nilai IAE dihitung seperti pada persamaan (2.17) berikut.

$$IAE = \int_0^{\infty} |e(t)| dt \quad (2.23)$$

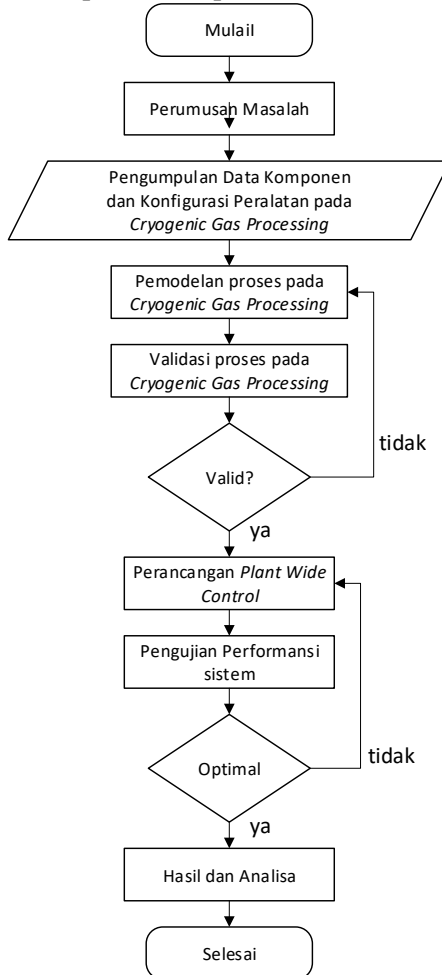
Ilustrasi perhitungan IAE akan dijelaskan pada Gambar 2.9 berikut.



Gambar 2. 6 Interpretasi IAE pada (a) uji *disturbance*, dan (b) uji *set point*

BAB III METODOLOGI PENELITIAN

Penelitian pada tugas akhir ini dirancang pada beberapa tahapan, yang digambarkan pada diagram alir seperti pada berikut. Tahapan tersebut meliputi beberapa hal berikut:



Gambar 3. 1 Diagram alir penelitian

3.1 Pengumpulan Data Komponen dan Konfigurasi peralatan pada *Cryogenic Gas Separation Processing*.

Tahap mengumpulkan data merupakan data yang langkah yang pertama dilakukan. Data yang diperlukan berupa dokumen Process Flow Diagram (PFD), Piping and Instrumentation Diagram (P&ID) serta datasheet peralatan seperti control valve, pump, heat exchanger dan separator pada setiap unit yang terdapat pada Cryogenic Gas Processing (CGP) Data tersebut selanjutnya akan digunakan untuk memodelkan plant agar dapat mengetahui gambaran proses secara umum menggunakan software HYSYS.

Kolom Deethanizer berdasarkan kondisi desain

Kolom *Deethanizer* memiliki spesifikasi sebagai berikut

Ukuran : 2350 mm /1600 mm x 43287 mm

Jumlah Tray : 50 (*tray feed* : 15 & 40)

Dari *process flow diagram* dan *datasheet* kolom *deethanizer* diperoleh kondisi masing-masing stream dan komposisinya. Detail kolom *deethanizer* dapat dilihat pada tabel di bawah ini.

Tabel 3. 1 Data spesifikasi kolom deethanizer

Spesifikasi	<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
<i>Operating Press. (barg)</i>	21.6	21.9
<i>Operating Temp. (°C)</i>	-80.89	74.4

Tabel 3. 2 Parameter dan data aliran produk pada kolom *deethanizer*

Variabel	<i>Unit</i>	<i>Distilate</i>	<i>Bottom</i>
<i>Flowrate</i>	kg/hr	126657	13648
<i>Temperature</i>	°C	-39.1	116.4
<i>Pressure</i>	bar	25.7	26.1
<i>Composition</i>	H ₂ S	0.001	0
	C _o 2	2.779	0.004
	Nitrogen	1.897	0
	Methane	86.096	0.004
	Ethane	5.522	0.566
	Propane	3.161	29.006
	i-butane	0.342	21.310

Variabel	Unit	Distilate	Bottom
	n-butane	0.197	27.626
	i-pentane	0.003	10.176
	n-pentane	0	6.302
	n-hexane	0	3.745
	n-heptane	0	0.815
	n-octane	0	0.335
	n-nonane	0	0.054
	n-decane	0	0.040
	n-C11	0	0.013
	n-C12 +*	0	0.004
	Total	100	100

Tabel 3. 3 Parameter dan data aliran feed pada kolom *deethanizer*

Variabel	Unit	Feed 1	Feed 2
<i>Flowrate</i>	kg/hr	133597	10720
<i>Temperature</i>	^o C	-36.2	44.2
<i>Pressure</i>	bar	26.1	26.8
<i>Composisition</i>	H ₂ S	0.001	0.002
	C _o 2	2.739	2.775
	Nitrogen	1.861	0.375
	Methane	84.770	42.103
	Ethane	5.536	10.105
	Propane	3.476	17.270
	i-butane	0.759	7.386
	n-butane	0.740	9.534
	i-pentane	0.172	4.282
	n-pentane	0.093	2.937
	n-hexane	0.031	2.308
	n-heptane	0.003	0.580
	n-octane	0.001	0.256
	n-nonane	0	0.043

Variabel	Unit	Feed 1	Feed 2
	n-decane	0	0.032
	n-C11	0	0.010
	n-C12 +*	0	0.003
	Total	100	100

Tabel 3. 4 Tabel spesifikasi beban kolom *deethanizer*

Unit	Kondensor (dari spesifikasi)	<i>Reboiler</i> (dari perhitungan Q_{hotoil})
kW	1696	2124.16
Type	<i>Air Cooler</i>	<i>Kettle</i>

3.2 Pemodelan Proses Kolom pada Cryogenic Gas Separation Processing.

Data mengenai *Cryogenic Gas Processing* yang telah didapat dari langkah pertama selanjutnya akan disimulasikan atau dimodelkan pada *software* HYSYS. Pemodelan tersebut dibuat dengan menggunakan proses kesetimbangan massa dan kesetimbangan energi yang telah ada pada *software* HYSYS.

Prosedur dalam melakukan simulasi pemodelan *plant* pada *software* HYSYS sebagai berikut.

- a. Memasukkan semua data komponen proses
- b. Memilih model *fluid package* yang sesuai dengan data komponen dan proses. Pada proses CGP, *fluid package* yang akan digunakan sebagai model dalam penelitian ini adalah Peng-Robinson.
- c. Mengisi data umpan yang terdiri data properti serta komposisinya. Data properti yang dimasukkan minimal terdiri dari tiga parameter proses, diantaranya tekanan, suhu, dan laju aliran. Untuk parameter yang lain akan dihitung melalui pemodelan *fluid package* Peng-Robinson yang dilakukan secara otomatis oleh *software* HYSYS.
- d. Apabila data yang dimasukkan telah sesuai, maka mulai merancang diagram alir proses (*process flow diagram*) dari CGP. Perancangan diambil berdasarkan diagram alir proses CGP.

- e. Apabila terdapat eror, maka dilakukan analisis proses agar pemodelan dengan menggunakan software HYSYS dapat konvergen dalam keadaan *steady state*.

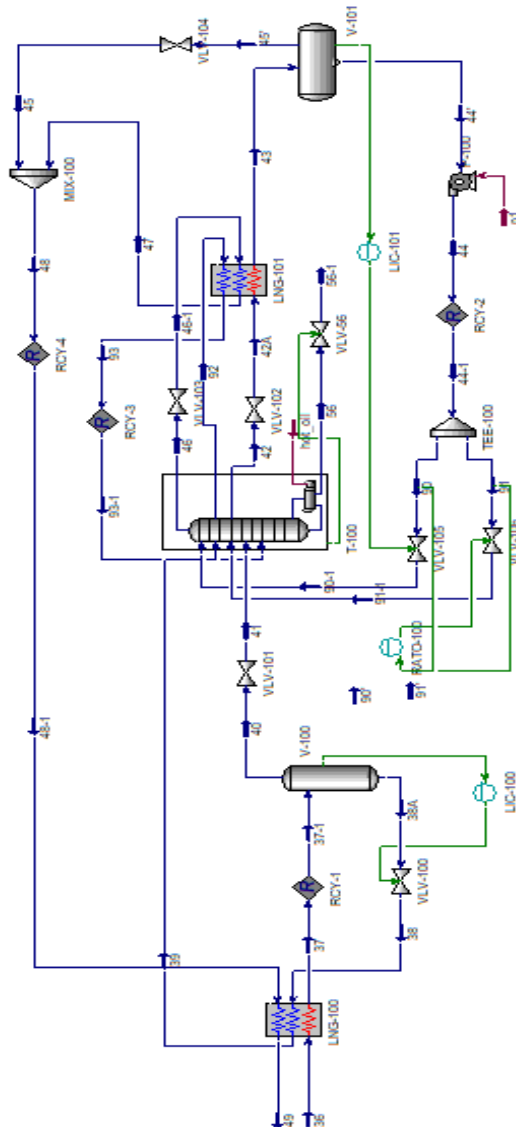
Demikian merupakan prosedur pembuatan proses Cryogenic Gas Processing pada keadaan *steady state* atau pada kondisi tidak bergerak terhadap waktu. Pada kondisi ini selanjutnya akan dilakukan validasi proses terhadap data PFD yang akan dijelaskan pada bagian selanjutnya. Secara umum sebuah proses akan berubah seiring berjalan waktu maka langkah selanjutnya adalah mengubah proses ke dalam kondisi dinamik. Prosedur untuk mengubah proses menjadi keadaan dinamik adalah sebagai berikut.

- a. Melakukan *sizing* terlebih dahulu pada setiap peralatan dan semua *valve*. Untuk jenis kolom distilasi dilakukan *sizing* tray terlebih dahulu.
- b. Memastikan bahwa tidak ada stream yang bebas.
- c. Memasang pengendali pada proses sesuai perhitungan CDOF yang telah dilakukan
- d. 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*.
- e. Kemudian program dijalankan dan dilakukan analisis sesuai yang diinginkan.
- f. Apabila terdapat respon proses yang belum stabil maka dilakukan tuning PID atau ditambahkan strategi pengendalian yang lain.

Apabila proses dinamik telah berjalan, maka selanjutnya diidentifikasi dengan pemodelan *first order plus dead time* (FOPDT) sesuai persamaan yang telah dituliskan pada persamaan (2.17-2.21).

Berikut adalah hasil pemodelan Cryogenic Gas Processing

Pemodelan LPGF menggunakan HYSYS



Gambar 3. 2 Simulasi HYSYS CGP

3.3 Validasi Proses Cryogenic Gas Separation Processing.

Model yang telah dibuat divalidasi dengan kondisi operasi. Hasil pemodelan dan validasi untuk kolom *deethanizer*, *inlet gas exchanger* dan *deethanizer reflux exchanger* dengan memberikan umpan dan energi yang sama menghasilkan distilat dan produk bawah seperti tertera pada Tabel 3.1 – 3.4

Tabel 3. 5 Hasil validasi pada aliran produk distilat kolom *deethanizer*

Variabel	Unit	Data Desain	Simulasi	Error
Laju Aliran	kg/h	126657	126657	0%
Temperatur	°C	-39.1	-39.36	0.67%
Tekanan	barg	25.7	25.7	0%
Komposisi	% mole	5.522	5.54	2.2%

Tabel 3. 6 Hasil validasi pada aliran produk bawah kolom *deethanizer*

Variabel	Unit	Data Desain	Simulasi	Error
Laju Aliran	kg/h	13648	13642.5	0%
Temperatur	°C	116.4	117.1	0.6%
Tekanan	barg	26.1	25.97	0.5%
Komposisi	% mole	0.566	0.14	5%

Tabel 3. 7 Hasil validasi pada keluaran *inlet gas exchanger*

Properti	Data Desain	Simulasi	Error
Stream 37 (aliran stream menuju Cold Separator)			
<i>Temperature</i> (°C)	-11.8	-12.14	2.8%
<i>Pressure</i> (bar_g)	68.2	68.2	0%
<i>Mass Flow</i> (kg/h)	144317	144317	0%
Stream 49 (produk etana)			
<i>Temperature</i> (°C)	44.2	44.47	0.6%
Properti	Data Desain	Simulasi	Error
<i>Pressure</i> (bar_g)	24.7	24.7	0%

<i>Mass Flow</i> (kg/h)	130670	130700	0%
Stream 39 (feed 2 kolom <i>deethanizer</i>)			
<i>Temperature</i> (°C)	44.2	44.14	0.1%
<i>Pressure</i> (bar_g)	26.8	26.8	0%
<i>Mass Flow</i> (kg/h)	10720	10824.91	0.1%

Tabel 3. 8 Hasil validasi pada keluaran *deethanizer reflux exchanger*

Properti	Data Desain	Simulasi	Error
Stream 43 (aliran menuju <i>deethanizer reflux accumulator</i>)			
<i>Temperature</i> (°C)	-37.5	-37.68	0.5%
<i>Pressure</i> (bar_g)	25	25.1	0.4%
<i>Mass Flow</i> (kg/h)	11518	11517.8	0%
Stream 47 (aliran menuju MIXER sebagai produk)			
<i>Temperature</i> (°C)	-32.5	-33.31	2.4%
<i>Pressure</i> (bar_g)	25.4	25	1.5%
<i>Mass Flow</i> (kg/h)	126657	126657	0%
Stream 93 (aliran sebagai recycle menuju kolom <i>deethanizer</i>)			
<i>Temperature</i> (°C)	13.5	13.74	1.78%
<i>Pressure</i> (bar_g)	26.4	25.7	2.6%
<i>Mass Flow</i> (kg/h)	11078	11078	0%

Pemodelan proses hasil simulasi pada kondisi *steady state* untuk aliran pada produk distilat, aliran pada produk bawah, keluaran *inlet gas exchanger* dan *deethanizer reflux exchanger* 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 Plantwide Control

Merancang sistem *Cryogenic Gas Processing* memodifikasi 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 agar kestabilan *plant* terjamin. Pada metode modifikasi ini, akan menghubungkan kedua bagian utama pada PWC milik Sigurd Skogestad tersebut. Berikut langkah-langkahnya:

a) Penentuan Fungsi Objektif

Pemilihan fungsi objektif pada penelitian ini mengacu pada sisi ekonomi, yakni profit dan biaya. Pada CGP, dapat dibagi menjadi :

- Profit dari hasil penjualan produk, yakni laju produksi produk (metana dan etana).
- Biaya dari energi yang digunakan reboiler pada kolom distilasi deethanizer.

Sehingga, fungsi objektif yang digunakan adalah kualitas dan kuantitas yang maksimum dari setiap produk (metana dan etana) dan penggunaan energi pada *reboiler* yang seminimal mungkin dengan batasan kualitas minimum pada produk serta energi maksimal yang dapat dihasilkan oleh *reboiler* kolom distilasi deethanizer.

Penentuan fungsi objektif ini mengambil fungsi objektif milik Skogestad dikarenakan fungsi objektif milik Luyben masih belum mempertimbangkan sisi ekonomi. Berikut adalah persamaan fungsi objektif yang digunakan dalam PWC ini.

Jmax = Hasil Jual Produk – Biaya operasi Reboiler

Pada fungsi objektif ini, harga energi mengacu pada referensi standar OPEC untuk energi yang digunakan berupa harga etana (0.6 U\$/gal) dan biaya operasional 0.065 U\$/kW.

Pada fungsi objektif ini, dipilih batasan berupa kualitas dari komposisi produk. Untuk batasan komposisi etana, sesuai dengan desain CGP plant, yakni 0,05721

b) Menentukan CDOF

Control Degree of Freedom merupakan jumlah minimal kontroler yang harus terpasang pada plant. Dalam menentukan jumlah CDOF menggunakan persamaan 2.16 dan setelah dilakukan perhitungan didapat nilai sebesar

tujuh. Pada plant terdapat lima buah *inventory control*, tiga elemen level cairan yang harus dikendalikan yaitu terletak pada *cold separator*, *deethanizer column* dan *reflux accumulator* serta dua elemen laju aliran yang harus dikendalikan yaitu *recycle* pada *inlet deethanizer column* (stream 91) dan keluaran dari *deethanizer column* (stream 42). Selanjutnya karena masih tersisa dua buah pengendali, maka dipasang pengendalian temperature pada reboiler kolom deethanizer dan pengendalian analyzer atau komposisi ethane pada produk bawah dan distilat dari kolom. Jumlah pengendali baik *inventory control* dan *quality control* sudah memenuhi perhitungan CDOF. Tabel perhitungan CDOF dapat dilihat pada lampiran C.

- c) Penentuan laju produksi (*throughout manipulator*)
 Lokasi *throughout manipulator* (TPM) tidak berubah dari desain CGP sebelumnya, yakni berada pada laju aliran keluaran *choke valve* yang berada setelah sumur (*well*). Penentuan laju produksi ini sama dengan milik Skogestad dan Luyben.
- d) Penentuan variabel ekonomi (*economical controlled variable*)
 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 produk bawah serta energi yang dihasilkan *reboiler* pada kolom distilasi deethanizer.
 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 *reboiler* kolom deethanizer serta laju aliran produk yang optimum dengan kualitas distilat dan produk bawah tetap terjaga.

e) 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 berupa *level* pada kolom distilasi pada CGP, temperatur pada *heat exchanger* kolom *deethanizer*, serta gangguan yang terjadi adalah laju komponen dari *umpan* dalam keadaan aktual.

Tabel 3. 9 Gangguan yang diberikan pada CGP plant ketika feed dinaikan 5%

Gangguan	Nilai
Laju aliran 39 (kg/h)	11256
Laju aliran 41 (kg/h)	140276.8

Tabel 3. 10 Gangguan yang diberikan pada CGP plant ketika feed diturunkan 5%

Gangguan	Nilai
Laju aliran 39 (kg/h)	10184
Laju aliran 41 (kg/h)	126917.1

f) Lapisan pengendalian *supervisory*

Pengendali *supervisory* yang dipilih pada penelitian ini adalah *decentralized supervisory 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 dipakai adalah *decentralized supervisory control* yang sudah tersedia pada HYSYS dengan menggunakan data *first order model* yang telah divalidasi. Model dan hasil validasi data *first order*

model dapat dilihat pada tabel 3.11. Grafik pengambilan data G1.1, G1.2, G2.1 dan G2.2 dapat dilihat pada lampiran A.

Tabel 3. 11 *Gain (Kp) dan time constant (τ) proses CGP*

Kolom Distilasi	Gain	Kp	τ (menit)	θ
Kolom <i>Deethanizer</i>	G11	7.9×10^{-5}	21.83	157.83
	G12	1.5×10^{-4}	98.7	53
	G21	1.59×10^{-4}	11	190
	G22	55.2×10^{-4}	100.5	58

3.5 Pengujian Performansi Sistem dan Analisa

Pengujian PWC dengan memberikan gangguan pada umpan sesuai dengan kenyataan di lapangan dan melihat respon pada komposisi distilat, laju aliran distilat, dan pemakaian energinya terhadap umpan.

BAB IV ANALISIS DATA DAN PEMBAHASAN

4.1 Analisa Hasil Optimisasi

Optimisasi yang telah dilakukan dengan memberikan kenaikan dan penurunan laju aliran umpan masing-masing sebesar 5% dari 144317 kg/h menjadi 151532.85 kg/h dan 137101.15 kg/h. Perancangan PWC pada CGP akan dibandingkan dengan sistem PID yang digunakan pada CGP kondisi operasi *Joule Thomson valve*.

Tabel 4. 1 Perbandingan laju produk pada sistem CGP

Uji Gangguan	Strategi Kontrol	Laju Aliran Feed (kg/h)	Laju Aliran Produk (kg/h)
Feed naik 5%	PID	151532.9	136025.3
	MPC	151532.9	136270.8
Feed turun 5%	PID	137101.2	123423.9
	MPC	137101.2	123706.4

Perubahan laju aliran produk etana saat feed dinaikan sebesar 5% mengalami peningkatan sebanyak 0.1% untuk *plantwide control* dibandingkan dengan kondisi PID. Sedangkan perubahan laju aliran produk etana ketika feed diturunkan sebesar 5% mengalami peningkatan sebanyak 0.22% untuk *plantwide control* dibandingkan dengan kondisi PID.

Tabel 4. 2 Perbandingan penggunaan energi pada sistem CGP pada kolom distilasi

Feed	Energy Reboiler (kJ/h)		Pompa (kJ/h)	
	PID	MPC	PID	MPC
Turun 5%	5760000	5004291	6635.484	6635.484
Naik 5%	5819914	4990572	6635.484	6635.484

Penurunan energi terjadi pada kolom deethanizer setelah penerapan *plantwide control* pada CGP khususnya terjadi pada reboiler. Pada saat feed dinaikan 5%, penggunaan energi reboiler turun 14.25 % sedangkan saat feed diturunkan 5% penggunaan energi reboiler turun sebesar 13.12%. Penggunaan energi pada

CGP ada dua yaitu pompa dan reboiler. Penggunaan energi pompa pada kedua kondisi baik *plantwide control* maupun PID sama yaitu sebesar 6635.484 kJ/h. Sehingga jumlah penggunaan energi terendah didapat ketika menerapkan *plantwide control*. Grafik penggunaan energi dapat dilihat pada lampiran D.

Tabel 4. 3 Perbandingan profit dan biaya operasi pada sistem CGP

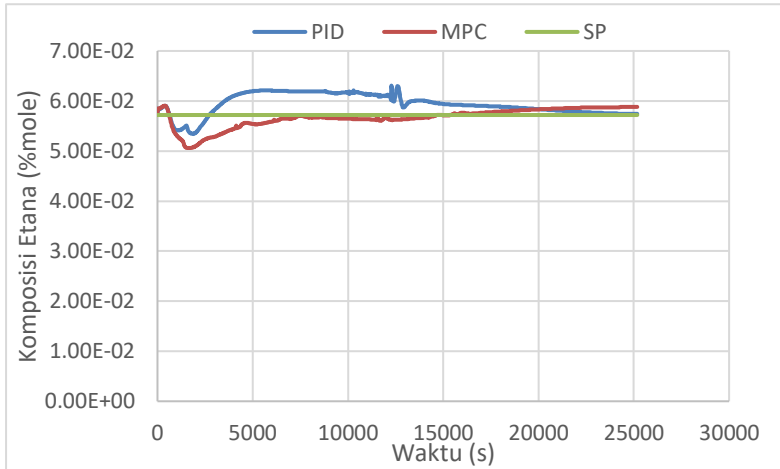
Perhitungan biaya (U\$/h)	Feed naik 5%		Feed turun 5%	
	PID	MPC	PID	MPC
Produk	21220	21258	19254.1	19298.2
Biaya Operasional	105	90	104	90.35
Profit	53.28		57.72	

Tabel 4.3 menunjukkan bahwa penerapan PWC pada *plant* akan mempengaruhi profit yang didapat sebagai fungsi objektif dari PWC. Pada saat feed naik sebesar 5%, profit yang didapat dari produk etana ketika menerapkan PWC sebesar 38.3 U\$/jam dan terjadi penurunan penggunaan energi sebesar 14.97 U\$/jam sehingga total profit yang didapat adalah 53.28 U\$/jam. Sedangkan untuk kondisi dimana feed diturunkan sebesar 5%, profit yang didapat dari produk etana sebesar 44.08 U\$/jam dan terjadi penurunan penggunaan energi sebesar 13.64 U\$/jam sehingga total profit yang didapat adalah 57.72 U\$/jam. Berdasarkan data diatas, baik dalam kondisi feed dinaikan maupun diturunkan 5%, penerapan *plantwide control* akan menambah profit dari industry sebagaimana fungsi objektif dair PWC tersebut.

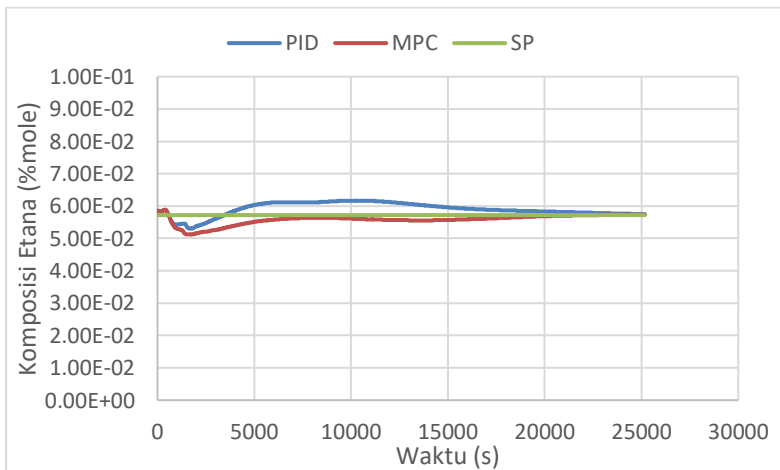
4.2 Pengujian Performansi Sistem dan Analisa

Performansi sistem setelah diterapkan PWC diuji dengan melihat fungsi objektifnya. Nilai fungsi objektif sendiri pada PWC didapat dengan merubah variabel pengganggu (*disturbance variable/DV*) dimana dalam tugas akhir ini adalah laju aliran yang turun sebesar 5% dan naik sebesar 5%.

Sedangkan performansi sistem dapat dilihat dari respon yang dimiliki oleh sistem terhadap gangguan yang diberikan.



Gambar 4. 1 Respon pada komposisi etana saat feed diturunkan 5%



Gambar 4. 2 Respon pada komposisi etana saat feed dinaikan 5%

Gambar 4.2 dan Gambar 4.3 menunjukkan respon komposisi etana pada distilat kolom *deethanizer* ketika diberi gangguan. Dari gambar tersebut, dapat diketahui bahwa respon pengendalian jika diberikan pengendalian PID sebagai regulatory control ditambah dengan *supervisory control* akan lebih mampu menjaga *set point*

yang diberikan. Hal ini dapat dilihat dari *maximum overshoot* yang lebih kecil dibandingkan dengan jika respon pengendalian hanya menggunakan PID.

Tabel 4. 4 Perbandingan karakteristik respon pada sistem CGP saat laju aliran umpan diturunkan 5%

<i>Kolom Distilasi</i>	Settling Time (menit)		Maximum Overshoot (%)		Error Steady State (%)	
	MPC	PID	MPC	PID	MPC	PID
<i>Deethanizer</i>	66.3	234	0	8.5	0	2.6

Tabel 4. 5 Perbandingan karakteristik respon pada sistem CGP saat laju aliran umpan dinaikan 5%

<i>Kolom Distilasi</i>	Settling Time (menit)		Maximum Overshoot (%)		Error Steady State (%)	
	MPC	PID	MPC	PID	MPC	PID
<i>Deethanizer</i>	71.6	235	0	7.8	0	0.5

Dari tabel 4.4 dan tabel 4.5 dapat dilihat karakteristik respon komposisi pada CGP. Respon yang ada cukup cepat untuk mencapai kondisi *steady-state* mengingat komposisi merupakan salah satu variabel yang paling lambat mengalami perubahan ditambah gangguan umpan yang diberikan. Pada kondisi feed diturunkan sebesar 5%, penggunaan PWC pada CGP plant menurunkan *settling time* pada kolom *deethanizer* sebesar 167.7 menit (turun 71.6%), menurunkan error steady state menjadi 0% serta mengalami penurunan nilai maximum overshoot menjadi 0%. Sedangkan pada kondisi feed dinaikan sebesar 5%, penggunaan PWC pada CGP plant menurunkan *settling time* pada kolom *deethanizer* sebesar 163.4 menit (turun 69.5%), menurunkan nilai maximum overshoot menjadi 0% serta memiliki nilai error steady state menjadi 0%.

BAB V PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Adapun kesimpulan yang didapatkan dari perancangan *plantwide control* pada *cryogenic gas separation* yakni sebagai berikut :

1. Penerapan *plantwide control* pada *Cryogenic Gas Processing* mampu meningkatkan profit sebesar 53.28 U\$/jam saat feed dinaikan sebesar 5%, dan 57.72 U\$/jam saat feed diturunkan sebesar 5%. Penerapan *plantwide control* berhasil menurunkan penggunaan energi sebanyak 14.97 U\$/jam saat feed dinaikan 5% dan mengalami penurunan energi sebanyak 13.64 U\$/jam saat feed diturunkan 5%.
2. Penerapan *plantwide control* pada *cryogenic gas separation* 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 antara lain :

1. Melakukan penelitian mengenai *plantwide control* dengan mempertimbangkan sisi ekonomi lain 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.
3. Melanjutkan penerapan *plantwide control* sampai *Liquified Fractination Train Plant*

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR PUSTAKA

- [1] H.-Y. Zhang, Q. Ji and Y. Fan, "What drives the formation of global oil trade patterns?," *Energy Economics*, 2015.
- [2] British Petroleum, "BP Statistical Review of World Energy," BP, UK, 2018.
- [3] N. Zhang, N. Lior and H. Jin, "The Energy Situation and its sustainable development strategy in China," *Energy*, vol. 36, pp. 3639 - 3649, 2011.
- [4] H. Hamed, I. A. Karimi and T. Gundersen, "Optimal Cryogenic Processes for Nitrogen Rejection from Natural Gas," *Computers and Chemical Engineering*, 2018.
- [5] H. S. N., Muzwar, A. K, Pamososuryo and E. Ekawati, "Pemodelan Kolom Distilasi Pabrik Petrokimia dengan Menggunakan Distributed Control System," *Otomasi Kontrol Instrumen*, vol. 6, no. 2, pp. 81-90, 2014.
- [6] P. E. Mark Pilling and P. E. Daniel R. Summers, "Optimizing distillation equipment and processes can improve both the profitability and the greenness of an operation," *Be Smart about Column Design*, pp. 32-38, November 2012.
- [7] T. R. Biyanto, "Cascade Control Using Soft Sensor for Aldehyde Column Energy Saving," *The Journal for Technology and Science*, vol. 18, no. 4, pp. 123-129, 2007.
- [8] D. Popov, K. Fikiin, B. Stankov, G. Alvarez, M. Youbi-Idrissi, A. Damas, J. Evans and T. Brown, "Cryogenic Heat Exchangers for Process Cooling and Renewable

- Energy Storage: A Review," *Applied Thermal Engineering*, 2019.
- [9] A. M. Yousef, W. M. El-Maghlany, Y. A. Eldrainy and A. Attia, "Upgrading biogas to biomethane and liquid CO₂: A novel cryogenic process," *Fuel*, vol. 251, pp. 611-628, 2019.
- [10] S. Skogestad, "Control Structure design for complete chemical plants," *Computers and Chemical Engineering*, vol. 28, 2004.
- [11] L. M.L, "Plant-wide Control Design Procedure," AIChE, 1997.
- [12] V. Minasidis, "Simple Rules for Economic Plantwide Control," *System Engineering and 25th European Symposium on Computer Aided Process Engineering*, 2015.
- [13] R. Setiawan, "PLantwide Operability Analysis based on a Network Perspective: a Study in the Tennessee Eastmen Process," in *International Symposium on Dynamics and Control*, 2019.
- [14] J. D. I. Roux, "Plant-wide control of grinding mill circuits: Top-down analysis," *IFAC-PapersOnLine*, 2016.
- [15] F. Hao and Q. Gu, "Optimization and control for thermal power plant based on plantwide control," in *2011 Int. Conf. Adv. Power System Automation Prot.*, 2011.
- [16] B. B. Andersen, R. F. Nielsen, I. A. Udugama, E. Papadakis, K. V. Gernaey, J. K. Huusom, S. S. Mansouri and J. Abildskov, "Intergrated Process Design and Control of Cyclic Distillation Columns," *IFAC PapersOnLine*, vol. 51, pp. 542-547, 2018.
- [17] Kiss and A. A., "Distillation Technology - still young

and full of breakthrough opportunities," *Chemical Technology and Biotechnology*, vol. 80, pp. 479-498, 2014.

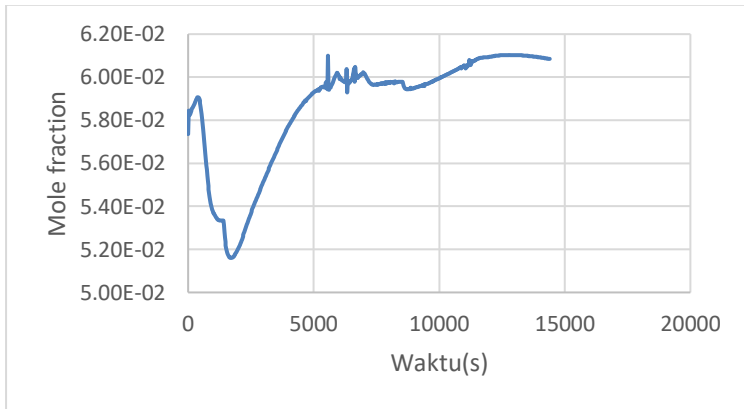
- [18] L. Robbins, *Distillation Control Optimization and Tuning Fundamentals and Strategies*, Boca Raton, 2011.
- [19] T. Marlin, in *Process Control Designing Processes and Control Systems for Dynamic Performance*, Iso 9001, 2001, pp. 1-17.

Halaman ini sengaja dikosongkan

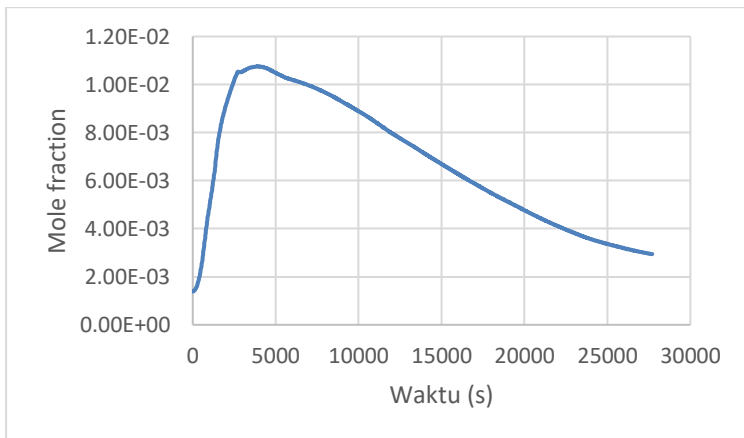
LAMPIRAN

A. Gain Model Predictive Control

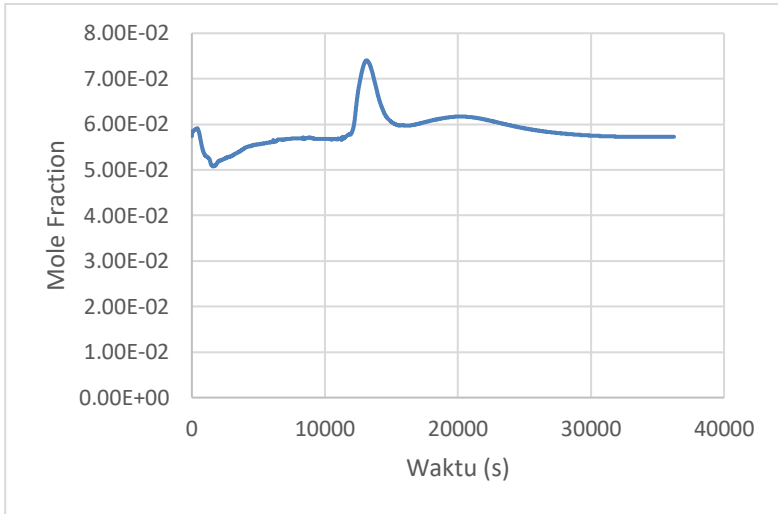
Berikut merupakan grafik hasil uji *open loop* untuk mendapatkan gain *first order plus death time* untuk masing – masing input dan output.



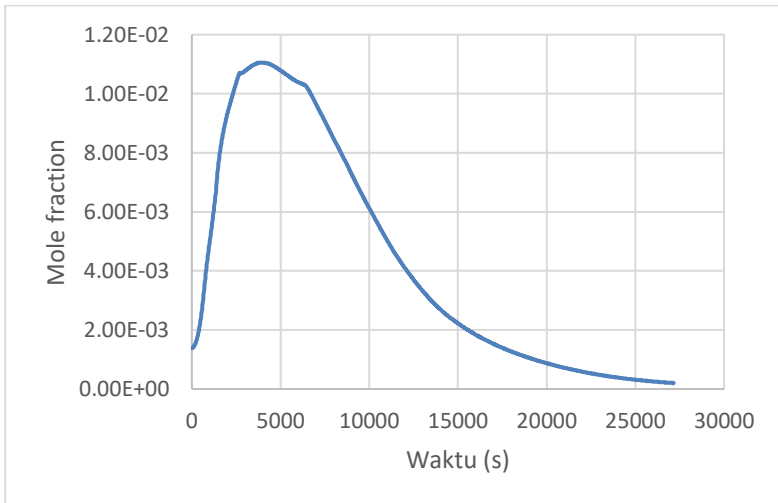
Gambar A. 1 Hasil respon uji disturbance G1.1 pada MPC



Gambar A. 2 Hasil respon uji disturbance G1.2 pada MPC



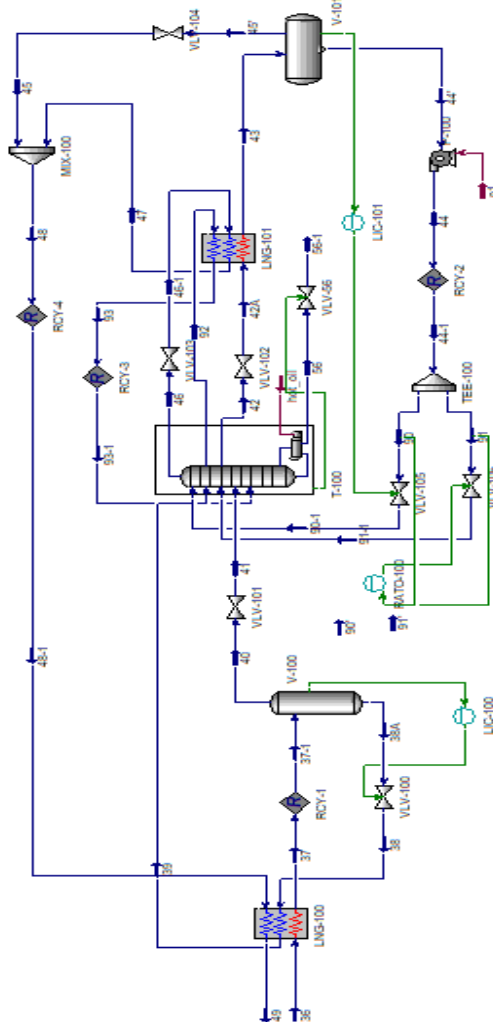
Gambar A. 3 Hasil respon uji disturbance G2.1 pada MPC



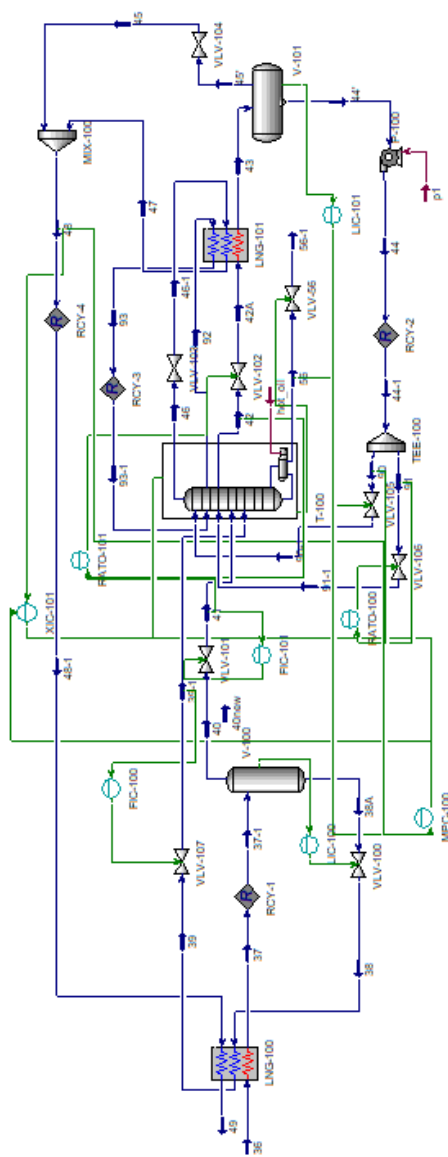
Gambar A. 4 Hasil respon uji disturbance G2.2 pada MPC

B. Pemodelan HYSYS

Berikut merupakan pemodelan design pada software Asepen HYSYS v8.8 saat keadaan *steady state* dan dinamik.



Gambar B. 1 Pemodelan CGP saat *steady state*



Gambar B. 2 Pemodelan CGP saat dinamik

C. Perhitungan CDOF

Berikut merupakan data perhitungan *Control Degree of Freedom*

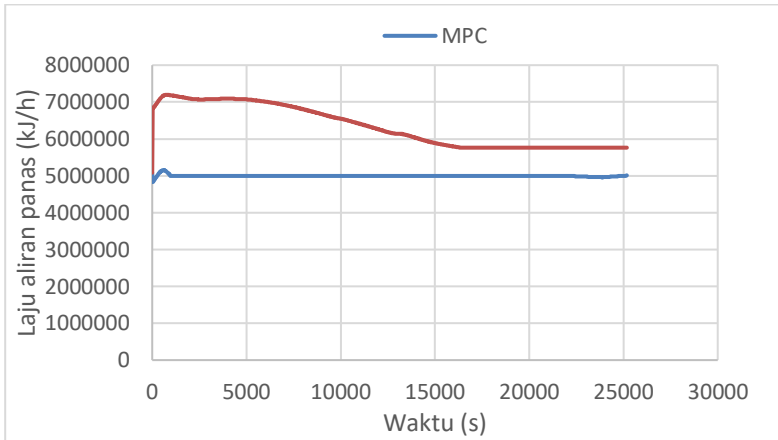
Tabel C. 1 Hasil perhitungan CDOF

EQUIPMENT	N RESTRAINING	N REDUNDANT
LNG-100	3	0
V-100	0	0
VLV-100	1	0
VLV-101	1	0
T-100	0	2
VLV-102	1	0
VLV-103	1	0
VLV-105	1	0
VLV-106	1	0
VLV-107	1	0
LNG-101	3	0
VLV-104	1	0
V-101	0	0
P-100	1	0
MIX-100	1	0
VLV-REB	1	0
TEE-100	1	0
VLV	1	0
TOTAL	19	2

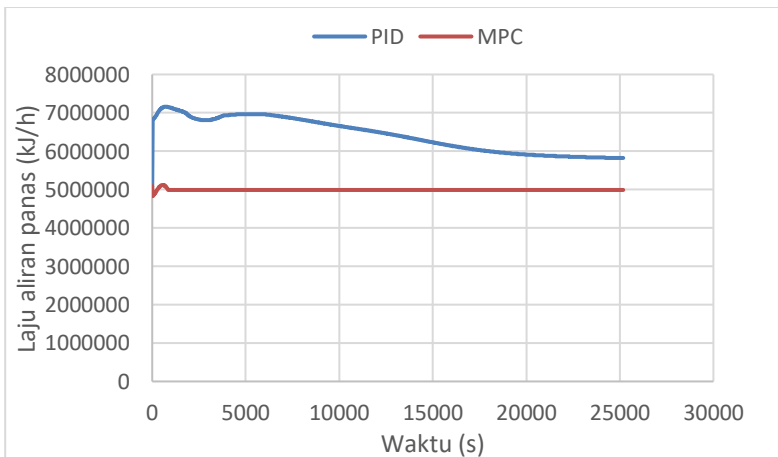
Hasil perhitungan *restraining dan redundant* yaitu 19 dan 2 dimana jika dijumlahkan menjadi 21. Sedangkan jumlah stream pada CGP yaitu 30. Maka didapatkan nilai CDOF yaitu 9.

D. Grafik Penggunaan Energi pada Reboiler

Berikut merupakan grafik perbandingan penggunaan energi ketika feed pada kolom dinaikan sebesar 5% dan diturunkan sebesar 5%



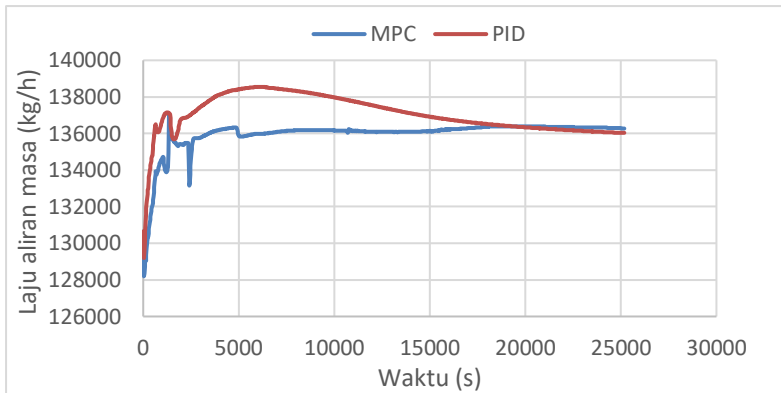
Gambar D. 1 Perbandingan penggunaan energi pada Reboiler ketika feed diturunkan sebesar 5%



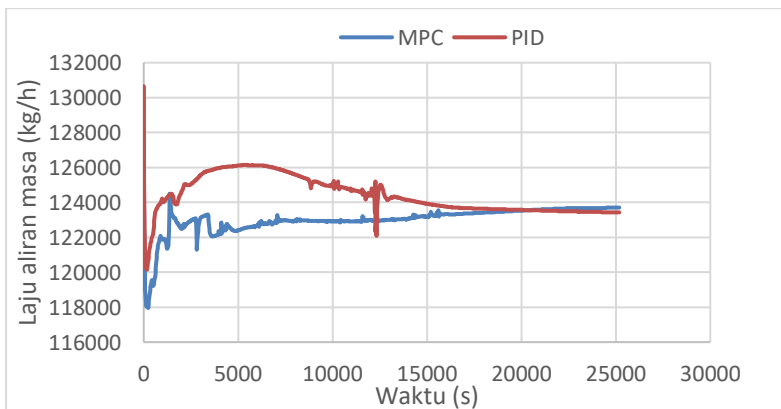
Gambar D. 2 Perbandingan penggunaan energi pada Reboiler ketika feed dinaikan sebesar 5%

E. Grafik Laju aliran masa pada produk distilat kolom distilasi

Berikut merupakan grafik perbandingan produk distilat pada kolom distilasi saat keadaan feed dinaikan dan diturunkan sebesar 5%



Gambar E. 1 Perbandingan laju aliran masa etana pada produk distilat kolom deethanizer saat feed dinaikan 5%



Gambar E. 2 Perbandingan laju aliran masa etana pada produk distilat kolom deethanizer saat feed diturunkan 5%

Halaman ini sengaja dikosongkan

BIODATA PENULIS



Penulis bernama lengkap Gideon Saputra Nainggolan yang akrab disapa Gideon. Penulis merupakan anak terakhir dari tiga bersaudara, terlahir di kota Purwakarta pada tanggal 20 Maret 1996. Penulis menempuh pendidikan di SDK BPK Penabur Serang, lulus tahun 2008, SMPK BPK Penabur Serang, lulus tahun 2011, dan SMAN 2 Serang, lulus tahun 2014. Pendidikan sarjana ditempuh di Jurusan Teknik Fisika ITS melalui jalur SBMPTN 2015. Selama aktif menjadi mahasiswa, penulis bergabung dalam organisasi keprofesional *Society of Petroleum Engineers* selama periode 2016-2018 sebagai staff HRD (*Human Resource Department*) 2016-2017 & 2017-2018 sebagai *Head of Technical Director Divison*. Selain aktif dalam berorganisasi, penulis juga aktif dalam kegiatan beasiswa yang tergabung dalam Beasiswa Djarum Plus angkatan 33. Pengalaman *internship program* selama 1 bulan di PT. Indonesia Power Suralaya pada bulan Juli 2017 dan 1 bulan di PT. Saka Energi Indonesia bagian onshore pada bulan Agustus 2018. Bidang minat penulis dalam mengerjakan tugas akhir adalah instrumentasi dan kontrol. Penulis dapat dihubungi di email gideonsaputran96@gmail.com.

