



TUGAS AKHIR - TF 141581

**DESAIN *PLANTWIDE CONTROL* PADA
*LIQUEFIED PETROLEUM GAS FACILITY PLANT***

JANUAR ANANTA DINAR PRATAMA
NRP. 2413 100 044

Dosen Pembimbing :
Totok Ruki Biyanto, Ph.D.

DEPARTEMEN TEKNIK FISIKA
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya
2017

Halaman ini sengaja dikosongkan



FINAL PROJECT - TF 141581

**PLANTWIDE CONTROL DESIGN FOR
LIQUEFIED PETROLEUM GAS FACILITY PLANT**

**JANUAR ANANTA DINAR PRATAMA
NRP. 2413 100 044**

**Supervisor :
Totok Ruki Biyanto, Ph.D.**

**ENGINEERING PHYSICS DEPARTMENT
Faculty of Industrial Technology
Sepuluh Nopember Institute of Technology
Surabaya
2017**

Halaman ini sengaja dikosongkan

PERNYATAAN BEBAS PLAGIASME

Saya yang bertanda tangan di bawah ini

Nama : Januar Ananta Dinar Pratama
NRP : 2413100044
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* pada *Liquefied Petroleum Gas Facility Plant*” 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, 20 Juli 2017
Yang membuat pernyataan,



Januar Ananta Dinar Pratama

Halaman ini sengaja dikosongkan

LEMBAR PENGESAHAN

TUGAS AKHIR

**DESAIN PLANTWIDE CONTROL PADA LIQUEFIED
PETROLEUM GAS FACILITY PLANT**

Oleh:

Januar Ananta Dinar Pratama
NRP 2413 100 044

Surabaya, 20 Juli 2017

**Menyetujui,
Dosen Pembimbing**



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

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



Halaman ini sengaja dikosongkan

LEMBAR PENGESAHAN

DESAIN PLANTWIDE CONTROL PADA LIQUEFIED PETROLEUM GAS FACILITY PLANT





TUGAS AKHIR

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

Oleh:

Januar Ananta Dinar Pratama
NRP. 2413 100 044

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

- | | |
|---------------------------------------|--|
| 1. Totok Ruki Biyanto, Ph.D | (Pembimbing) |
| 2. Dr. Katherin Indriawati, S.T., M.T | (Ketua Penguji) |
| 3. Hendra Cordova, S.T., M.T |  (Penguji 1) |
| 4. Bagus Tris Atmaja, S.T., M.T | (Penguji 2) |

SURABAYA
JULI, 2017

Halaman ini sengaja dikosongkan

DESAIN PLANTWIDE CONTROL PADA LIQUEFIED PETROLEUM GAS FACILITY PLANT

Nama : Januar Ananta Dinar Pratama
NRP : 2413 100 044
Departemen : Teknik Fisika FTI-ITS
Dosen Pembimbing : Totok Ruki Biyanto, S.T., M.T., Ph.D.

Abstrak

Gas alam merupakan sumber energi fosil yang paling bersih, menghasilkan emisi karbon lebih rendah dari batubara maupun minyak. Pada pengolahan gas, proses yang dilakukan untuk memisahkan komposisi produk adalah proses fraksinasi. Pada industri gas, fasilitas/bagian yang khusus untuk melakukan proses tersebut disebut *liquefied petroleum gas facility plant* (LPGF). Pengendalian proses adalah kunci dari industri proses yang aman dan menguntungkan dari segi ekonomi. *Plantwide control* (PWC) adalah desain struktur dan strategi kontrol untuk pabrik secara keseluruhan. Metode kontrol yang dipilih pada tugas akhir ini adalah PID untuk *regulatory control* serta *decentralized supervisory control* untuk *supervisory control* dan *real time optimizer* untuk optimisasinya. PWC dapat meningkatkan profit pada proses LPGF hingga 643 U\$/jam (3%) dan menurunkan penggunaan energi sebesar 5 U\$/jam (5.16%). Penerapan PWC pada LPGF 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*, kolom distilasi, optimisasi, kestabilan.

Halaman ini sengaja dikosongkan

***PLANTWIDE CONTROL DESIGN ON LIQUEFIED
PETROLEUM GAS FACILITY PLANT***

Name : Januar Ananta Dinar Pratama
NRP : 2413 100 044
Department : Engineering Physics FTI-ITS
Supervisors : Totok Ruki Biyanto, S.T., M.T., Ph.D.

Abstract

Natural gas (NG) is the cleanest fossil fuel, producing significantly lower carbon emissions than coal or oil. On gas processing, the separation process for product called fractionation. In gas Industry, the facility for the process called liquefied petroleum gas facility plant (LPGF). Process control is the key of safe and profitable economically process industry. 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 and real time optimizer for optimization. PWC is able to increase the profit of LPGF for 643 U\$/hour (3%) and decrease the use of energy for 5 U\$/hour (5.16%). The application of PWC for LPGF 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, distillation column, optimization, stability.

Halaman ini sengaja dikosongkan

KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadiran Allah SWT yang senantiasa melimpahkan rahmat serta hidayah-Nya, serta shalawat serta salam kepada Nabi Muhammad SAW, hingga terselesaikannya Tugas Akhir beserta Laporan Tugas Akhir yang berjudul **DESAIN PLANTWIDE CONTROL PADA LIQUEFIED PETROLEUM GAS FACILITY PLANT**.

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 Totok Ruki Biyanto S.T., M.T., Ph.D. selaku Dosen Pembimbing dan Kepala Laboratorium Rekayasa Instrumentasi dan Kontrol yang telah memberikan ilmu, petunjuk, nasihat, serta inspirasi.
3. 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.
4. Bapak Prof. Dr. Ir. Sekartedjo, M.Sc. selaku dosen wali penulis yang telah membimbing selama perkuliahan.
5. Seluruh teman Tugas Akhir (Kevin, Maman, Anggi, dkk), terima kasih untuk semuanya.
6. Seluruh Asisten Laboratorium Rekayasa Instrumentasi dan Kontrol atas segala bantuannya.
7. Seluruh teman-teman satu angkatan, F48-Triumphant Fighters, BEM FTI-ITS 15/16 dan 16/17 yang telah menemani selama menempuh pendidikan di Teknik Fisika.
8. Seluruh dosen, karyawan dan civitas akademik Teknik Fisika FTI-ITS, terimakasih atas segala bantuan dan kerjasamanya.
9. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu, terimakasih atas bantuannya.

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, 20 Juli 2017

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.....	3
BAB II TINJAUAN PUSTAKA	5
2.1. Kolom Distilasi	5
2.2. Liquefied Petroleum Gas Facility	10
2.1.1 Kolom Deethanizer	11
2.1.2 Kolom Depropanizer.....	11
2.1.3 Kolom Debutanizer	11
2.3. Peng-Robinson	12
2.4. Plantwide Control	13
BAB III METODOLOGI PENELITIAN	17
3.1. Pengumpulan Data Komponen dan Konfigurasi peralatan pada Liquefied Petroleum Gas Facility Plant.....	18
3.2. Pemodelan Proses Kolom pada Liquefied Petroleum Gas Facility Plant	23
3.3. Validasi Proses Kolom pada Liquefied Petroleum Gas Facility Plant	26
3.4. Perancangan Plantwide Control	28
3.5. Pengujian Performansi Sistem dan Analisa	32
BAB IV ANALISIS DATA DAN PEMBAHASAN	33
4.1. Analisa Hasil Optimisasi.....	33
4.2. Pengujian Performansi Sistem dan Analisa	34

BAB V PENUTUP	39
5.1. Kesimpulan	39
5.2. Saran.....	39
DAFTAR PUSTAKA.....	41
LAMPIRAN A Variabel pada LPGF	43
LAMPIRAN B Persamaan pada LPGF.....	45
BIODATA PENULIS.....	47

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1	Bagian-bagian kolom distilasi [16]	7
Gambar 2.2	Kesetimbangan massa pada kondensor dan reflux drum [16].....	8
Gambar 2.3	Kesetimbangan massa pada reboiler dan base kolom [16]	9
Gambar 2.4	Unit fraksinasi untuk natural gas liquid (NGL) [17]	10
Gambar 3.1	Diagram alir penelitian.....	17
Gambar 3.2	Diagram proses kolom <i>deethanizer</i>	18
Gambar 3.3	Diagram proses kolom <i>depropanizer</i>	20
Gambar 3.4	Diagram proses kolom <i>debutanizer</i>	22
Gambar 3.5	Simulasi HYSYS kolom <i>deethanizer</i>	25
Gambar 3.6	Simulasi HYSYS kolom <i>depropanizer</i>	25
Gambar 3.7	Simulasi HYSYS kolom <i>debutanizer</i>	26
Gambar 4.1	Gangguan pada umpan.....	35
Gambar 4.2	Respon pada komposisi etana	35
Gambar 4.3	Respon pada komposisi propana	36
Gambar 4.4	Respon pada komposisi butana	37

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR TABEL

Tabel 3.1	Data spesifikasi <i>deethanizer</i> column.....	18
Tabel 3.2	Parameter dan data aliran pada kolom <i>deethanizer</i>	19
Tabel 3.3	Tabel spesifikasi beban kolom <i>deethanizer</i>	19
Tabel 3.4	Data spesifikasi kolom <i>depropanizer</i>	20
Tabel 3.5	Parameter dan data aliran kolom <i>depropanizer</i>	20
Tabel 3.6	Tabel spesifikasi beban kolom <i>depropanizer</i>	21
Tabel 3.7	Data spesifikasi kolom <i>debutanizer</i>	22
Tabel 3.8	Parameter dan data aliran kolom <i>debutanizer</i>	22
Tabel 3.9	Tabel spesifikasi beban kolom <i>debutanizer</i>	23
Tabel 3.10	Hasil validasi pada aliran produk distilat kolom <i>deethanizer</i>	26
Tabel 3.11	Hasil validasi pada aliran produk bawah kolom <i>deethanizer</i>	26
Tabel 3.12	Hasil validasi pada aliran produk distilat kolom <i>depropanizer</i>	27
Tabel 3.13	Hasil validasi pada aliran produk bawah kolom <i>depropanizer</i>	27
Tabel 3.14	Hasil validasi pada aliran produk distilat kolom <i>debutanizer</i>	27
Tabel 3.15	Hasil validasi pada aliran produk bawah kolom <i>debutanizer</i>	27
Tabel 3.18	Gangguan yang diberikan pada LPGF plant	30
Tabel 3.19	<i>Gain</i> (K_p) dan <i>time constant</i> (τ) proses LPGF	31
Tabel 4.1	Perbandingan laju produk pada sistem LPGF	33
Tabel 4.2	Perbandingan penggunaan energi pada sistem LPGF	33
Tabel 4.3	Perbandingan profit dan biaya operasi pada sistem LPGF	34

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Kebutuhan dunia akan energi primer terus meningkat. Namun, para ahli masih kesulitan untuk menemukan sumber energi baru sehingga dapat dipastikan sumber energi fosil masih memegang peran dominan di masa yang akan datang. Gas alam merupakan sumber energi fosil yang paling bersih, menghasilkan emisi karbon lebih rendah dari batubara maupun minyak. Isu pemanasan global menyebabkan permintaan akan gas alam meningkat sebagai sumber energi yang bersih [1].

Gas alam merupakan campuran dari hidrokarbon seperti metana, etana, propana, butana, dan fraksi yang lebih tinggi. Pada pengolahan gas, proses yang dilakukan untuk memisahkan komposisi produk adalah proses fraksinasi. Proses fraksinasi dilakukan pada unit fraksinasi yang terdiri dari kolom *deethanizer*, *depropanizer*, dan *debutanizer*. Proses fraksinasi yang dilakukan berdasarkan perbedaan volatilitasnya, disebut juga distilasi. Pada industri gas, fasilitas/bagian yang khusus untuk melakukan proses tersebut disebut *Liquefied Petroleum Gas Facility Plant (LPGF)* [2].

Penggunaan kolom distilasi meningkat pesat pada industri proses dan dinamika kompleks dari kondisi operasinya membutuhkan pengendalian proses yang lebih baik [3]. Pengendalian proses adalah kunci dari industri proses yang aman dan menguntungkan dari segi ekonomi. Selain itu performansi dari pengendalian proses dapat menghasilkan penggunaan energi yang optimum serta stabil terhadap gangguan [4]. Terdapat berbagai macam kolom distilasi dan tipe struktur pengendaliannya. Pemilihan struktur pengendaliannya dipengaruhi oleh berbagai faktor, yakni volatilitas, kemurnian produk, rasio refluks, tekanan kolom, harga energi, dan komposisi dari umpan [5]. Terlebih, pada salah satu kolom pada LPGF memiliki *multi-effect prefractionator* yang menyebabkan adanya *heat integration* dan *material recycle* [6].

Plantwide control (PWC) adalah desain struktur dan strategi kontrol untuk pabrik secara keseluruhan [7]. Terdapat berbagai macam prosedur desain dalam penerapan PWC mulai dari Page S.

Buckley yang menyatakan bahwa dalam pemilihan pasangan kontrol harus mempertimbangkan dimana laju produksi ditentukan dan *inventory control*. Pada penelitian ini masih belum terdapat prosedur sistematis untuk penerapan PWC [8]. Luyben menyatakan terdapat sembilan langkah sistematis untuk prosedur desain untuk operasi proses. Pada prosedur ini, kekurangannya terdapat pada sisi ekonomi yang diabaikan [9]. Skogestad menyatakan prosedur PWC yang terdiri atas empat langkah *top-down* dan tiga langkah *bottom-up*. Prosedur ini diberi nama *economic PWC* untuk membedakan dengan prosedur yang sebelumnya milik Luyben [10].

Prosedur PWC milik Skogestad sudah banyak digunakan di dunia industri, seperti proses *reactor-separator-recycle* oleh Vladimiros Minasidis [11], *tennessee eastman process* oleh Ridwan Setiawan [12], dan *grinding mill circuits* oleh J. D. le Roux [13]. Penerapan *economical PWC* juga pernah diterapkan pada proses serial, yang terdiri atas tiga proses netralisasi, oleh Audun Faanes [14].

Kasus LPGF yang menjadi permasalahan pada tugas akhir ini memiliki perubahan kondisi operasi namun penggunaan energi yang belum optimal. Oleh karena itu, penggunaan PWC milik Skogestad akan menjawab mengenai pencapaian *plant* yang optimal dari segi ekonomi jika diberi gangguan serta menghasilkan sistem pengendalian yang stabil. Metode kontrol yang dipilih pada tugas akhir ini adalah PID untuk *regulatory control* serta *decentralized supervisory control* untuk *supervisory control* dan *real time optimizer* (RTO) untuk optimisasinya. Permasalahan kedua adalah tidak adanya hubungan antara *top-down* dan *bottom-up* pada prosedur PWC milik Skogestad. Sehingga diperlukan modifikasi pada prosedur yang berdasar pada *economic PWC* agar dapat menghubungkan keduanya.

Pada penelitian sebelumnya, penerapan PWC pada kolom distilasi hanya pada tahap strategi kontrol saja. Dalam tugas akhir ini, akan dilakukan perancangan PWC pada proses di LPGF hingga tahap RTO agar dapat mengoptimalkan kuantitas produk, komposisi yang diinginkan serta penggunaan energi yang optimum.

1.2. Rumusan Masalah

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

1. Bagaimana merancang PWC yang diterapkan pada LPGF?
2. Bagaimana dampak penerapan PWC pada LPGF 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. Merancang PWC yang diterapkan pada LPGF.
2. Menganalisa dampak penerapan PWC pada LPGF terhadap kuantitas dan kualitas produk, penggunaan energi, serta sisi ekonomi yang lain.

1.4. Lingkup Kerja

Ruang lingkup yang dikaji dalam tugas akhir ini meliputi:

1. Proses yang dikaji adalah sistem LPGF pada perusahaan gas di Jawa Timur yang terdiri atas kolom *deethanizer*, kolom *depropanizer*, dan kolom *debutanizer*.
2. Menerapkan strategi PWC menggunakan metode PWC karya Luyben dan Skogestad.
3. Variabel yang dikendalikan adalah komposisi produk atas (X_a) dan produk bawah (X_b) dengan memanipulasi laju aliran refluks (L) dan laju aliran panas *reboiler* (Q_r) dengan variabel pengganggu laju aliran umpan (F) dari masing-masing kolom.

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, LPGF, persamaan keadaan, dan PWC.

BAB III Metodologi Penelitian

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

BAB IV Analisis Data dan Pembahasan

Bab IV ini berisi tentang data hasil penelitian dari perancangan PWC pada LPGF.

BAB V Kesimpulan dan Saran

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

BAB II TINJAUAN PUSTAKA

2.1. Kolom Distilasi

Distilasi adalah unit operasi utama dalam proses pemisahan dan pemurnian pada industri minyak dan gas. Prinsip pemisahan komposisi yang terjadi pada kolom distilasi adalah berdasarkan perbedaan volatilitas [15]. Pemisahan yang berlangsung 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.

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 pada sebuah *plant*. 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.

Kolom distilasi merupakan sistem dengan kompleksitas yang tinggi karena merupakan salah satu sistem yang nonlinear dan memiliki banyak interaksi multivariabel dalam prosesnya. Mulai dari tekanan, yang apabila terjadi pengurangan akan menyebabkan gangguan pada proses penguapan sedangkan jika terjadi kelebihan akan menyebabkan gangguan pada proses kondensasi [16]. Temperatur pada kolom distilasi akan mempengaruhi komposisi secara langsung. Penggunaan energi yang begitu besar membutuhkan adanya kenaikan efisiensi dalam prosesnya. Selain itu perubahan laju aliran umpan (*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.

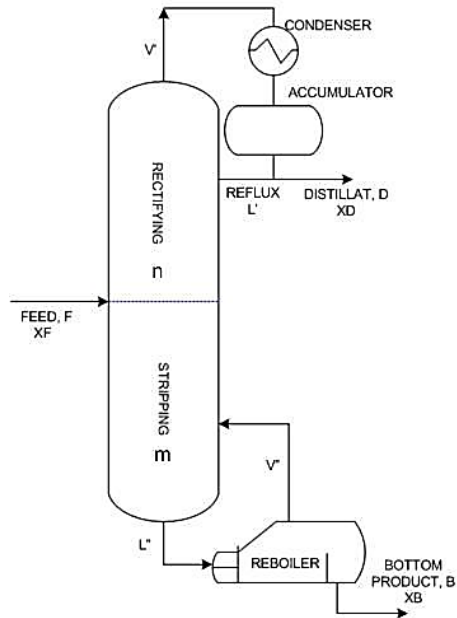
Aliran umpan yang memiliki fraksi yang lebih ringan akan mengalir ke atas karena memiliki volatilitas yang lebih rendah. Gas yang mengalir keluar kolom atas (*top stage*) masuk ke dalam kondensor untuk didinginkan sehingga berubah fasa menjadi cair (*liquid*). Cairan yang terkondensasi disimpan pada *reflux drum*.

Sebagian dari cairan ini ada yang diumpun balikkan ke bagian atas kolom dan ada pula yang dikeluarkan sebagai produk. Cairan yang diumpun balikkan disebut sebagai refluks (*reflux*). Sistem refluks dibutuhkan untuk mempertahankan kualitas distilat produk dengan mengubah kembali cairan menjadi uap (*vapour*). Sedangkan aliran umpun yang memiliki fraksi lebih berat akan mengalir ke bagian bawah kolom yang selanjutnya dikumpulkan pada *reboiler*. Panas ditambahkan pada *reboiler* digunakan untuk menguapkan kembali komposisi dengan volatilitas rendah yang tidak teruapkan. Uap yang dihasilkan *reboiler* diumpunkan kembali ke bagian bawah kolom. Sedangkan cairan yang dikeluarkan *reboiler* berupa naphta disebut sebagai produk bawah (*bottom product*).

Tray pada kolom distilasi memiliki banyak lubang yang berfungsi untuk lajur aliran uap. Uap mengalir ke atas kolom dan dipaksa untuk melewati cairan melalui bukaan pada setiap *tray*. Saat uap panas melewati cairan dari *tray* satu ke *tray* lainnya, uap tersebut mentransfer panas ke cairan sehingga sebagian uap terkondensasi dan menambah cairan pada *tray*. Sisa uap lainnya kemudian keluar melalui atas kolom dan didinginkan oleh kondensor.

Kolom distilasi memisahkan komposisi dengan menggunakan energi, sehingga jika kedua produk harus dikontrol dengan *manipulated variable* yang berhubungan dengan energi. Dalam bukunya, Cecil menyarankan pengendalian komposisi distilat dengan mengatur laju refluks dan pengendalian komposisi *bottom* dengan mengatur *boil-up*.

Berikut merupakan gambaran sederhana dari kolom distilasi.



Gambar 2.1 Bagian-bagian kolom distilasi [16]

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

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:

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

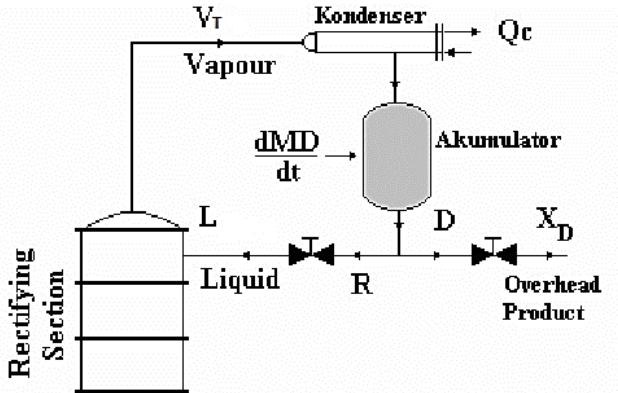
dimana:

h_{V_T} = entalpi pada uap keluaran kolom atas

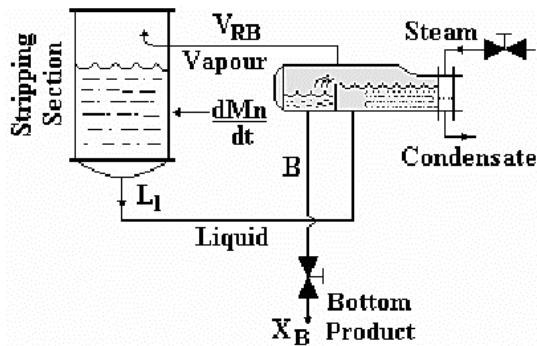
h_D = entalpi pada distilat

h_L = entalpi pada refluks

Q_C = laju aliran panas kondensor



Gambar 2.2 Kesetimbangan massa pada kondensor dan *reflux drum* [16]



Gambar 2.3 Kestimbangan massa pada *reboiler* dan *base* kolom [16]

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

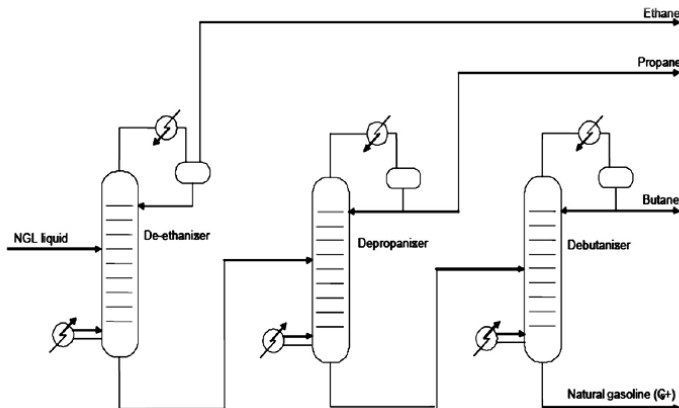
Q_B = laju aliran panas pada *reboiler*.

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. *Liquefied Petroleum Gas Facility*

Liquefied Petroleum Gas Facility (LPGF) adalah sebuah unit operasi yang memproses gas alam mentah untuk menjadi produk tertentu, seperti metana, etana, propana, maupun butana. [17]. Gas alam yang mentah harus terlebih dahulu diproses untuk memenuhi persyaratan agar dapat digunakan. Proses dimulai pada produksi yang ada di sumur, yang selanjutnya akan mengalami pemisahan dari H_2S dan CO_2 . Proses ini bertujuan untuk mencegah korosi pada pipa. Proses ini juga sering disebut *acid gas removal*. Selanjutnya, gas alam akan dihilangkan kandungan airnya. Kandungan H_2O dihilangkan dengan tujuan mencegah terjadinya es yang terbentuk agar tidak merusak pipa. Proses ini sering disebut *dehydration*. Setelah itu, proses yang selanjutnya adalah fraksinasi untuk memisahkan fraksi pada komposisi gas sesuai dengan produk yang diinginkan. Proses fraksinasi merupakan proses utama dalam LPGF. Sebuah unit fraksinasi pada umumnya terdiri atas kolom *deethanizer*, *depropanizer*, dan *debutanizer*. Pada proses ini, prinsip yang digunakan adalah distilasi yang memisahkan komposisi berdasarkan volatilitasnya.



Gambar 2.4 Unit fraksinasi untuk *natural gas liquid* (NGL) [17]

2.1.1 Kolom *Deethanizer*

Proses yang terjadi di dalam kolom *deethanizer* adalah pemisahan kandungan gas etana yang terkandung di dalam gas alam yang berasal dari puncak kolom pada proses distilasi, dengan menggunakan prinsip distilasi bertekanan tinggi. Pada proses di kolom *deethanizer* ini akan beroperasi dengan baik apabila semua etana yang terkandung dapat keluar dari puncak kolom serta dialirkan sebagai gas sistem atau untuk diproses lebih lanjut.

2.1.2 Kolom *Depropanizer*

Kolom *Depropanizer* merupakan salah satu kolom distilasi yang digunakan untuk memisah propana dari campuran yang mengandung butana dan komponen lainnya berdasarkan volatilitas zat. Tidak hanya itu, pemisahan komponen juga tergantung dari konsentrasi komponen tersebut. Umpun kolom *depropanizer* merupakan produk bawah dari *deethanizer*. Kolom *depropanizer* mefraksinasi umpun menjadi produk yang kaya propana dan produk bawah yang terdiri dari butana dan minyak gas alam. Keluaran atas dari kolom *depropanizer* kaya akan propana dan dikondensasikan dalam kondensor, kemudian kondensat dikumpulkan di *reflux drum*. Sebagian kondensat dikirim kembali ke kolom dengan menggunakan pompa sedangkan sebagian lainnya yang tersisa ditarik sebagai produk propana cair. Produk bawah dari kolom *depropanizer* kemudian dikirim ke *debuthanizer*.

2.1.3 Kolom *Debutanizer*

Kolom *debutanizer* merupakan kolom distilasi yang digunakan pada unit fraksinasi untuk mendapatkan butana dan senyawa nafta. Butana akan dijual sebagai LPG sedangkan nafta digunakan untuk menambahkan nilai oktan pada bensin. *Debutanizer* merupakan kolom distilasi yang digunakan pada unit fraksinasi LPG untuk mendapatkan butana sebagai produk atas yang akan dijual sebagai LPG dan produk bawah yang merupakan senyawa nafta digunakan untuk menambahkan nilai oktan pada bensin. Proses memisahkan komponen-komponen hidrokarbon

berat yang terkandung di dalam umpan dipisahkan berdasarkan titik didih dari masing-masing komponen.

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 [18]:

- 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*

PWC 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 PWC antara lain adalah adanya material *recycle*, integrasi panas dan komponen kimia yang beragam. Adapun tujuan dari PWC 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 PWC yang dikembangkan. Dua prosedur yang cukup populer di industri saat ini adalah prosedur PWC karya Luyben dan prosedur *economic* PWC karya Skogestad.

Prosedur PWC karya Luyben terdiri atas 9 langkah. Berikut adalah langkah-langkah penerapan PWC karya Luyben.

1. Tentukan desain kondisi *steady state* dan kontrol dinamik untuk fungsi objektif untuk proses.
2. Tentukan derajat kebebasan atau *Degrees of freedom* (DOF)
3. Tentukan manajemen energi pada sistem, memastikan tidak ada energi yang dibuang.
4. Tentukan jumlah produksi yang akan dilakukan.

5. Pilih pengendalian kualitas dan batas-batas keselamatan dan operasional
6. Pilih struktur pengendalian yang sifatnya *inventory*.
7. Periksa kesetimbangan komponen.
8. Pilih struktur kontrol pengendalian pada setiap *loop*.
9. Pilih struktur optimisasi atau tingkatkan keterkendalian

Berikut adalah prosedur PWC 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 [19]

Dalam pemilihan variabel optimasi pada PWC, terdapat dua jenis variabel yakni variabel primer dan sekunder. Variabel primer adalah variabel yang berkaitan langsung pada sisi ekonomi pada sistem [20]. Sedangkan variabel sekunder adalah variabel yang mudah diukur dan sensitivitasnya tinggi sehingga dapat menghasilkan respon yang cepat [21].

Berikut ini adalah langkah – langkah penerapan PWC karya Skogestad.

Analisa Top-Down

1. Tentukan tujuan operasional berupa fungsi biaya dan batasan – batasannya.
2. Tentukan 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. Identifikasi variabel proses yang akan dijadikan sebagai objek pengukuran, lalu dari variabel proses tersebut dipilih variabel kendali utama (*Controlled variable 1/CV1*) guna meminimalisir kerugian proses ditinjau dari segi ekonomi.
4. Tentukan lokasi *Throughput Manipulator* (TPM) yang menjadi pengatur besar laju produk per satuan waktu.

Analisa Bottom-up

5. Pilih struktur pada tingkat pengendalian *regulatory* dengan menentukan variabel kendali kedua (*Controlled Variable*

2/CV2) yang fokus pada stabilisasi proses dan juga pemilihan pasangan variabel proses – variabel manipulasi.

6. Pilih 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.
7. Pilih struktur pada tingkat optimisasi yang berfungsi untuk menentukan *set point* optimum pada proses.

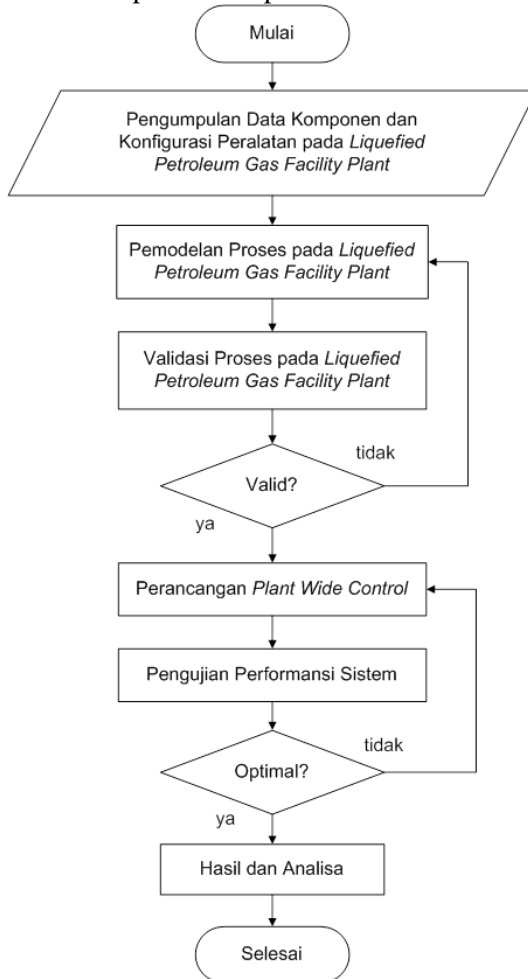
Penentuan jumlah derajat kebebasan (DOF) pada kedua metode PWC didapat dari hasil pengurangan jumlah variabel pada proses dikurangi jumlah persamaan pada sistem seperti persamaan dibawah:

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

Halaman ini sengaja dikosongkan

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 *Liquefied Petroleum Gas Facility Plant*.

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

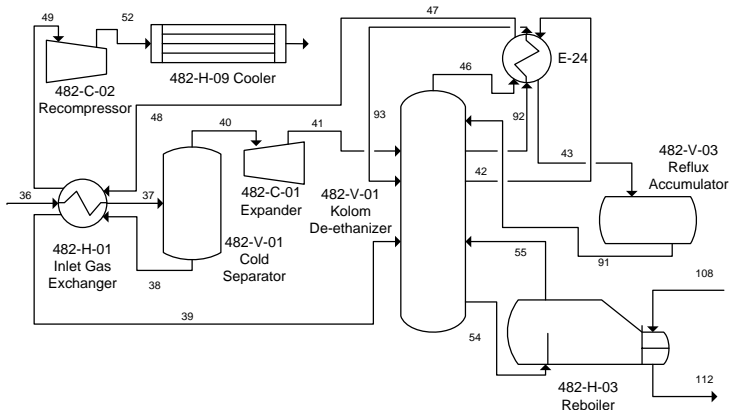
Kolom *Deethanizer* berdasarkan kondisi desain

Kolom *Deethanizer* memiliki spesifikasi sebagai berikut

Ukuran : 2350 mm /1600 mm x 43287 mm

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

Berikut adalah diagram proses dari kolom *deethanizer*



Gambar 3.2 Diagram proses kolom *deethanizer*

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>Feed 1</i>	<i>Feed 2</i>	<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
<i>Operating Press. (barg)</i>	21.7	21.9	21.6	21.9
<i>Operating Temp. (°C)</i>	-72.42	42.22	-80.89	74.4

Tabel 3.2 Parameter dan data aliran pada kolom *deethanizer*

Variabel	Unit	Feed	Distilate	Bottom
<i>Flowrate</i>	kg/hr	150481	123854	26627
<i>Temperature</i>	°C	45	41.1	79.9
<i>Pressure</i>	bar	62.1	19.1	20.4
<i>Composition</i>	H ₂ S	0.001	0.001	0
	C _o 2	2.74	2.945	0.003
	Nitrogen	1.8	1.935	0
	Methane	83.023	89.226	0.001
	Ethane	5.551	5.879	1.163
	Propane	4.04	0.015	57.915
	i-butane	1.03	0	14.815
	n-butane	1.1	0	15.822
	i-pentane	0.34	0	4.89
	n-pentane	0.209	0	3.006
	n-hexane	0.124	0	1.784
	n-heptane	0.027	0	0.388
	n-octane	0.011	0	0.16
	n-nonane	0.002	0	0.026
	n-decane	0.001	0	0.019
	n-C11	0	0	0.006
n-C12 +*	0	0	0.002	
Total		100	100	100

Tabel 3.3 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>

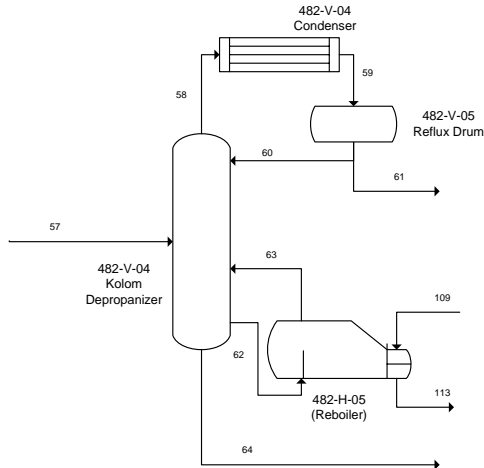
Kolom *Depropanizer* berdasarkan kondisi desain

Kolom *Depropanizer* memiliki spesifikasi sebagai berikut

Ukuran : 2000 mm x 37026 mm

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

Berikut adalah diagram proses dari kolom *depropanizer*



Gambar 3.3 Diagram proses kolom *depropanizer*

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

Tabel 3.4 Data spesifikasi kolom *depropanizer*

Spesifikasi	<i>Feed</i>	<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
<i>Operating Press. (barg)</i>	16.4	16.2	16.4
<i>Operating Temp. (°C)</i>	69.12	48.78	104.53

Tabel 3.5 Parameter dan data aliran kolom *depropanizer*

Variabel	<i>Unit</i>	<i>Feed</i>	<i>Distillate</i>	<i>Bottom</i>
<i>Flowrate</i>	kg/hr	26627	13422	13205
<i>Temperature</i>	°C	70.2	48.3	110.6
<i>Pressure</i>	bar	16.4	20	13.205

Tabel 3.5 (lanjutan)

Variabel	Unit	Feed	Distillate	Bottom
<i>Composition</i>	H ₂ S	0	0	0
	CO ₂	0.003	0.005	0
	Nitrogen	0	0	0
	Methane	0.001	0.002	0
	Ethane	1.163	1.966	0
	Propane	57.915	96.922	1.5
	i-butane	14.815	1.094	34.659
	n-butane	15.822	0.01	38.691
	i-pentane	4.89	0	11.963
	n-pentane	3.006	0	7.354
	n-hexane	1.784	0	4.363
	n-heptane	0.388	0	0.95
	n-octane	0.16	0	0.391
	n-nonane	0.026	0	0.063
	n-decane	0.019	0	0.047
	n-C11	0.006	0	0.015
	n-C12	0.002	0	0.004
Total	100	100	100	

Tabel 3.6 Tabel spesifikasi beban kolom *depropanizer*

Unit	Kondensor (dari spesifikasi)	Reboiler (dari perhitungan Q_{hotoil})
kW	3452	3439.46
Type	<i>Air Cooler</i>	<i>Kettle</i>

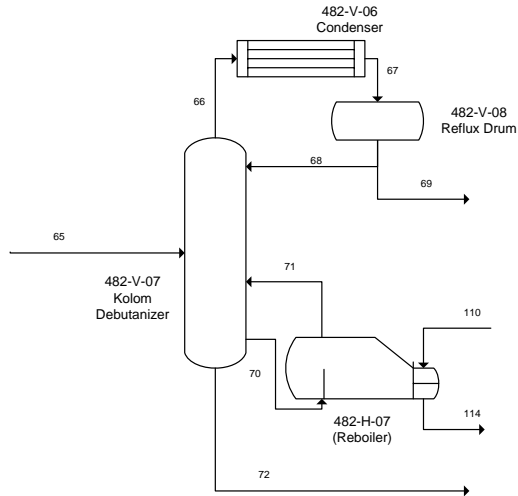
Kolom *Debutanizer* berdasarkan kondisi desain

Kolom *Debutanizer* memiliki spesifikasi sebagai berikut

Ukuran : 1400 mm x 34903 mm

Jumlah *Tray* : 48 (*tray feed* : 26)

Berikut adalah diagram proses dari kolom *debutanizer*



Gambar 3.4 Diagram proses kolom *debutanizer*

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

Tabel 3.7 Data spesifikasi kolom *debutanizer*

Spesifikasi	<i>Feed</i>	<i>Top</i>	<i>Bottom</i>
<i>Operating Press. (barg)</i>	4.85	4.64	4.85
<i>Operating Temp. (°C)</i>	62.91	49.56	98.35

Tabel 3.8 Parameter dan data aliran kolom *debutanizer*

Variabel	<i>Unit</i>	<i>Feed</i>	<i>Distilate</i>	<i>Bottom</i>
<i>Flowrate</i>	kg/hr	13205	9215	3990
<i>Temperature</i>	°C	63	46.6	103

Tabel 3.8 (lanjutan)

Variabel	Unit	Feed	Distilate	Bottom
<i>Pressure</i>	bar	4.9	19	4.9
<i>Composition</i>	H ₂ S	0	0	0
	CO ₂	0	0	0
	Nitrogen	0	0	0
	Methane	0	0	0
	Ethane	0	0	0
	Propane	1.5	1.991	0
	i-butane	34.659	45.993	0.001
	n-butane	38.691	51.326	0.052
	i-pentane	11.963	0.683	46.458
	n-pentane	7.354	0.007	29.82
	n-hexane	4.363	0	17.705
	n-heptane	0.95	0	3.855
	n-octane	0.391	0	1.585
	n-nonane	0.063	0	0.256
	n-decane	0.047	0	0.19
n-C11	0.015	0	0.061	
n-C12	0.004	0	0.017	
Total		100	100	100

Tabel 3.9 Tabel spesifikasi beban kolom *debutanizer*

Unit	Kondensor (dari spesifikasi)	<i>Reboiler</i> (dari perhitungan Q_{hotoil})
kW	1806	1330.75
Type	<i>Air Cooler</i>	<i>Kettle</i>

3.2. Pemodelan Proses Kolom pada *Liquefied Petroleum Gas Facility Plant*

Data spesifikasi serta umpan kolom *deethanizer*, *depropanizer*, dan *debutanizer* yang telah didapat kemudian

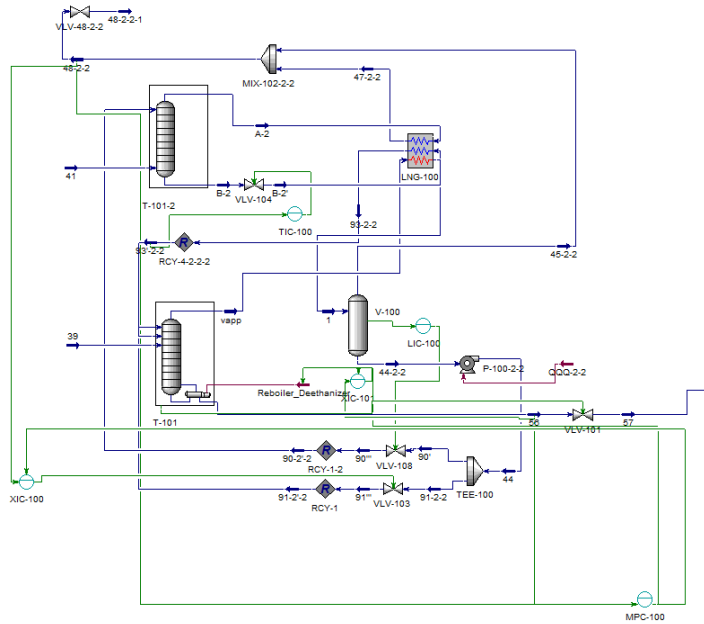
disimulasikan pada *software* HYSYS untuk mendapatkan kondisi LPGF. Model dibuat berdasarkan data desain dan kondisi operasi yang ada menggunakan kesetimbangan massa dan energi yang ada pada HYSYS.

Prosedur-prosedur simulasi HYSYS sebagai berikut ini.

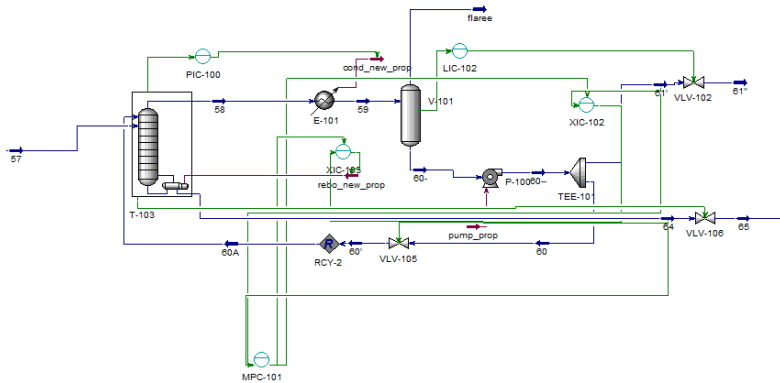
- a. Memilih model *fluid package*. *Peng-Robinson* akan digunakan sebagai model dalam penelitian ini. Pemilihan model termodinamika ini disesuaikan dengan jenis senyawa yang digunakan.
- b. Mengisi data gas umpan yang terdiri dari jenis senyawa serta komposisinya.
- c. Mengisi parameter-paramater proses pada aliran umpan yang meliputi tekanan, suhu, dan laju aliran.
- d. Merancang diagram alir proses (*process flow diagram*) dari LPGF yang akan dianalisis. Perancangan diambil berdasarkan diagram alir proses LPGF. Diagram alir terdiri dari unit kolom *deethanizer*, *depropanizer*, dan *debutanizer*.
- e. Menspesifikasikan tekanan dan suhu pada kondensor dan *reboiler* untuk mengkonvergenkan ketiga kolom distilasi.

Setelah pembuatan proses LPGF pada keadaan *steady state* atau pada kondisi tidak bergerak terhadap waktu. Secara umum sebuah proses akan berubah seiring berjalan waktu maka langkah selanjutnya adalah mengubah proses ke dalam kondisi dinamik. Proses diubah ke dalam keadaan dinamik untuk dapat dipasang pengendali. Untuk mengubah dari kondisi *steady state* ke kondisi dinamik harus dilakukan *sizing* terhadap kolom, kondensor, dan *reboiler* terlebih dahulu lalu baru diberi pengendalian. Dari diagram alir proses LPGF yang dinamik tersebut, akan diidentifikasi selanjutnya dengan *First Order Plus Dead Time* (FOPDT).

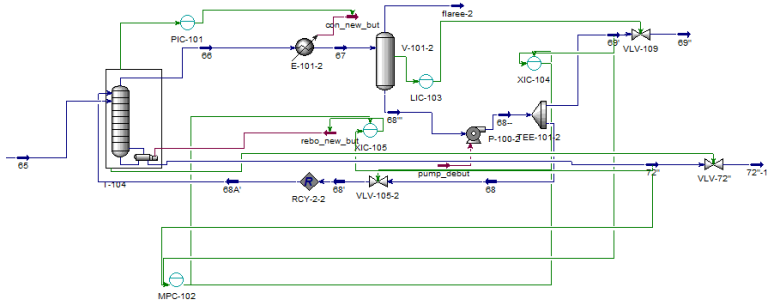
Pemodelan LPGF menggunakan HYSYS



Gambar 3.5 Simulasi HYSYS kolom *deethanizer*



Gambar 3.6 Simulasi HYSYS kolom *depropanizer*



Gambar 3.7 Simulasi HYSYS kolom *debutanizer*

3.3. Validasi Proses Kolom pada *Liquefied Petroleum Gas Facility Plant*

Model yang telah dibuat divalidasi dengan kondisi operasi. Hasil pemodelan dan validasi untuk kolom *deethanizer*, *depropanizer*, dan *debutanizer* dengan memberikan umpan dan energi yang sama menghasilkan distilat dan produk bawah seperti tertera pada Tabel 3.10-15.

Tabel 3.10 Hasil validasi pada aliran produk distilat kolom *deethanizer*

Variabel	Unit	Data Desain	Simulasi	Error
Laju Aliran	kg/h	123751	123800	0%
Temperatur	$^{\circ}\text{C}$	-56.1	-55.36	1%
Tekanan	barg	20.9	21.3	2%
Komposisi	%mole	5.775	5.81	0%

Tabel 3.11 Hasil validasi pada aliran produk bawah kolom *deethanizer*

Variabel	Unit	Data Desain	Simulasi	Error
Laju Aliran	kg/h	26916	26820	0%
Temperatur	$^{\circ}\text{C}$	81.7	82.69	1%

Tabel 3.11 (lanjutan)

Variabel	Unit	Data Desain	Simulasi	Error
Komposisi	%mole	2.599	1.85	1%
Tekanan	barg	21.9	21.9	0%

Tabel 3.12 Hasil validasi pada aliran produk distilat kolom *depropanizer*

Variabel	Unit	Data Desain	Simulasi	Error
Laju Aliran	kg/h	13622	13670	0%
Temperatur	°C	45.9	46.55	1%
Tekanan	barg	20	20	0%
Komposisi	%mole	94.925	95.95	1%

Tabel 3.13 Hasil validasi pada aliran produk bawah kolom *depropanizer*

Variabel	Unit	Data Desain	Simulasi	Error
Laju Aliran	kg/h	13294	13110	1%
Temperatur	°C	110.4	112.1	2%
Tekanan	barg	16.4	16.47	0%
Komposisi	%mole	1.5	0.17	1%

Tabel 3.14 Hasil validasi pada aliran produk distilat kolom *debutanizer*

Variabel	Unit	Data Desain	Simulasi	Error
Laju Aliran	kg/h	9300	9328	0%
Temperatur	°C	46.6	46.55	0%
Tekanan	barg	19	19	0%
Komposisi	%mole	46.39	46.1	0%

Tabel 3.15 Hasil validasi pada aliran produk bawah kolom *debutanizer*

Variabel	Unit	Data Desain	Simulasi	Error
Laju Aliran	kg/h	3990	3793	5%

Tabel 3.15 (lanjutan)

Property	Unit	Data Desain	Simulasi	Error
Temperatur	$^{\circ}\text{C}$	103	103.6	1%
Tekanan	barg	4.9	4.824	2%
Komposisi	%mole	0.047	0	0%

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

3.4. Perancangan *Plantwide Control*

Merancang sistem LPGF *Plant* 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 LPGF, dapat dibagi menjadi :

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

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

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

$J_{max} = \text{Hasil Jual Produk} - \text{Biaya operasi Reboiler}$

Pada fungsi objektif ini, harga energi mengacu pada referensi standar OPEC untuk energi yang digunakan berupa *crude oil* (39,78 U\$/barel), harga etana (7,5 U\$/mmbtu), harga propana (510 U\$/MT), harga butana (600 U\$/MT), dan harga nafta (456 U\$/MT).

Pada fungsi objektif ini, dipilih batasan berupa kualitas dari komposisi produk. Untuk batasan komposisinya, sesuai dengan desain LPGF plant, yakni 0,058 untuk etana, 0,96 untuk propana, dan 0,51 untuk butana.

b) Mengidentifikasi DOF

Jumlah DOF dihitung dengan mencari selisih antara jumlah variabel yang ada dengan jumlah persamaan pada proses pada LPGF. Pada identifikasi DOF ini sama dengan identifikasi milik Skogestad dan Luyben.

Untuk menentukan DOF dari LPGF yang terdiri atas tiga kolom distilasi, maka dilakukan perhitungan *design degree of freedom* (DDOF). Dengan mengurangi nilai jumlah variabel (lampiran A) terhadap jumlah persamaan (lampiran B), maka didapat nilai DDOF, seperti yang dapat dilihat pada tabel diatas bahwa didapat nilai DDOF sebesar 192 dikurangi 177 yaitu 15 DDOF.

Pada *plant* terdapat enam elemen level cairan yang harus dikendalikan (refluks akumulator dan *reboiler* pada masing-masing kolom distilasi), satu temperatur yang harus dijaga (pada *heat exchanger* kolom *deethanizer*), dua *pressure* yang harus dijaga (bagian atas pada kolom *depropanizer* dan *debutanizer*), maka hanya tersisa dua DOF untuk masing-masing kolom.

c) Penentuan laju produksi (*throughout manipulator*)

Lokasi *throughout manipulator* (TPM) tidak berubah dari desain LPGF 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 tiap produk, kualitas distilat dan produk bawah serta energi yang dihasilkan *reboiler* pada masing-masing kolom distilasi (*deethanizer*, *depropanizer*, dan *debutanizer*).

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* masing-masing kolom serta laju aliran tiap 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 ketiga kolom distilasi pada LPGF, temperatur pada *heat exchanger* kolom *deethanizer*, *pressure* pada kolom *depropanizer* dan kolom *debutanizer* serta gangguan yang terjadi adalah laju komponen dari *umpan* dalam keadaan aktual.

Tabel 3.16 Gangguan yang diberikan pada LPGF plant

Gangguan	Nilai
Laju aliran 39 (kg/h)	9452
Laju aliran 41 (kg/h)	45720

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 2.10.

Tabel 3.17 Gain (K_p) dan time constant (τ) proses LPGF.

Kolom Distilasi	Gain	K_p	τ (menit)	RMSE
Kolom Deethanizer	G11	0.92	11.6	$3,5 \times 10^{-4}$
	G12	0.87	7.0	$2,0 \times 10^{-5}$
	G21	0.94	17.4	$1,7 \times 10^{-4}$
	G22	0.93	13.4	$8,5 \times 10^{-8}$
Kolom Depropanizer	G11	0.70	2.8	$4,3 \times 10^{-4}$
	G12	0.62	2.1	$5,5 \times 10^{-5}$
	G21	0.91	10.8	$1,7 \times 10^{-4}$
	G22	0.94	15.5	$7,5 \times 10^{-5}$
Kolom Debutanizer	G11	0.92	12.3	$1,2 \times 10^{-4}$
	G12	0.83	5.5	$3,8 \times 10^{-5}$
	G21	0.90	9.1	$2,5 \times 10^{-5}$
	G22	0.87	7.1	$3,2 \times 10^{-6}$

g) Optimisasi

Setelah itu, dilakukan optimisasi dengan menggunakan *Real Time Optimizer* (RTO). Pada tugas akhir ini

dilakukan optimisasi menggunakan RTO yang ada pada HYSYS dengan tujuan utama untuk mencapai fungsi objektif yang telah ditentukan. Lapisan optimisasi ini sama dengan optimisasi pada PWC Skogestad dan Luyben.

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 perubahan laju aliran umpan dari 150481 kg/h ke 55171 kg/h atau 100% ke 37% diperoleh perubahan yang dapat dilihat pada tabel 4.1-4.3. Perancangan PWC pada LPGF akan dibandingkan dengan sistem PID yang digunakan pada LPGF kondisi eksisting.

Tabel 4.1 Perbandingan laju produk pada sistem LPGF

Kolom Distilasi	Laju Aliran Umpan (kg/h)		Laju Aliran Distilat (kg/h)		Laju Aliran Produk Bawah (kg/h)	
	PID	PWC	PID	PWC	PID	PWC
<i>Deethanizer</i>	55171	55171	43354	43988	11816	11776
<i>Depropanizer</i>	11816	11776	4821	4998	6995	6778
<i>Debutanizer</i>	6995	6778	3481	3994	3514	2784

Perubahan laju aliran produk etana yang meningkat 1,5%, laju aliran propane naik 3,7% dan laju aliran butana naik 14,7%. Peningkatan laju aliran butana adalah yang paling besar dikarenakan nilai harga jual butana yang paling tinggi diantara yang lain. Perbandingan distilat/umpan mengalami kenaikan pada ketiga kolom distilasi.

Tabel 4.2 Perbandingan penggunaan energi pada sistem LPGF

Kolom Distilasi	Energy Reboiler (kJ/h)		Total Energi (kJ/h)	
	PID	PWC	PID	PWC
<i>Deethanizer</i>	2386077	3543450	8491677	9649050
<i>Depropanizer</i>	6189981	1544670	18617181	13971870
<i>Debutanizer</i>	1997889	4940000	8499489	11441600

Kenaikan energi terjadi pada kolom *deethanizer* dan kolom *debutanizer* karena kenaikan laju aliran distilat sedangkan penurunan energi yang terjadi pada kolom *depropanizer*

disebabkan laju aliran umpan kolom *depropanizer* yang turun. Penggunaan energi pada *reboiler* pada ketiga kolom secara keseluruhan mengalami penurunan 5% dibandingkan dengan sistem operasi LPGF sebelum penerapan PWC.

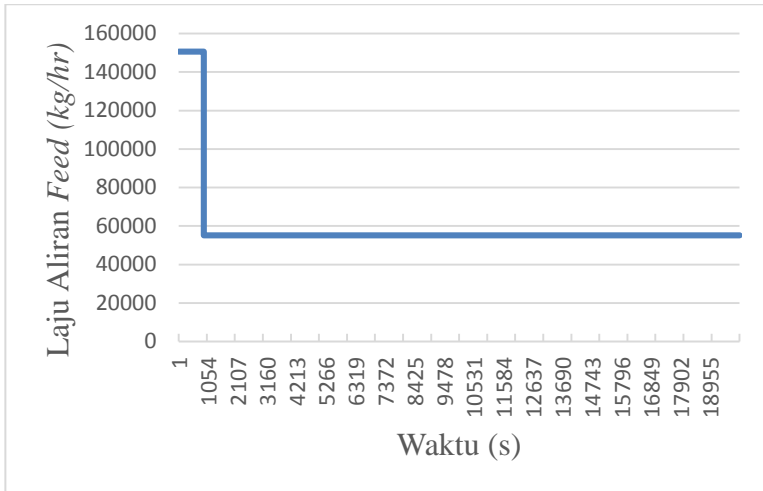
Tabel 4.3 Perbandingan profit dan biaya operasi pada sistem LPGF

Objektif (U\$/h)	PID	PWC
Produk	20961	21599
Biaya Operasi	93	88
Profit	20868	21511

Tabel 4.3 menunjukkan bahwa dengan penerapan PWC pada *plant* akan meningkatkan jumlah produk sebesar 638 U\$/jam (3%) dan menurunkan penggunaan energi sebesar 5 U\$/jam (5%). Sehingga profit meningkat sebesar 643 U\$/jam (3%).

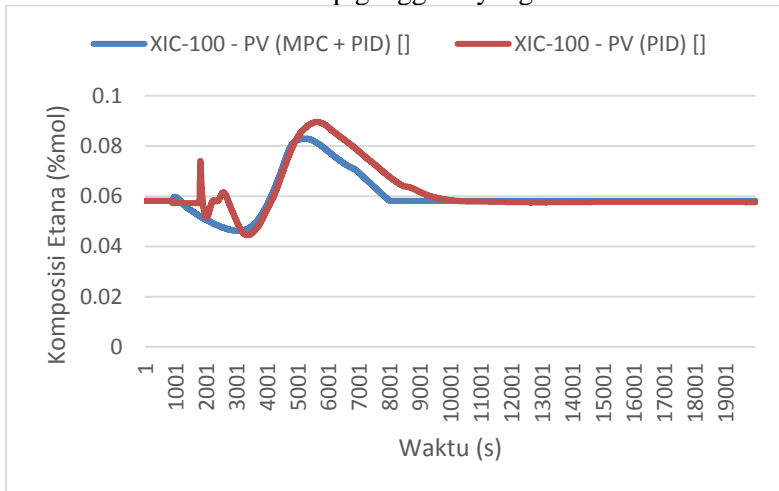
4.2. Pengujian Performansi Sistem dan Analisa

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 63% pada waktu $t=900$ detik . Plot perubahan aliran umpan dapat dilihat pada gambar 4.1.



Gambar 4.1 Gangguan pada umpan

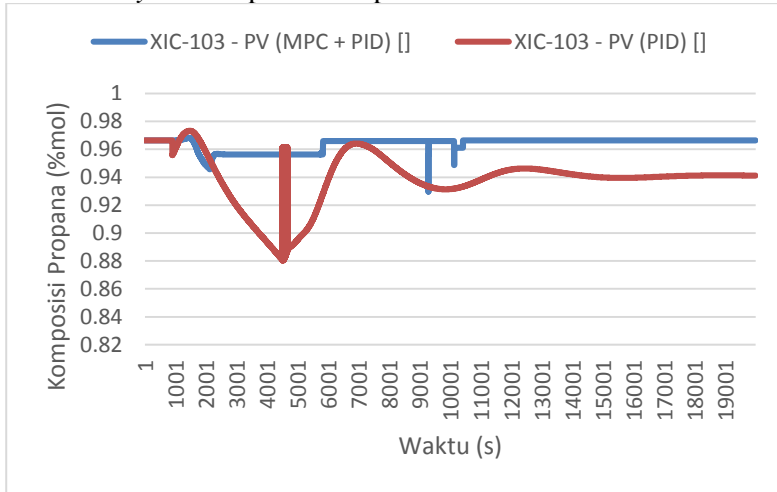
Sedangkan performansi sistem dapat dilihat dari respon yang dimiliki oleh sistem terhadap gangguan yang diberikan.



Gambar 4.2 Respon pada komposisi etana

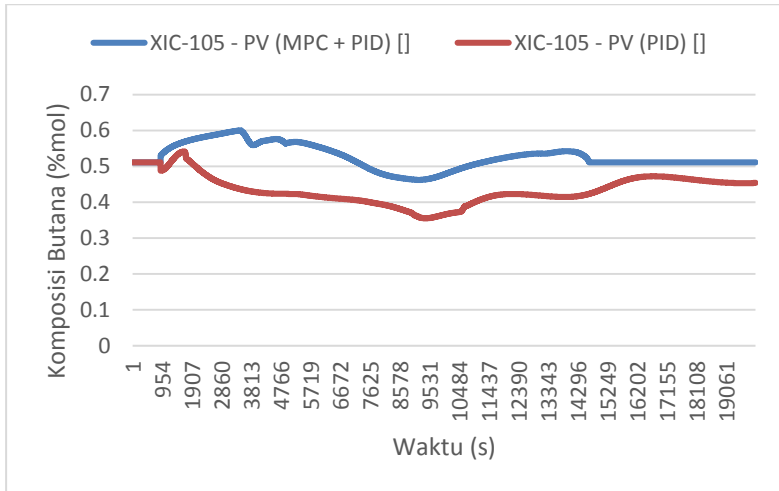
Gambar 4.2 menunjukkan respon komposisi etana pada distilat kolom *deethanizer*. Dari gambar tersebut, dapat diketahui

bahwa respon pengendalian jika diberikan pengendalian PID sebagai regulatory control ditambah *decentralized supervisory control* sebagai *supervisory control* akan lebih mampu menjaga *set point* yang diberikan. Hal ini dapat dilihat dari waktu untuk mencapai *set point* yang lebih cepat dan *maximum overshoot* yang lebih kecil dibandingkan dengan jika respon pengendalian hanya menggunakan PID. Nilai *settling time*, *maximum overshoot*, dan *error steady state* dapat dilihat pada tabel 4.4.



Gambar 4.3 Respon pada komposisi propana

Gambar 4.3 menunjukkan respon komposisi propana pada distilat kolom *depropanizer*. Dari gambar tersebut, dapat diketahui bahwa respon pengendalian jika diberikan pengendalian PID sebagai regulatory control ditambah *decentralized supervisory control* sebagai *supervisory control* lebih mampu menjaga *set point* yang diberikan. Hal ini dapat dilihat respon yang mampu mencapai *set point* kembali dibandingkan dengan respon pengendalian hanya menggunakan PID yang tidak mampu mencapai *set point*. Nilai *settling time*, *maximum overshoot*, dan *error steady state* dapat dilihat pada tabel 4.4.



Gambar 4.4 Respon pada komposisi butana

Gambar 4.4 menunjukkan respon komposisi butana pada distilat kolom *debutanizer*. Dari gambar tersebut, dapat diketahui bahwa respon pengendalian jika diberikan pengendalian PID sebagai regulatory control ditambah *decentralized supervisory control* sebagai *supervisory control* lebih mampu menjaga *set point* yang diberikan. Hal ini dapat dilihat respon yang mampu mencapai *set point* kembali dibandingkan dengan respon pengendalian hanya menggunakan PID yang tidak mampu mencapai *set point*. Nilai *settling time*, *maximum overshoot*, dan *error steady state* dapat dilihat pada tabel 4.4.

Tabel 4.4. Perbandingan karakteristik respon pada sistem LPGF

Kolom Distilasi	<i>Settling Time</i> (menit)		<i>Maximum Overshoot</i>		<i>error steady state</i>	
	PID	PWC	PID	PWC	PID	PWC
<i>Deethanizer</i>	227.3	120.6	3.1%	2.5%	0.05%	0%
<i>Depropanizer</i>	241.2	158.6	8.6%	0.2%	2.52%	0%
<i>Debutanizer</i>	304.6	172.1	15.6%	9.0%	5.71%	0%

Dari tabel 4.5 dapat dilihat karakteristik respon komposisi pada LPGF. Respon yang ada cukup cepat untuk mencapai kondisi *steady-state* mengingat komposisi merupakan salah satu variabel yang paling lambat mengalami perubahan ditambah penurunan umpan yang cukup besar, yakni turun 63% dari kondisi awal. Penggunaan PWC pada LPGF plant menurunkan *settling time* pada kolom *deethanizer* sebesar 106 menit (turun 47%), kolom *depropanizer* sebesar 82 menit (turun 34%), dan kolom *debutanizer* sebesar 132 menit (turun 43%). Selain itu, juga terdapat penurunan *maximum overshoot* pada kolom *deethanizer* sebesar 0,66%, kolom *depropanizer* sebesar 8,42%, kolom *debutanizer* sebesar 6,61% serta menghilangkan *error steady-state*.

BAB V PENUTUP

5.1. Kesimpulan

Adapun kesimpulan yang didapatkan dari perancangan PWC pada LPGF yakni sebagai berikut :

1. Penerapan PWC pada LPGF mampu meningkatkan profit sebesar 643 U\$/jam (3%) dan menurunkan penggunaan energi sebesar 5 U\$/jam (5.16%) dibandingkan dengan LPGF *plant* sebelum menggunakan PWC.
2. Penerapan PWC pada LPGF 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 PWC dengan mempertimbangkan masalah ekonomi seperti *capical cost* dan lainnya.
2. Menggunakan jenis teknik optimisasi lain sebagai opsi untuk memperoleh hasil optimisasi yang lebih baik dan mempertimbangkan mengenai perubahan desain.

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR PUSTAKA

- [1] W. Won, "Delta-operator-based adaptive model predictive control and online," *Chemical Engineering Science*, pp. 21-32, 2017.
- [2] H. E. Alfadala, "A Hierarchical Approach to Optimize LNG Fractionation," *European Symposium on Computer Aided Process Engineerin*, pp. 1279-1284, 2005.
- [3] T. Tuan, "Control of *depropanizer* in dynamic Hysys simulation using MPC in Matlab-Simulink," *4th International Conference on Process Engineering and Advanced Materials*, p. 1104 – 1111, 2016.
- [4] M. L. Luyben, "Designing Industrial Processes for On-Aim Product," *European Symposium on Computer Aided Process Engineering*, 2002.
- [5] S. Skogestad, "THE DOS AND DON'TS OF DISTILLATION," *Chemical Engineering Research and Design*, 2007.
- [6] H. K. Engelen, "Multi-effect distillation applied to an industrial case study," *Chemical Engineering and Processing*, no. 44, 2005.
- [7] S. Skogestad, "Control structure design for complete chemical plants," *Computers and Chemical Engineering*, no. 28, 2004.
- [8] P. S. Buckley, "Techniques of process control," 1964.
- [9] L. M.L., "Plant-wide Control Design Procedure," *AIChE*, no. 43, pp. 3161-3174, 1997.
- [10] V. Minasidis, "Simple Rules for Economic Plantwide Control," *Systems Engineering and 25th European Symposium on Computer Aided Process Engineerin*,

- 2015.
- [11] V. Minasidis, “Economic plantwide control: Automated controlled variable selection for a reactor-separator-recycle process,” *International Symposium on Dynamics and Control of Process Systems*, 2013.
 - [12] R. Setiawan, “Plantwide Operability Analysis based on a Network Perspective: a Study on the Tennessee Eastman Process,” *International Symposium on Dynamics and Control*, 2010.
 - [13] J. D. I. Roux, “Plant-wide control of grinding mill circuits: Top-down analysis,” *IFAC-PapersOnLine*, 2016.
 - [14] A. Faanes, “Controller design for serial processes,” *Journal of Process Control*, no. 15, 2005.
 - [15] C. L. SMITH, *DISTILLATION CONTROL An Engineering Perspective*, 2012.
 - [16] L. ROBBINS, *DISTILLATION, CONTROL, OPTIMIZATION, AND TUNING Fundamentals and Strategies*, 2011.
 - [17] P. Alireza Bahadori, *Natural Gas Processing Technology and Engineering Design*, 2014.
 - [18] D. Y. Peng dan D. B. Robinson, “A New Two-Constant Equation of State,” dalam *Industrial and Engineering Chemistry: Fundamentals 15*, 1976, p. 59–64.
 - [19] T. R. Biyanto, *Design Plant-wide Control to Waste Heat Recovery Generation on Cement Industry Based HYSYS*, 2015.
 - [20] D. Jones, *Plant Wide control system design : Primary controlled variable selection.*, 2014.
 - [21] D. Jones, *Plant Wide control system design : Secondary controlled variable selection.*, 2014.

LAMPIRAN A
Variabel pada LPGF

	Variabel	Jumlah
Komposisi	<i>Tray kolom deethanizer</i>	22 N _{se}
	Umpan kolom <i>deethanizer</i>	44
	Refluks akumulator kolom <i>deethanizer</i>	22
	<i>Tray kolom depropanizer</i>	22 N _{sp}
	Umpan kolom <i>depropanizer</i>	22
	Kondensor kolom <i>depropanizer</i>	22
	<i>Tray kolom debutanizer</i>	22 N _{sb}
	Umpan kolom <i>debutanizer</i>	22
	Kondenser kolom <i>debutanizer</i>	22
Aliran	Umpan kolom <i>deethanizer</i>	2
	<i>Tray (cairan dan gas) kolom deethanizer</i>	2 N _{se}
	<i>Overhead kolom deethanizer</i>	1
	<i>Liquid draw kolom deethanizer</i>	1
	<i>Liquid draw refluks akumulator</i>	1
	<i>Distilat kolom deethanizer</i>	1
	<i>Vapour reboiler kolom deethanizer</i>	1
	<i>Bottom kolom deethanizer</i>	1
	Umpan kolom <i>depropanizer</i>	1
	<i>Tray (cairan dan gas) kolom depropanizer</i>	2 N _{sp}
	Refluks kolom <i>depropanizer</i>	1
	<i>Distilat kolom depropanizer</i>	1
	<i>Vapour reboiler kolom depropanizer</i>	1
	<i>Bottom kolom depropanizer</i>	1
	Umpan kolom <i>debutanizer</i>	1
	<i>Tray (cairan dan gas) kolom debutanizer</i>	2 N _{sb}
	Refluks kolom <i>debutanizer</i>	1
	<i>Distilat kolom debutanizer</i>	1

	Variabel	Jumlah
Aliran	<i>Vapour reboiler kolom debutanizer</i>	1
	<i>Bottom kolom debutanizer</i>	1
Energi	Q_{reb} kolom <i>deethanizer</i>	1
	<i>Heat exchanger</i>	1
	Q_{reb} kolom <i>depropanizer</i>	1
	Q_{con} kolom <i>depropanizer</i>	1
	Q_{reb} kolom <i>debutanizer</i>	1
	Q_{con} kolom <i>debutanizer</i>	1
Tekanan	<i>Tray kolom deethanizer</i>	1
	<i>Tray kolom depropanizer</i>	1
	<i>Tray kolom debutanizer</i>	1
Jumlah tray	<i>Kolom deethanizer</i>	1
	<i>Kolom depropanizer</i>	1
	<i>Kolom debutanizer</i>	1
Temperature	<i>Tray kolom deethanizer</i>	N_{se}
	<i>Heat exchanger</i>	1
	<i>Reboiler kolom deethanizer</i>	1
	<i>Tray kolom depropanizer</i>	N_{sp}
	<i>Kondenser kolom depropanizer</i>	1
	<i>Reboiler kolom depropanizer</i>	1
	<i>Tray kolom debutanizer</i>	N_{sb}
	<i>Kondenser kolom debutanizer</i>	1
<i>Reboiler kolom debutanizer</i>	1	
Jumlah variabel = $25 N_{se} + 25 N_{sp} + 25 N_{sb} + 192$		

LAMPIRAN B
Persamaan pada LPGF

	Persamaan	Jumlah
Kesetimbangan komponen Kesetimbangan keseluruhan	Tray kolom <i>deethanizer</i>	11 N_{se}
	Refluks akumulator kolom <i>deethanizer</i>	11
	Reboiler kolom <i>deethanizer</i>	11
	Tray kolom <i>depropanizer</i>	11 N_{sp}
	Kondenser kolom <i>depropanizer</i>	11
	Reboiler kolom <i>depropanizer</i>	11
	Tray kolom <i>debutanizer</i>	11 N_{sb}
	Kondenser kolom <i>debutanizer</i>	11
	Reboiler kolom <i>debutanizer</i>	11
	Kolom <i>deethanizer</i>	N_{se}
	Refluks akumulator kolom <i>deethanizer</i>	1
	Reboiler kolom <i>deethanizer</i>	1
	Heat exchanger	3
	Kolom <i>depropanizer</i>	N_{sp}
	Kondenser kolom <i>depropanizer</i>	1
	Reboiler kolom <i>depropanizer</i>	1
	Kolom <i>debutanizer</i>	N_{sb}
	Kondenser kolom <i>debutanizer</i>	1
	Reboiler kolom <i>debutanizer</i>	1
Kesetimbangan fasa	Kolom <i>deethanizer</i>	12 N_{se}
	Refluks akumulator kolom <i>deethanizer</i>	12
	Reboiler kolom <i>deethanizer</i>	12
	Heat exchanger	12
	Kolom <i>depropanizer</i>	12 N_{sp}
	Kondenser kolom <i>depropanizer</i>	12
	Reboiler kolom <i>depropanizer</i>	12
	Kolom <i>debutanizer</i>	12 N_{sb}

	Persamaan	Jumlah
Keseimbangan fasa	Kondenser kolom <i>debutanizer</i>	12
	Reboiler kolom <i>debutanizer</i>	12
Keseimbangan energi	Tray kolom <i>deethanizer</i>	N_{se}
	Reboiler kolom <i>deethanizer</i>	1
	Heat exchanger	3
	Tray kolom <i>depropanizer</i>	N_{sp}
	Kondenser kolom <i>depropanizer</i>	1
	Reboiler kolom <i>depropanizer</i>	1
	Tray kolom <i>debutanizer</i>	N_{sb}
	Kondenser kolom <i>debutanizer</i>	1
	Reboiler kolom <i>debutanizer</i>	1
Pemisahan komponen	Kolom <i>deethanizer</i>	1
	Kolom <i>depropanizer</i>	1
	Kolom <i>debutanizer</i>	1
Penurunan tekanan	Kolom <i>deethanizer</i>	1
	Kolom <i>depropanizer</i>	1
	Kolom <i>debutanizer</i>	1
Jumlah persamaan = $25 N_{se} + 25 N_{sp} + 25 N_{sb} + 177$		

BIODATA PENULIS



Penulis bernama lengkap Januar Ananta Dinar Pratama yang akrab disapa Janu. Penulis merupakan anak pertama dari tiga bersaudara, terlahir di kota Probolinggo pada tanggal 20 Januari 1996 Penulis menempuh pendidikan di SDN Sukabumi II lulus tahun 2008, SMPN 1 Probolinggo lulus tahun 2011, dan SMAN 1 Probolinggo, lulus tahun 2013. Pendidikan sarjana ditempuh di Jurusan Teknik Fisika ITS melalui jalur SNMPTN 2013. Selama aktif menjadi mahasiswa, penulis bergabung dalam organisasi kemahasiswaan BEM FTI-ITS selama periode 2014-2015 sebagai Staff & 2015-2016 sebagai Kepala Departemen dalam Departemen Komunikasi dan Informasi. Selain aktif dalam berorganisasi, penulis juga aktif dalam kegiatan akademik sebagai asisten Laboratorium Rekayasa Instrumentasi dan Kontrol selama periode 2015-2016 & koordinator asisten Laboratorium Rekayasa Instrumentasi dan Kontrol 2016-2017. Pengalaman *internship program* selama 1 bulan di PT. IPMOMI Jawa Timur, Paiton. Bidang minat penulis dalam mengerjakan tugas akhir adalah instrumentasi. Penulis dapat dihubungi di email ananta24.044@gmail.com.