



TUGAS AKHIR – TF 181801

OPTIMISASI KONDISI OPERASI DAN PLANTWIDE CONTROL PADA PLANT LIQUEFACTION NATURAL GAS

Thareq Fasya Iballe
NRP. 0231154000008

Dosen Pembimbing:
AP. Totok Ruki Biyanto, Ph.D

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

“Halaman ini memang dikosongkan”



FINAL PROJECT – TF 1801

***OPTIMIZATION CONDITION OPERATION
AND PLANTWIDE CONTROL
LIQUEFACTION NATURAL GAS PLANT***

Thareq Fasya Iballe
NRP. 02311540000008

Supervisor:
AP. Totok Ruki Biyanto, Ph.D

ENGINEERING PHYSICS DEPARTEMENT
Faculty of Industrial Technology
Institute of Technology Sepuluh Nopember
Surabaya
2019

“Halaman ini memang dikosongkan”

PERNYATAAN BEBAS PLAGIARISME

Saya yang bertanda tangan dibawah ini

Nama : Thareq Fasya Iballe
NRP : 0231154000008
Departemen / Prodi : Teknik Fisika / S1 Teknik Fisika
Fakultas : Fakultas Teknologi Industri
PerguruanTinggi : Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Dengan ini menyatakan bahwa Tugas Akhir dengan judul "Optimisasi Kondisi Operasi dan Plantwide Control pada plant LNG" adalah benar karya saya sendiri dan bukan plagiat dari karya orang lain. Apabila di kemudian hari terbukti terdapat plagiat pada Tugas Akhir ini, maka saya bersedia menerima sanksi sesuai ketentuan yang berlaku.

Demikian surat pernyataan ini saya buat dengan sebenar-benarnya.

Surabaya, 24 Mei 2019

Yang membuat

pernyataan,



Thareq Fasya Iballe
NRP.0231154000008

“Halaman ini memang dikosongkan”

LEMBAR PENGESAHAN

TUGAS AKHIR

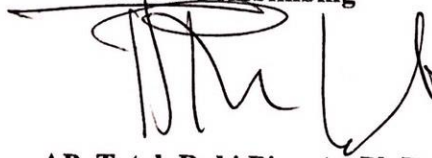
OPTIMISASI KONDISI OPERASI DAN PLANTWIDE CONTROL PADA PLANT LIQUEFACTION NATURAL GAS

Oleh:

Thareq Fasya Iballe
NRP.0231154000006

Surabaya, 25 Juli 2019

Menyetujui,
~~Dosen Pembimbing~~



AP. Totok Ruki Biyanto, Ph.D
NIPN.197605232000122001

Mengetahui,
Kepala Departemen
Teknik Fisika FTI-ITS



Agus Muhamad Hatta, S.T., M.Si., Ph.D.
NIPN.197809022003121002

“Halaman ini memang dikosongkan”

**OPTIMISASI KONDISI OPERASI DAN PLANTWIDE
CONTROL PADA PLANT LIQUEFACTION NATURAL
GAS**




TUGASAKHIR

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

Oleh:

Thareq Fasya Iballe
NRP.0231154000008

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

1. AP. Totok Ruki Biyanto, Ph.D  (Pembimbing)
2. Hendra Cordova, S.T, M.T(Penguji I)
3. Ir. Matradji, M.Sc (Penguji II)
4. Ir. Harsono, M.T., Ph.D (Penguji III)

SURABAYA
Juli, 2019

“Halaman ini memang dikosongkan”

OPTIMISASI KONDISI OPERASI DAN PLANTWIDE CONTROL PADA PLANT LIQUEFACTION NATURAL GAS

Nama : Thareq Fasya Iballe
NRP : 0231154000008
Departemen : Teknik Fisika FTI-ITS
Dosen Pembimbing : AP. Totok Ruki Biyanto, Ph.D

Abstrak

Penggunaan energi hidrokarbon saat ini masih sangat dominan, dimana energi hidrokarbon yang paling efisien adalah gas alam. dimana pada tahap ini *natural gas* yang telah dihilangkan kandungan air, merkuri serta CO₂ nya dan setelah melalui proses *fractination* yang terdiri dari empat pemisahan yaitu *methane, ethane, propane* dan *butane*. *LNG plant* terdiri dua tahap *precooling* yaitu siklus propane dan MCR sehingga pengendalian proses plant yang kompleks dibutuhkan dalam menyelesaikan permasalahan ini. Perancangan desain plantwide control (PWC) pada LNG berhasil menyelesaikan permasalahan tersebut, terbukti dengan adanya analisis dampak dari sisi energi, ekonomi dan dari kestabilan plant. Metode PWC yang digunakan menurunkan metode milik Luyben dan Skogestad. Hasil perancangan PWC pada kenaikan feed 5% mampu menurunkan penggunaan energi sebesar 143762.47 kJ perjam dan mampu meningkatkan profit sebesar 1774.60 USD perhari sedangkan pada penurunan feed sebesar 5% mampu menurunkan penggunaan energi sebesar 200000 kJ perjam dan mampu meningkatkan profit sebesar 1579.13 USD perhari. Penerapan PWC juga dapat menghasilkan respon sistem yang stabil saat dilakukan uji gangguan dibuktikan dengan settling time dan overshoot yang menurun serta eror steady state yang hilang dibandingkan dengan pengendalian PID saja sebelum dilakukan perancangan PWC.

Kata Kunci: Plantwide control, energi, profit

**OPTIMIZATION CONDITION OPERATION AND
PLANTWIDE CONTROL LIQUEFACTION NATURAL GAS
PLANT**

Name : **Thareq Fasya Iballé**
NRP : **0231154000008**
Department : **Teknik Fisika FTI-ITS**
Supervisor : **AP. Totok Ruki Biyanto, Ph.D**

Abstract

The use of hydrocarbon energy is still very dominant, where the most efficient hydrocarbon energy is natural gas. where at this stage natural gas has been removed from the water, mercury and CO₂ content and after going through the fractination process which consists of four separations namely methane, ethane, propane and butane. The LNG plant consists of two precooling stages namely the propane cycle and the MCR so that complex plant process control is needed to solve this problem. Plantwide control (PWC) design on LNG successfully resolves these problems, as evidenced by the impact of energy, economic and plant stability analysis. The PWC method used decreases the method of Luyben and Skogestad. The results of the PWC design on a 5% feed increase were able to reduce energy use by 143762.47 kJ per hour and were able to increase profit by 1774.60 U \$ per day while the 5% decrease in feeds was able to reduce energy use by 200000 kJ per hour and increase profit by 1579.13 U \$ per day The application of PWC can also produce a stable system response when a disturbance test is proved by settling time and overshoot which decreases and the steady state error is lost compared to PID control only before the PWC design is done.

Keywords: *Plantwide Control, Energy, Profit*

“Halaman ini memang dikosongkan”

KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadirat 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 **“OPTIMISASI KONDISI OPERASI DAN PLANTWIDE CONTROL PADA PLANT LIQUEFACTION NATURAL GAS”**

Penulisan telah banyak memperoleh bantuan dari berbagai pihak dalam penyelesaian tugas akhir dan laporan Tugas Akhir ini. Oleh karena itu, mengucapkan terimakasih kepada:

1. Orang tua yang selalu memberikan cinta dan kasih sayang baik secara moril dan materil serta semangat yang tak ada habisnya.
2. Bapak Agus Muhamad Hatta, S.T., M.Si., Ph.D selaku Kepala Departemen Teknik Fisika yang telah memberikan petunjuk, ilmu, serta bimbingan selama menempuh pendidikan di Teknik Fisika.
3. Bpk Totok Ruki Biyanto Ph.D selaku dosen pembimbing yang telah dengan sabar memberikan petunjuk, ilmu, nasihat, serta bimbingan yang sangat bermanfaat.
4. Segenap Bapak/Ibu dosen pengajar di Departemen Teknik Fisika – ITS.
5. Penghuni dan sahabat BME E-81 yang selalu memberikan semangat dan hiburan dalam menjalani hari-hari yang penuh liku dan cobaan.
6. Pasukan Argabayu 2015 yang telah membuka pikiran penulis bahwa dunia perkuliahan itu indah.
7. Sahabat penulis Okky, Ali, Richardo, Bion, Zanuar, Sovi, Dewi, Ulin, dan Brian yang selalu memberikan keceriaan selama kuliah dan pengerjaan tugas akhir.
8. Asisten Laboratorium Rekayasa Instrumentasi dan Kontrol angkatan 2017, 2016, 2015, 2014, dan 2013 yang sangat berjasa sebagai wadah belajar bidang minat instrumentasi.

9. Asisten Laboratoirum Fisika Rekayasa yang telah memberikan tempat dan fasilitas dalam pengerjaan Tugas Akhir ini.
- 10.Seluruh teman-teman Teknik Fisika angkatan 2015 yang selalu memberikan dukungan dan bantuan selama pengerjaan Tugas Akhir dan kuliah selama 3,5 tahun.
- 11.Andro, Gideon, Nanda, Okky, Gikano, dan Damarcha selaku teman seperjuangan pengerjaan TA di laboratorium Rekayasa Instrumentasi dan Control selama semester genap 2019.
- 12.Mba Safira dan Mas Roy alumni teknik fisika angkatan 2014 yang telah banyak sekali membantu dalam pengerjaan Tugas Akhir ini.
- 13.Marchi Rizqa Millenia yang selalu memberikan kebahagiaan, memberikan motivasi, membuka jalan pikiran, mengajari caranya bersabar dan bersyukur, dan selalu membantu penulis dalam segala hal.
- 14.Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu

Penulis sadar bahwa penulisan laporan tugas akhir ini tidak 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. Semoga laporan tugas akhir ini dapat bermanfaat sebagai referensi pengerjaan laporan tugas akhir bagi mahasiswa yang lain.

Surabaya, 15 Mei 2019

Penulis

DAFTAR ISI

PERNYATAAN BEBAS PLAGIARISME	v
LEMBAR PENGESAHAN.....	vii
Abstrak	xi
<i>Abstract</i>	xii
KATA PENGANTAR.....	xiv
DAFTAR ISI	xvi
DAFTAR GAMBAR.....	xviii
DAFTAR TABEL	xix
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1. Latar Belakang	1
1.2. Rumusan Masalah	4
1.3. Tujuan	5
1.4. Batasan Masalah.....	5
Sistematika Laporan.....	5
BAB II TEORI PENUNJANG	7
2.1 Liquefaction LNG	7
2.2 Analisa <i>Steady State</i> Keseimbangan Energi.....	8
2.3 Analisa <i>Steady State</i> Keseimbangan <i>Exergy</i>	9
2.3.1 Persamaan <i>Exergy</i> Tiap Komponen	10
2.3.2 Persamaan <i>Vapor Liquid Equilibrium</i>	11
2.3.3 Persamaan <i>Steady State Heat Exchanger</i>	14
2.4 Kontroler PID.....	16
2.5 PWC pada Plant LNG.....	17
BAB III METODOLOGI	21
3.1 Pengumpulan Data	22
3.1.1. Feed Natural Gas pada Kondisi Desain	22
3.1.2. Propana pada Kondisi Desain	22
3.1.3. MCR pada Kondisi Desain	23
3.2 Pemodelan LNG Plant.....	23
3.2.1 Pemodelan LNG Plant	25
3.3 Validasi Proses LNG.....	27
3.3.1 Validasi Proses Propana	27
3.3.2 Validasi Proses MCR.....	27
3.3.3 Validasi Proses Sea Water	28
3.3.4 Validasi Proses Natural Gas	28

3.4 Perancangan Plantwide Control	29
3.4.1. Penentuan Fungsi Objektif	29
3.4.2. Analisis DOF	30
3.4.3 Penentuan Laju Produksi	31
3.4.4. Penentuan variabel ekonomi (economical controlled variable)	31
3.4.5. Integrasi proses (process integration)	31
3.4.6. Lapisan Pengendalian Supervisory	32
3.4.7. Optimisasi	33
3.5 Pengujian Performansi Sistem dan Analisis	34
BAB IV ANALISA DAN PEMBAHASAN	35
4.1 Analisa Hasil Perancangan PWC	35
4.2 Analisis Hasil Optimisasi	38
4.3 Analisis Pengujian Performansi	41
4.4 Pembahasan	46
BAB V KESIMPULAN DAN SARAN	51
5.1 Kesimpulan	51
5.2 Saran	51
References	53
BIODATA PENULIS	70

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2. 1 Skema Proses APCI.....	8
Gambar 3. 1 Diagram Alir Metodologi	21
Gambar 3. 2 LNG Plant pada Kondisi Desain.....	25
Gambar 3. 3 Siklus Propana dan MCR pada Kondisi Operasi	26
Gambar 3. 4 Lokasi TPM pada proses LNG	31
Gambar 3. 5 Letak MPC.....	33
Gambar 4. 1 Uji Set Point Naik 5% pada TIC 100.....	35
Gambar 4. 2 Uji Set Point Turun 5% pada TIC 100.....	36
Gambar 4. 3 Uji Set Point Naik 5% pada TIC 101.....	36
Gambar 4. 4 Uji set point turun 5% pada TIC 101	37
Gambar 4. 5 Uji Set Point Naik 5% pada TIC 102.....	37
Gambar 4. 6 Uji set point turun 5% pada TIC 102.....	38
Gambar 4. 7 Gangguan pada Umpan.....	41
Gambar 4. 8 Respon untuk struktur control non-PWC pada TIC LNG saat naik 5%	42
Gambar 4. 9 Respon untuk struktur kontrol PWC pada TIC LNG saat naik 5%.....	43
Gambar 4. 10 Perbandingan respon untuk struktur control non PWC turun 5%.....	44
Gambar 4. 11 Perbandingan respon untuk struktur control PWC turun 5%	45

DAFTAR TABEL

Tabel 2. 1 Persamaan Exergy Destruction pada Setiap Komponen	10
Tabel 3. 1 Properti pada Feed Natural Gas.....	22
Tabel 3. 2 Properti pada Propane	22
Tabel 3. 3 Properti pada Feed Natural Gas.....	23
Tabel 3. 4 Validasi Proses propane	27
Tabel 3. 5 Validasi Proses MCR	27
Tabel 3. 6 Validasi Proses Sea Water.....	28
Tabel 3. 7 Validasi Proses Natural Gas	28
Tabel 3. 10 Parameter pemodelan untuk pengendali feedforward	32
Tabel 3. 11 Parameter pemodelan FOPDT.....	32
Tabel 4. 2 Perbandingan Laju Produk pada LNG Plant	39
Tabel 4. 3 Perbandingan Penggunaan Energi.....	39
Tabel 4. 4 Perbandingan perhitungan biaya pada LNG Plant	39
Tabel 4. 5 Karakteristik respon non PWC pada TIC LNG saat feed naik 5%.....	42
Tabel 4. 6 Karakteristik Respon PWC pada TIC LNG saat feed naik 5%.....	43
Tabel 4. 7 Karakteristik Respon non PWC pada TIC LNG saat feed turun 5%	44
Tabel 4. 8 Karakteristik Respon PWC pada TIC LNG saat feed turun 5%	45

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Penggunaan gas alam (NG) berkembang di tahun 2017 berkembang 22% lebih cepat dibandingkan dengan permintaan energi [1] dan diproyeksikan untuk tahun kedepannya mengalami peningkatan dalam hal pemasaran *natural gas* yang mencapai 3,9% per tahun dan pada tahun pada tahun 2035 mencapai 46%. *Supply* terbesar masih didominasi oleh Amerika Utara mencapai 99% dan 70% pada tahun 2035. Asia pasifik juga akan mengalami peningkatan dalam hal produksi *natural gas* termasuk Indonesia yang masih memiliki cadangan sebesar 150,7 TSCF pada tahun 2012 [2]. Gas alam merupakan salah satu energi yang paling bersih dari bahan bakar fosil. Gas alam diangkut dalam jaringan pipa atau kapal LNG.

Tingginya tingkat permintaan gas alam memerlukan adanya perkembangan teknologi guna untuk memenuhinya. Salah satu bagian penting pada proses pembuatan LNG adalah proses liquefaction. Teknologi liquefaction semakin berkembang dari kapasitas kecil sekitar satu juta ton per annum (MTPA) pada 1970-an hingga saat ini disebut *mega trains* dengan kapasitas di atas 7,8 MTPA. Teknologi Liquefaction yang berada di onshore saat ini adalah PRICO refrigerant campuran tunggal (SMR), ConocoPhillips *optimized cascade*, Air-product propane precooled mixed refrigerant (C3MR), Shell dual mixed refrigerant (DMR), Statoil-Linde mixed fluid cascade (MFC) dan proses hibrida AP-X [3] [4].

Pada proses *treatment* didinginkan dengan metode *cryogenic* dikarenakan titik didih *natural gas* berada pada temperature yang rendah. Natural gas dalam mencapai temperature yang lebih rendah dari sistem pendinginan

dipengaruhi oleh sistem kompresi dan proses transfer panas. Meskipun refrigeran dapat mendinginkan gas alam hingga temperature tertentu, ada kemungkinan proses pendinginan tidak berjalan optimal. Pendinginan awal untuk mencapai temperature yang optimal dipengaruhi oleh temperature lingkungan sekitar, tingkat efisiensi dari pendinginan awal dan pendingin utama. Kondisi sekitar yang lebih dingin dapat mendinginkan gas alam ke temperature yang lebih rendah. Temperature pada pendinginan awal yang lebih panas, membutuhkan daya pendinginan awal yang tinggi dan kebutuhan daya pendinginan pada *main cryogenic heat exchanger* meningkat. Perbedaan suhu antara sisi panas dan dingin di MCHE meningkat, menurunkan efisiensi secara keseluruhan.

Banyak penelitian yang dilakukan untuk mengurangi biaya operasinya, mulai dari pemilihan teknologi yang digunakan sampai optimasi kondisi operasi [5]. Penentuan komposisi *multi component refrigerant* (MCR) dengan menggunakan desain proses pendinginan yang sederhana seperti PRICO yang menggunakan satu tahap *main cryogenic heat exchanger* (MCHE) serta dua buah kompresor untuk tahap kompresinya dilakukan untuk meminimalkan total *shaft work*. Komposisi dan *flow rate* menjadi variabel dengan meminimalkan total energi pada kompresor dan pompa. *Genetic algorithm* (GA) dipilih sebagai *optimizer* karena mampu menyelesaikan permasalahan yang memiliki banyak variabel. Hasilnya efisiensi *exergy* dari proses dapat ditingkatkan. Namun hasil proses ini hanya menghasilkan produk LNG dengan kapasitas yang rendah [6].

Meminimalkan energi pada proses PRICO juga pernah dilakukan dengan *flow rate*, komposisi dan *pressure refrigerant* sebagai desain variabelnya. Proses PRICO disimulasi dengan *software* Aspen HYSYS dan

dioptimasi menggunakan metode Tabu Search (TS) dan Nelder-Mead Downhill Simplex (NMDS) [7].

Selain menggunakan desain proses PRICO, penelitian mengenai optimasi proses SMR dengan *non-linear programming* menggunakan *exergy* analisis juga pernah dilakukan [8]. Efisiensi proses dapat ditingkatkan dengan variabel optimasi berupa komposisi MCR, *flow rate* MCR, dan *pressure*. Analisa *exergy* juga digunakan untuk membandingkan performa *shaft work* dan komponen ekspansi untuk empat proses *liquefaction natural gas* skala kecil seperti SMR, *nitrogen refrigerant* dengan dua tingkat ekspansi dan dua proses *open-loop* [9]

Optimasi dengan menggunakan *genetic algorithm* (GA) juga pernah dilakukan pada proses SMR dengan model matematis pada MATLAB. Total konsumsi energi pada proses dapat diminimalkan dengan *pressure*, *flow rate* dan komposisi MCR sebagai variabel optimasi [10]. Meminimalkan biaya kapital pada proses yang sama juga pernah dilakukan dengan *flow rate*, temperatur, serta *pressure* masukan dan luaran kompresor sebagai variable [11].

Teknologi yang banyak digunakan pada *liquefaction* LNG adalah *propane precooled mixed refrigerant* (C3MR) dengan lisensi APCI. Desain dan kondisi operasi proses C3MR menjadi fokus penelitian dengan delapan fungsi objektif dengan variabel *flow rate* MCR, *pressure* luaran komponen ekspansi dan kompresor, dan temperatur luaran *natural gas* pada *heat exchanger*. Pada penelitian ini, hasil terbaik didapat dengan meminimalkan nilai *shaft work* dan *overall heat transfer area* (UA) [12].

Variabel proses seperti *flow rate*, *pressure*, menjadi perhatian khusus untuk mendapatkan nilai efisiensi yang optimal dengan melihat nilai *exergy* pada masukan dan luaran *natural gas* sebelum dan setelah didinginkan. Optimasi

dilakukan dengan menggunakan *software* Aspen HYSYS. Terdapat empat fungsi objektif yang digunakan mulai dari meminimalkan total *shaft work* kompresor, memaksimalkan efisiensi *exergy* dengan *energy expenditure* berupa *shaft work* kompresor dan *cooling duty* dari kondensor serta meminimalkan nilai *operating expenditure* (OPEX) [13].

Komposisi MRC yang digunakan pada penelitian sebelumnya terdiri dari *metane*, *ethane*, *propane*, *butane* dan *nitrogen* [13]. Adapula yang tanpa menggunakan *butane* pada komposisinya [12]. Pada penelitian tersebut diperoleh bahwa komposisi MCR dapat mempengaruhi konsumsi energi secara signifikan.

Dari beberapa penelitian di atas maka pada penelitian tugas akhir ini dilakukan optimasi pada proses C3MR dengan meminimalkan nilai OPEX dengan menggunakan pendekatan *steady state* hukum termodinamika pertama pada setiap komponen C3MR. Variabel yang digunakan adalah *flow rate*, *pressure*, rasio *mass splitter*, serta komposisi dari MCR. *Optimizer* yang digunakan adalah GA karena menjanjikan global optimum dan dapat menyelesaikan masalah yang memiliki banyak *variable* seperti pada perhitungan proses C3MR.

Untuk itu, dilakukan penelitian pada *plant LNG* dengan judul “**Optimisasi Kondisi Operasi dan PWC pada Plant LNG**” agar dapat ditemukan cara-cara terbaik lebih lanjut untuk inovasi terbaru dalam dunia LNG yang melibatkan perpaduan antara optimisasi dan kontrol yang akan memberikan solusi yang optimal, ekonomis, aman, dan stabil untuk tujuan pendinginan LNG dengan desain yang sangat aman.

1.2. Rumusan Masalah

Berdasarkan uraian latar belakang diatas, dapat diperoleh rumusan masalah sebagai berikut.

1. Bagaimana perancangan PWC pada LNG Plant?

2. Bagaimana dampak penerapan PWC pada LNG Plant dalam segi penggunaan energi dan segi ekonomi?
3. Bagaimana dampak penerapan PWC pada LNG Plant dalam segi kestabilan respon akibat adanya gangguan?

1.3. Tujuan

Berdasarkan rumusan masalah yang telah dijelaskan sebelumnya, maka adapun tujuan dari penelitian tugas akhir ini adalah sebagai berikut.

1. Melakukan perancangan PWC pada LNG Plant.
2. Mengetahui dampak perancangan PWC pada LNG Plant dalam segi penggunaan energi dan segi ekonomi.
3. Mengetahui dampak penerapan PWC pada LNG Plant dalam segi kestabilan respon akibat adanya gangguan.

1.4 Batasan Masalah

Ruang lingkup dalam tugas akhir ini adalah pertama mengumpulkan data mulai dari PFD, P&ID, serta datasheet dari LNG plant, yang terdiri dari siklus proopana, siklus MCR, dan MCHE. Setelah data yang diperlukan telah didapat selanjutnya dimodelkan pada software HYSYS. Pemodelan yang dibuat mulai dari contactor hingga regenerator. 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.

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 absorber, kolom distilasi Liquefaction Natural Gas (LNG), 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 Liquefaction Natural Gas (LNG) Plant, 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.

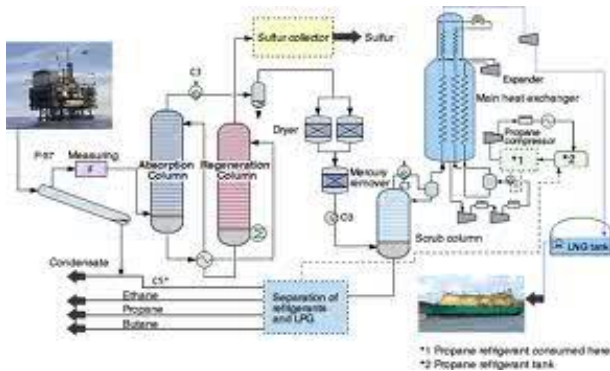
BAB II TEORI PENUNJANG

2.1 Liquefaction LNG

Proses pencairan *Natural Gas* dilakukan dengan menggunakan sistem pendingin bertingkat. Bahan pendingin yang digunakan adalah *propane* dan *Mixed Component Refrigerant (MCR)* yang merupakan campuran dari nitrogen, *methane*, *ethane*, dan *propane* yang digunakan untuk pendingin akhir dalam proses pembuatan LNG. *Propane* dan MCR sebagai pendingin diperoleh dari hasil sampingan pengolahan LNG di *plant fractionation*.

Cairan *propane* akan berubah fase menjadi gas saat temperaturnya naik setelah digunakan untuk mendinginkan *natural gas* dan MCR. Sesuai dengan kebutuhan pendinginan bertingkat pada proses pengolahan LNG, kondisi pencairan *propane* yang digunakan untuk pendinginan ada 3 tingkat untuk MCR dan 3 tingkat untuk *natural gas*. *Propane* yang telah dipakai untuk pendinginan dikompresi oleh *propane recycle compressor* untuk menaikkan tekanannya. Kemudian *propane* didinginkan oleh air laut.

Cairan MCR berubah fase menjadi gas dengan kenaikan temperatur karena dipakai untuk pendinginan *natural gas* pada *Main Cryogenic Heat Exchanger (MCHE)*. Gas MCR tersebut dikompresikan secara seri oleh MCR *first stage compressor* dan MCR *second stage compressor* untuk menaikkan tekanannya [12]. **Gambar 2.1** menjelaskan mengenai proses pendinginan LNG yang berlisensi APCI.



Gambar 2. 1 Skema Proses APCI

2.2 Analisa *Steady State* Keseimbangan Energi

Hukum pertama termodinamika dapat didefinisi sebagai hukum konversi energi dimana pada keadaan ini energi tidak dapat diciptakan dan dimusnahkan [13, 14]. Secara umum total energi pada sistem selama beroperasi merupakan selisih antara energi yang masuk dan energi yang keluar. Selama proses berjalan secara *steady state*, perubahan energi pada sistem dianggap nol. Jika energi kinetik dan potensial diabaikan maka persamaan hukum pertama termodinamika dapat ditulis sebagai berikut,

$$\dot{Q} - W + \sum_i \dot{m}_i h_i - \sum_e \dot{m}_e h_e = 0 \quad (2.1)$$

dimana,

\dot{m}_i = laju massa *input* fluida kerja (kg/s)

\dot{m}_e = laju massa *output* fluida kerja (kg/s)

\dot{Q} = laju kalor pada sistem (kJ/s)

W = kerja pada sistem (kJ/s)

h_i = entalpi dari fluida kerja *input* (kJ/kg)

h_e = entalpi dari fluida kerja *output* (kJ/kg)

2.3 Analisa *Steady State Kesetimbangan Exergy*

Konversi energi sendiri seperti yang dijelaskan pada persamaan (2.1) pada subbab sebelumnya tidak cukup untuk menggambarkan beberapa aspek penting pada pemanfaatan sumber energi itu sendiri [15]. Karena ada kemungkinan terjadi kerja dari dua sistem yang memiliki keadaan berbeda jika berinteraksi. Pada prinsipnya sebuah kerja dapat dianggap sebagai sebuah sistem untuk mencapai sebuah keseimbangan. Ketika satu dari dua buah sistem adalah sistem ideal misalkan lingkungan sekitar dan yang lain adalah sistem objeknya, maka kedua sistem akan berinteraksi untuk mencapai kesetimbangan. Jadi bisa dikatakan *exergy* tidak hanya dapat hilang karena sistem *irreversible*, namun dapat ditransfer dari sistem satu ke sistem lainnya misalkan lingkungan sekitar [13, 16]. Laju *exergy* dari keduanya dapat dituliskan sebagai berikut,

$$e = h - h_0 - T_0(s - s_0) + \frac{V^2}{2} + gz \quad (2.2)$$

Sama halnya dengan kesetimbangan energi pada hukum pertama termodinamika, kesetimbangan *exergy* dapat ditulis,

$$\sum_j \left(1 - \frac{T_0}{T_j}\right) \dot{Q}_j - W_{cv} + \sum_i \dot{m}_i e_i - \sum_e \dot{m}_e e_e - \dot{E}_d = 0 \quad (2.3)$$

dimana,

e = laju *exergy* pada fluida kerja (kJ/kg)

h =entalpi dari fluida kerja (kJ/kg)

- h_0 =entalpi fluida kerja pada keadaan referensi/lingkungan(kJ/kg)
 s = entropi dari fluida kerja (kJ/kg)
 s_0 =entropi fluida kerja pada keadaan referensi/lingkungan(kJ/kg)
 V = kecepatan fluida kerja (m/s)
 z = ketinggian fluida kerja (m)
 \dot{m} = laju massa fluida kerja (kg/s)
 \dot{Q} = laju kalor pada sistem(kJ/s)
 W = kerja pada sistem (kJ/s)
 \dot{E}_d = *exergy loss* (kJ/s)

2.3.1 Persamaan Exergy Tiap Komponen

Komponen yang dipakai pada proses *liquefaction* terdiri dari *heat exchanger*, *kompresor*, *mixer*, *splitter*, dan komponen ekspansi. Dengan mengabaikan energi kinetik dan potensial yang bekerja pada fluida kerja serta dibatasi hanya *exergy* termal dan mekanik yang ditinjau dengan mengabaikan *exergy chemical*, maka laju *exergy* pada kondisi *steady state* dapat dituliskan sebagai berikut [17, 18],

$$e = h - h_0 - T_0(s - s_0) \quad (2.4)$$

Dengan menggunakan persamaan (2.3) maka *exergy destruction* pada setiap komponen *liquefaction* dapat ditulis seperti 2.1 berikut berikut [11, 14].

Tabel 2. 1 Persamaan Exergy Destruction pada Setiap Komponen

Kompresor	$\begin{aligned} \dot{E}_d &= W + \dot{m}_{in} e_{in} - \dot{m}_{out} e_{out} \\ &= W + \dot{m}(e_{in} - e_{out}) \\ &= W + \dot{m}(h_{in} - h_{out} - T_0(s_{in} - s_{out})) \end{aligned}$
-----------	--

Stream Mixer	$\begin{aligned}\dot{E}_d &= \dot{m}_{in1} e_{in1} + \dot{m}_{in2} e_{in2} - \dot{m}_{out} e_{out} \\ &= \dot{m}_{in1} (h_{in1} - h_{out} - T_0 (s_{in1} - s_{out})) \\ &\quad + \dot{m}_{in2} (h_{in2} - h_{out} - T_0 (s_{in2} - s_{out}))\end{aligned}$
Separator	$\begin{aligned}\dot{E}_d &= \dot{m}_{in} e_{in} - (\dot{m}_{out1} e_{out1} + \dot{m}_{out2} e_{out2}) \\ &= \dot{m}_{out1} (h_{in} - h_{out1} - T_0 (s_{in} - s_{out1})) \\ &\quad + \dot{m}_{out2} (h_{in} - h_{out2} - T_0 (s_{in} - s_{out2}))\end{aligned}$
Stream Splitter	$\begin{aligned}\dot{E}_d &= \dot{m}_{in} e_{in} - (\dot{m}_{out1} e_{out1} + \dot{m}_{out2} e_{out2}) \\ &= \dot{m}_{out1} (h_{in} - h_{out1} - T_0 (s_{in} - s_{out1})) \\ &\quad + \dot{m}_h (h_{in,h} - h_{out,h} - T_0 (s_{in,h} - s_{out,h}))\end{aligned}$
Heat Exchanger	$\begin{aligned}\dot{E}_d &= \dot{m}_{in,c} e_{in,c} + \dot{m}_{in,h} e_{in,h} - \dot{m}_{out,c} e_{out,c} - \dot{m}_{out,h} e_{out,h} \\ &= \dot{m}_c (e_{in,c} - e_{out,c}) + \dot{m}_h (e_{in,h} - e_{out,h}) \\ &= \dot{m}_c (h_{in,c} - h_{out,c} - T_0 (s_{in,c} - s_{out,c})) \\ &\quad + \dot{m}_h (h_{in,h} - h_{out,h} - T_0 (s_{in,h} - s_{out,h}))\end{aligned}$

2.3.2 Persamaan Vapor Liquid Equilibrium

Persamaan VLE (*Vapor Liquid Equilibrium*) ini digunakan untuk menentukan fraksi vapor fluida pendingin propana atau MCR, dimana pada proses *liquefaction* terdapat komponen separator dua fasa yang memisahkan fasa gas dengan fasa liquid. VLE pada penelitian ini menggunakan *Equation of State* (EOS) Peng Robinson dengan persamaan kubik seperti dibawah ini [14].

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V(V+b)+b(V-b)} \quad (2.5)$$

$$Z^3 - (1-B)Z^2 + (A-3B^2-2B)Z - (AB-B^2-B^3) = 0 \quad (2.6)$$

dengan,

$$A = \frac{aP}{R^2 T^2}$$

$$B = \frac{bP}{RT}$$

$$Z = \frac{PV}{RT}$$

Nilai a dan b didapatkan dengan persamaan,

$$a(T) = 0,45724 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \left(1 + m(1 - T_r^{0,5})^2\right) \quad (2.7)$$

$$b(T_c) = 0,07780 \frac{RT_c}{P_c} \quad (2.8)$$

dengan,

$$T_r = \frac{T}{T_c}$$

$$m = 0,37464 + 1,5426\omega - 0,26992\omega^2$$

Persamaan digunakan untuk fluida dengan *pure component*, bila fluida terdiri dari *mixture component* maka persamaan (2.6,2.7) dapat diubah menjadi,

$$a_i = 0,45724 \frac{R^2 T_{ci}^2}{P_{ci}} \left(1 + m_i(1 - T_{ri}^{0,5})^2\right) \quad (2.9)$$

$$b_i = 0,07780 \frac{RT_{ci}}{P_{ci}} \quad (2.10)$$

$$a = \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N z_i z_j (a_i a_j)^{0,5} (1 - k_{ij}) \quad (2.11)$$

$$b = \sum_{i=1}^N z_i b_i \quad (2.12)$$

dimana,

- P = tekanan pada fluida kerja (Mpa)
- T = temperatur pada fluida kerja (K)
- P_c = tekanan kritis fluida kerja (Mpa)
- T_c = temperatur kritis fluida kerja (K)
- V = molar volume pada fluida kerja (m^3/mole)
- Z = *compressibility factor*
- ω = *acentric factor* fluida kerja
- z = komposisi komponen x (%)
- k = interaksi binari antar komponen

Untuk kondisi dua fasa, akar positif terbesar pada persamaan (2.9) merupakan *compressibility factor* untuk kondisi vapor, sedang akar positif terkecil merupakan *compressibility factor* untuk kondisi liquid [20].

Vapor fraksi untuk kondisi dua fasa dapat dicari dengan menggunakan *coefficient fugacity* Peng Robinson dengan persamaan,

$$\ln \phi = Z - 1 - \ln(Z - B) - \frac{A}{2^{1.5} B} \ln \left(\frac{Z + (1 + \sqrt{2})B}{Z - (1 - \sqrt{2})B} \right) \quad (2.13)$$

Untuk kondisi mixture persamaan dapat diubah menjadi

$$\ln \phi_i = \frac{b_i}{b} (Z - 1) - \ln(Z - B) - \frac{A}{2^{1.5} B} \left(\frac{2 \sum_{i=1}^N z_i a_i}{a} - \frac{b_i}{b} \right) \times$$

$$\ln \left(\frac{Z + (1 + \sqrt{2})B}{Z - (1 - \sqrt{2})B} \right) \quad (2.14)$$

Nilai fraksi vapor dicari dengan menggunakan persamaan K value sebagai berikut [21, 22],

$$K_i = \frac{\phi_i^l}{\phi_i^v} = \frac{y_i}{x_i} \quad (2.15)$$

dimana,

ϕ_i^l = *coefficient fugacity* untuk fase liquid komponen i

ϕ_i^v = *coefficient fugacity* untuk fase vapor komponen i

y_i = fraksi *vapor* komponen i

x_i = fraksi *liquid* komponen i

Nilai K pada persamaan (2.5) juga dapat dicari dengan menggunakan hukum Raultz dimana nilai K merupakan perbandingan antara tekanan sistem dan tekanan saturated setiap komponen seperti pada persamaan berikut.

$$K_i = \frac{P}{P_{sat,i}} \quad (216.)$$

dimana,

P = tekanan fluida (kg/ms²)

$P_{sat,i}$ = tekanan *saturated* komponen i (kg/ms²)

2.3.3 Persamaan *Steady State Heat Exchanger*

Pada dasarnya, dalam menganalisa kinerja dari *heat exchanger*, dapat digunakan prinsip kesetimbangan massa dan energi pada hukum pertama termodinamika. Aliran fluida panas dan dingin memiliki jumlah energi yang sama seperti persamaan di bawah [23],

$$Q_h = Q_c \quad (2.17)$$

dimana,

Q_h = panas yang diberikan oleh fluida panas (kJ)

Q_c = panas yang diterima oleh fluida dingin (kJ)

Sedangkan persamaan dari panas yang diberikan/diterima adalah

$$Q = mc_p (T_{in} - T_{out}) \quad (2.18)$$

dimana,

Q = panas yang ditransfer (kJ)

m = massa dari fluida yang mengalir (kg)

c_p = kalor jenis dari fluida (kJ/kg.K)

T_{in} = temperatur fluida pada *inlet heat exchanger* (K)

T_{out} = temperatur fluida pada *outlet heat exchanger* (K)

Dengan menggunakan penurunan hukum kesetimbangan energi termodinamika pertama pada persamaan dengan kondisi *steady state* maka didapatkan persamaan kesetimbangan pada *heat exchanger* sebagai berikut [23],

$$m_h c_{p,h} (T_{h,i} - T_{h,o}) = m_c c_{p,c} (t_{c,o} - t_{c,i}) \quad (2.19)$$

dimana,

m_h = massa dari fluida pemanas (kg)

m_c = massa dari fluida pendingin (kg)

$c_{p,h}$ = kalor jenis dari fluida pemanas (kJ/kg.K)

$c_{p,c}$ = kalor jenis dari fluida pendingin (kJ/kg.K)

$T_{h,i}$ = temperatur fluida pemanas pada *inlet heat exchanger* (K)

$T_{h,o}$ = temperatur fluida pemanas pada *outlet heat exchanger* (K)

$T_{c,i}$ = temperatur fluida pendingin pada *inlet heat exchanger* (K)

$T_{c,o}$ = temperatur fluida pendingin pada *outlet heat exchanger* (K)

Persamaan laju perpindahan panas pada *heat exchanger shell and tube* yang berlangsung antara sisi *tube* dan *shell* [24], yaitu

$$Q = UA\Delta T_m \quad (2.20)$$

dengan ΔT_m sama dengan LMTD yang memenuhi persamaan,

$$LMTD = \frac{(T_{h,in} - t_{c,out}) - (T_{h,out} - t_{c,in})}{\ln\left(\frac{T_{h,in} - t_{c,out}}{T_{h,out} - t_{c,in}}\right)} \quad (2.21)$$

dimana,

U = mean overall heat transfer coefficient (kJ/sm²K)

A = luas permukaan terjadinya perpindahan panas (m²)

ΔT_m = log mean temperature difference (LMTD) (K)

2.4 Kontroler PID

Kontroler *Proportional Integrated Derivative* (PID) merupakan kontroler yang memiliki 3 syarat pada penggunaannya, yaitu kontroler proporsional dengan *error* (e), kontroler proporsional dengan integral *error*, dan kontroler proporsional dengan derivatif dari *error*. Hasil output dari kontroler PID adalah nilai input yang telah

dimanipulasi terhadap variabel waktu $u(t)$. Persamaan dari kontroler PID ditunjukkan pada persamaan berikut.

$$u(t) = K_p e(t) + K_i \int_0^t e(t) d\tau + K_D \frac{de(t)}{dt} \quad (2.22)$$

K_p , K_i , dan K_D biasa disebut dengan *proportional gain*, *integral gain*, dan *derivative gain* yang merupakan *tuning parameter* dari pengendalian. Pada penelitian ini hanya digunakan kontroler PI dikarenakan respon dari pengendalian tekanan cukup cepat [15]. Persamaan kontroler untuk PI dapat diperoleh dengan menyederhanakan persamaan diatas tanpa melibatkan kontroler derivatif seperti pada persamaan berikut.

$$u(t) = K_p e(t) + K_i \int_0^t e(t) d\tau \quad (2.23)$$

2.5 PWC pada Plant LNG

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 laina dalam mencapai kondisi operasi yang aman dan lancar, mampu mempertahankan *quality* 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. [15]

1. Tentukan desain kondisi *steady state* dan kontrol dinamik untuk fungsi *objective* 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 *quality* 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 [16]

Dalam pemilihan variabel optimasi pada PWC, terdapat dua jenis variabel yakni variabel primer dan sekunder. Variabel primer adalah variabel yang berkaitan langsung pada sisi ekonomi pada sistem Sedangkan variabel sekunder adalah variabel yang mudah diukur dan sensitivitasnya tinggi sehingga dapat menghasilkan respon yang cepat [17].

Berikut ini adalah langkah–langkah penerapan PWC karya Skogestad. [18]

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 *Througput Manipulator* (TPM) yang menjadi pengatur besar laju produk per satuan waktu.

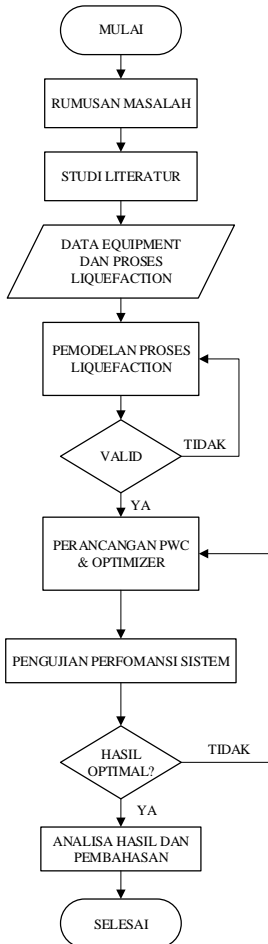
Analisa *Bottom-up*

1. 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.
2. 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.
3. Pilih struktur pada tingkat optimisasi yang berfungsi untuk menentukan *set point* optimum pada proses.

“Halaman ini memang dikosongkan”

BAB III METODOLOGI

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



Gambar 3. 1 Diagram Alir Metodolgi

3.1 Pengumpulan Data

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 compresor, pump, heat exchanger dan cooler pada setiap unit yang terdapat pada LNG Plant baik pada siklus propane dan siklus MCR. Data tersebut selanjutnya akan digunakan untuk memodelkan plant agar dapat mengetahui gambaran proses secara umum menggunakan software HYSYS.

3.1.1. Feed Natural Gas pada Kondisi Desain

Dalam memodelkan proses pada Liquefaction Natural Gas dibutuhkan data komposisi dan property pada plant. Data tersebut akan disajikan dalam Tabel 3.1 di bawah ini.

Tabel 3. 1 Properti pada Feed Natural Gas

Variable	Unit	Value
Temperature	C	-35.340
Pressure	kPa	4216.860
Flowrate	kg/s	107.199

3.1.2. Propana pada Kondisi Desain

Dalam memodelkan proses pada siklus propane dibutuhkan data komposisi dan property pada plant. Data tersebut akan disajikan dalam Tabel 3.2 di bawah ini.

Tabel 3. 2 Properti pada Propane

Variable	Unit	Value
Temperature	C	80.726
Pressure	kPa	1421.965
Flowrate	kg/s	407.014

3.1.3. MCR pada Kondisi Desain

Dalam memodelkan proses pada siklus MCR dibutuhkan data komposisi dan property pada plant. Data tersebut akan disajikan dalam Tabel 3.3 di bawah ini.

Tabel 3. 3 Properti pada MCR

Variable	Unit	Value
Temperature	C	-35.340
Pressure	kPa	5387.775
Flowrate	kg/s	210.748

Data pada siklus propane dan siklus MCR Unit tersebut digunakan untuk melakukan pemodelan proses menggunakan software HYSYS. Prosedur pemodelan sistem akan dijelaskan pada bagian selanjutnya.

3.2 Pemodelan LNG Plant

Pemodelan Proses LNG (Liquefaction Natural Gas) Plant Data mengenai siklus propane dan siklus MCR unit yang telah didapat dari langkah pertama selanjutnya akan disimulasikan atau dimodelkan pada software HYSYS. Simulasi atau pemodelan ini bertujuan untuk mengetahui gambaran proses yang terjadi pada LNG. 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 [19].

- a. Memasukkan semua data komponen proses
- b. Memilih model fluid package yang sesuai dengan data komponen dan proses. Pada proses LNG, 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, temperature, dan laju aliran. Untuk parameter yang lain akan dihitung melalui

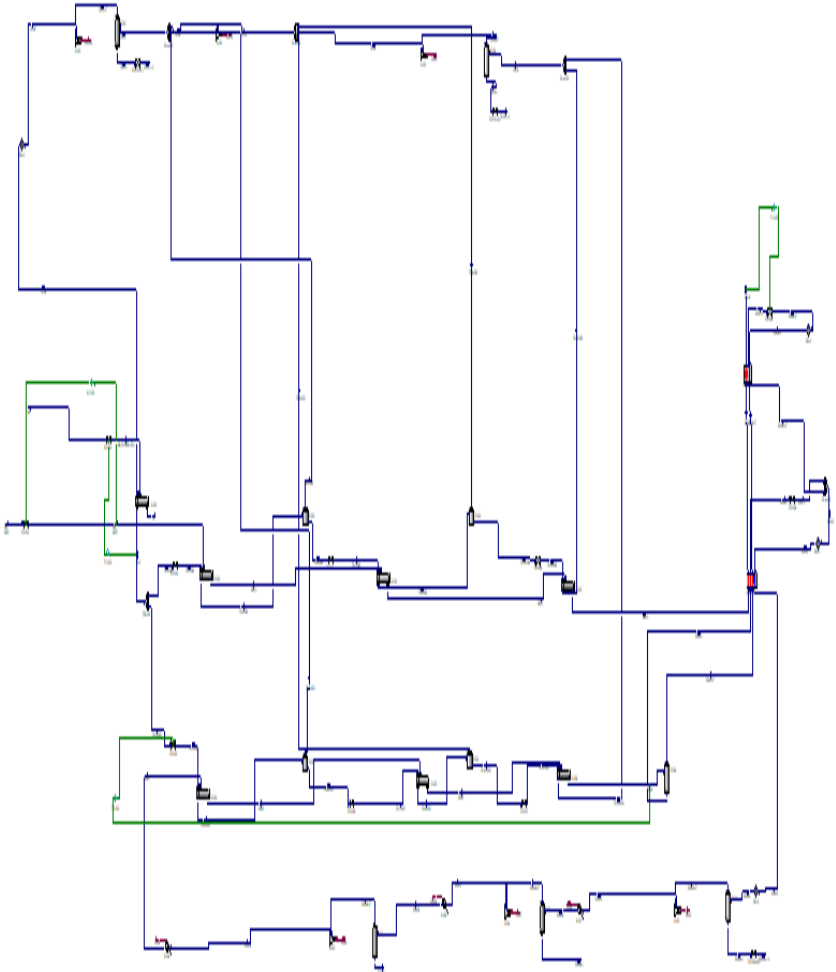
pemodelan fluid package peng-robinson yang dilakukan secara otomatis oleh software HYSYS.

- d. Apabila data yang dimasukkan telah sesuai, maka mulai merancang diagram alir proses (process flow diagram) dari lng. Perancangan diambil berdasarkan diagram alir proses LNG Diagram alir terdiri dari siklus propane dan siklus MCR (Multi Component Refrigerants).
- e. Apabila terdapat eror, maka dilakukan analisis proses agar pemodelan dengan menggunakan software HYSYS dapat konvergen dalam keadaan steady state.

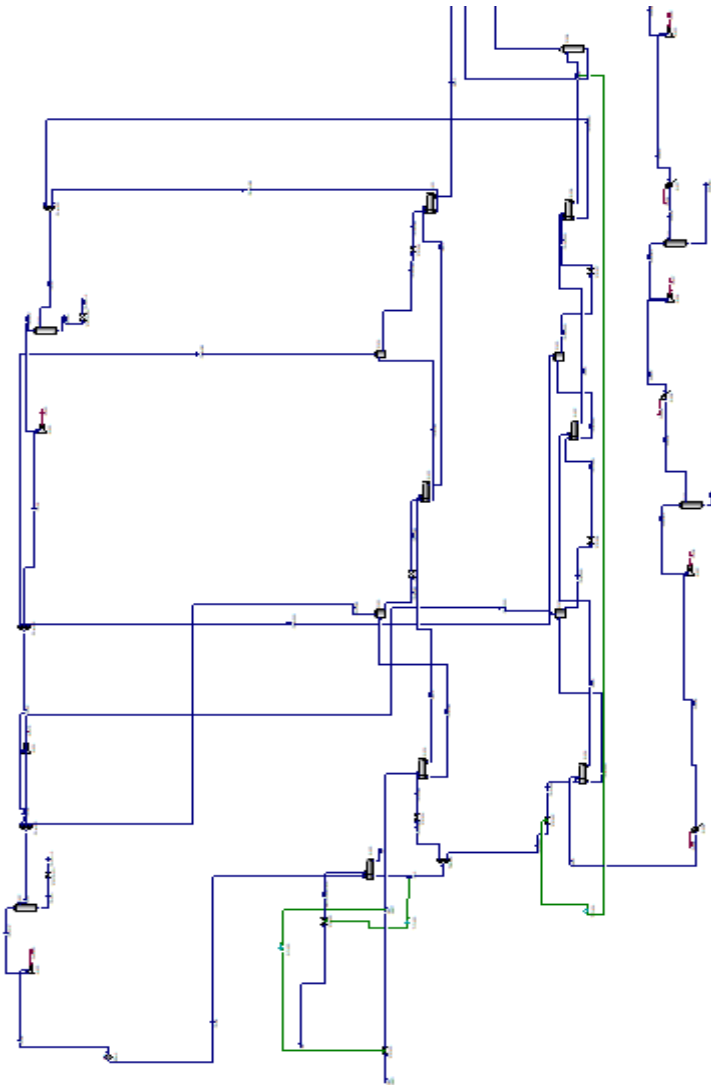
Demikian merupakan prosedur pembuatan proses LNG pada keadaan steady state atau pada kondisi tidak bergerak terhadap waktu. Pada kondisi ini selanjutnya akan dilakukan validasi proses terhadap data PFD yang akan dijelaskan pada bagian selanjutnya. Secara umum sebuah proses akan berubah seiring berjalan 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.
- 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 dinamic 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 dinamic 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). Berikut adalah hasil pemodelan LNG Plant yang dibagi menjadi dua unit siklus propane dan siklus MCR.

3.2.1 Pemodelan LNG Plant



Gambar 3. 2 LNG Plant pada Kondisi Desain



Gambar 3. 3 Siklus Propana dan MCR pada Kondisi Operasi

3.3 Validasi Proses LNG

Pemodelan yang dibuat divalidasi dengan kondisi desain dan PFD. Hasil pemodelan yang dibandingkan dengan kondisi desain tersebut kemudian dihitung nilai erornya pada stream LNG. Berikut merupakan hasil dari validasi LNG.

3.3.1 Validasi Proses Propana

Liquefaction plant pada LNG product melibatkan proses siklus propane. Berikut merupakan validasi dari siklus propane.

Tabel 3. 4 Validasi Proses propane

Properti	Data PFD	Simulasi	Error (%)
Stream C3-18			
Temperature (°C)	54.930	53.81	2.0%
Pressure (KPa)	1091	1091	0.0%
Stream C3-1			
Temperature (°C)	30.00	30.00	0.00%
Pressure (KPa)	1081	1081	0.00%

3.3.2 Validasi Proses MCR

Proses liquefaction pada C3MR LNG melalui beberapa tahap dari siklus propane dan MCR. Berikut merupakan validasi dari proses MCR.

Tabel 3. 5 Validasi Proses MCR

Properti	Data PFD	Simulasi	Error (%)
Stream MR-18 (MCR)			
Temperature (°C)	30.00	30.00	0.00%
Pressure (KPa)	3373.00	3373.00	0.00%

Stream MR-19(MCR)			
Temperature (°C)	58.64	58.64	0.00%
Pressure (KPa)	4800.00	4800.00	0.00%

3.3.3 Validasi Proses Sea Water

Air laut merupakan salah satu siklus proses yang dibutuhkan untuk pendinginan baik pada propane dan MCR. Berikut merupakan validasi dari air laut.

Tabel 3. 6 Validasi Proses Sea Water

Properti	Data PFD	Simulasi	Error (%)
Stream 68 (water)			
Temperature (°C)	20.15	20.15	0.00%
Pressure (KPa)	340.00	340.00	0.00%
Stream 69 (water)			
Temperature (°C)	22.67	22.67	0.00%
Pressure (KPa)	2.70	2.70	0.00%

3.3.4 Validasi Proses Natural Gas

Natural gas merupakan product yang menjadi inti dari proses ini, sehingga dalam proses pemodelannya dilakukan secara merinci Berikut merupakan validasi dari natural gas.

Tabel 3. 7 Validasi Proses Sea Water

Properti	Data PFD	Simulasi	Error (%)
Stream NG-3 (Feed LNG)			
Temperature (°C)	-35.8	-37.02	-3.41%
Pressure (KPa)	3850	3850	0.00%

Stream NG-5 (LNG Product)			
Temperature (°C)	-134.00	-134.00	0.00%
Pressure (KPa)	3350.00	3350.00	0.00%
Stream NG-6 (LNG Product)			
Temperature (°C)	-157.10	-157.10	0.00%
Pressure (KPa)	2850.00	2850.00	0.00%

Hasil validasi proses pada LNG Plant menunjukkan bahwa selisihnya di bawah 5%. Hal ini menunjukkan bahwa hasil pemodelan menggunakan software HYSYS telah sesuai dengan data PFD.

3.4 Perancangan Plantwide Control

Perancangan plantwide control (PWC) pada Liquefaction Natural Gas (LNG) menggabungkan metode milik Luyben dan Skogestad dengan tujuan memaksimalkan profit dan menjaga kestabilan plant menjadi tujuh langkah sebagaimana berikut.

3.4.1. Penentuan Fungsi Objektif

Fungsi objektif pada perancangan PWC ini adalah profit yang maksimal. Alasan pemilihan profit sebagai fungsi objektif dikarenakan setiap perusahaan pasti menginginkan profit yang maksimal dengan tetap menjaga performansi sistem agar bekerja dengan stabil dan optimum. 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. Persamaan (3.1) berikut merupakan fungsi objektif pada perancangan PWC ini.

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

Dimana profit yang maksimal didapatkan dari penjualan LNG Product dikurangi dengan biaya operasional berupa energi digunakan pada kompresor dan cooler pada kedua siklus propane dan MCR.

3.4.2. Analisis DOF

Nilai DOF digunakan untuk menentukan jumlah variabel yang bisa dimanipulasi atau dikontrol, sehingga untuk menghitungnya menggunakan persamaan CDOF yang telah dituliskan pada bagian sebelumnya, yaitu pada Persamaan (3.2). Dalam melakukan analisis DOF pada LNG dilakukan dengan membagi LNG ke dalam dua siklus yaitu siklus propane dan siklus MCR. Untuk nilai CDOF dari LNG plant ditunjukkan pada Tabel 3.9 sebagai berikut.

$$CDOF = N_{streams} - \sum_1^{all\ the\ units} (N_{restraining}) - N_{redundant} \quad (3.2)$$

Dalam mendapatkan nilai CDOF LNG plant, hal yang pertama dilakukan adalah menghitung total stream yang terdapat pada proses. Kemudian dikurangi dengan menghitung jumlah N restrain yaitu jumlah stream yang tidak dapat dimanipulasi. Berikut jumlah N restrain setelah dilakukan analisis.

Tabel 3. 8 Nilai DOF per equipment

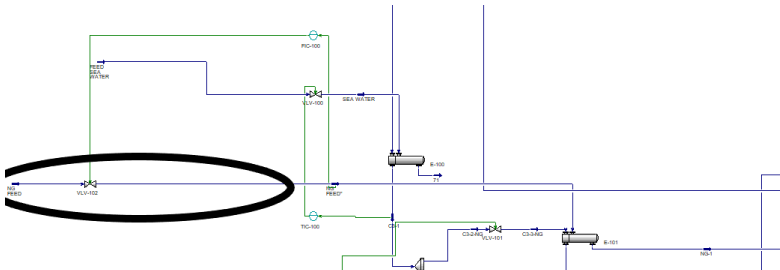
List equipment	Jumlah	Restrain per unit	Jumlah Restrain
HE	7	2	14
LNG HE	2	2	4
Mixer	5	1	5
Tank	4	0	0
Seperator	6	0	0
Kompresor	6	1	6
Cooler	2	1	2
Valve	13	1	13
TOTAL			44

Tabel 3. 9 Nilai CDOF pada LNG Plant

N streams	Nrestraining	N Redundant	CDOF
75	44	0	31

3.4.3 Penentuan Laju Produksi

Penentuan laju produksi (throughout manipulator) Lokasi throughout manipulator (TPM) pada LNG ini terdapat pada laju aliran inlet natural gas. Penentuan laju produksi ini sama dengan milik Skogestad dan Luyben. Berikut adalah lokasi peletakan TPM pada proses LNG



Gambar 3. 4 Lokasi TPM pada proses LNG

3.4.4. 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 LNG.

Penentuan variabel ekonomi ini mengacu pada variabel yang berpengaruh langsung terhadap fungsi objektif yang berorientasi pada profit. Untuk laju aliran produk LNG berpengaruh pada penggunaan energi kompresor dan cooler pada siklus propane dan MCR. Hal ini akan sesuai hasil optimisasi yang diharapkan, yakni penurunan penggunaan energi pada LNG.

3.4.5. Integrasi proses (process integration)

Pada proses ini, ditentukan struktur pengendalian variabel yang berhubungan dengan inventory control dan variabel yang akan menjadi gangguan (disturbance). Penentuan struktur pengendalian variabel sama dengan PWC milik Luyben yang disertai penentuan gangguan. Maka ditentukan struktur

pengendalian PID pada setiap pengendali yang terdapat pada LNG serta gangguan yang terjadi adalah laju aliran umpan yang digabungkan dengan siklus propane dan MCR. Untuk pengendali laju aliran massa pada LNG ditambahkan pengendali feedforward untuk menjaga kestabilan respon akibat adanya gangguan yang terjadi pada umpan.

Tabel 3. 8 Parameter pemodelan untuk pengendali *feedforward*

Parameter Pemodelan	FF Natural Gas
Kff	10.51451
θ_{ff}	805.8098
τ_1	331.5866
τ_2	4729.562

3.4.6. Lapisan Pengendalian Supervisory

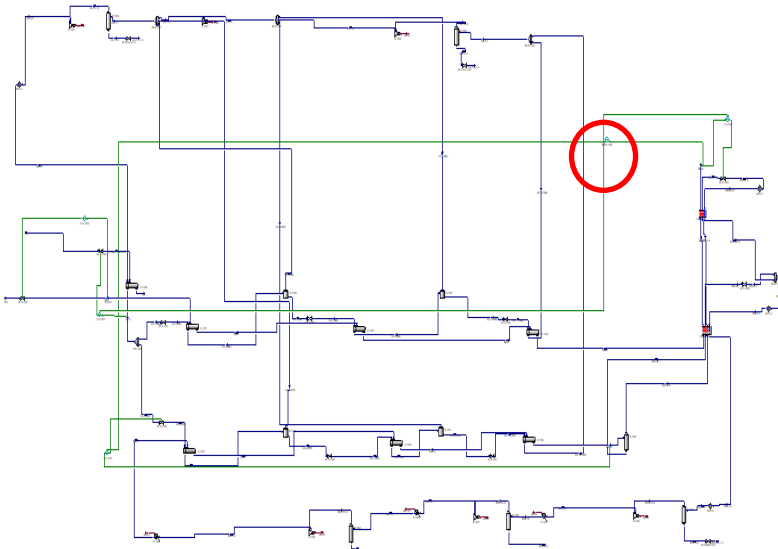
Pengendali supervisory yang dipilih adalah MPC (*Model Predictive Control*) yang akan memberikan perubahan set point yang optimal pada lapisan pengendalian regulatory (PI/PID).

Lapisan pengendalian supervisory sama dengan PWC milik Skogestad dan pengendalian setiap loop pada PWC milik Luyben. Perancangan supervisory control yang pada tugas akhir ini yang dipakai adalah menggunakan MPC (*Model Predictive Control*) yang sudah tersedia pada HYSYS dengan menggunakan data pemodelan first order (FOPDT) yang telah divalidasi. Pemasangan MPC diletakkan pada output dari *main cryogenic heat exchanger* (MCHE). Hal ini dikarenakan produk dari MCHE memerlukan pendinginan bertahap yang memerlukan pengendalian multivariabel. Berikut adalah parameter pemodelan FOPDT yang selanjutnya digunakan untuk melakukan perancangan pada MPC yang ditunjukkan pada Tabel 3.14.

Tabel 3. 9 Parameter pemodelan FOPDT

Plant	Gain	K	Time Constant (sekon)	Dead Time (sekon)
LNG HE	G11	0.29735	600.2652	152.0541
	G12	0.074005	180	900
	G13	0.246745	2929.463	743.9328

Berikut merupakan rancangan dari pada *Model Predictive Control* (MPC) yang telah dilakukan



Gambar 3.5 Letak MPC

3.4.7. 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 nilai optimal dari fungsi objektif yang telah ditentukan. Lapisan optimisasi ini sama dengan optimisasi pada PWC Skogestad dan Luyben. Prosedur

pemasangan RTO pada software HYSYS adalah sebagai berikut.

- a. Menambahkan spreadsheet yang sudah terdapat pada toolbox.
- b. Memasukkan semua variabel yang digunakan dalam optimisasi ke dalam spreadsheet tersebut. Termasuk memasukkan hasil output optimisasi.
- c. Memilih derivative pada model analysis dalam software HYSYS.
- d. Memasukkan fungsi objektif, constraint, dan variabel optimisasi di dalamnya melalui spreadsheet.
- e. Menjalankan program kembali dan melakukan analisis.

3.5 Pengujian Performansi Sistem dan Analisis

Pengujian performansi sistem dalam perancangan PWC pada plant LNG ini dengan memberikan gangguan pada umpan yaitu dengan menaikkan serta menurunkan laju aliran dari yang awalnya 1063000 kg/h, dinaikkan 5% atau sekitar 53150 kg/h sehingga menjadi 1116150 kg/h dan menurunkan hingga menjadi 1009850 kg/h.

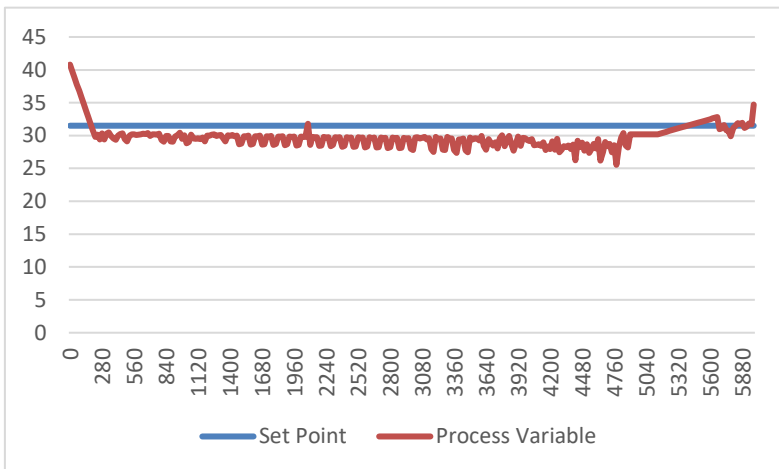
Analisis yang akan dilakukan dari hasil uji gangguan adalah dengan melihat respon pada variabel primer yang berpengaruh pada sisi ekonomi yaitu pada pengendalian laju aliran LNG serta pada pengendali temperatur baik pada siklus sea water, propane, dan MCR.

Hasil respon pengujian performansi sistem pada perancangan PWC ini akan dibandingkan dengan sistem yang dirancang tanpa menggunakan PWC, atau dalam artian hanya dipasang pengendali PID saja seperti pada umumnya yang terdapat pada hampir semua plant.

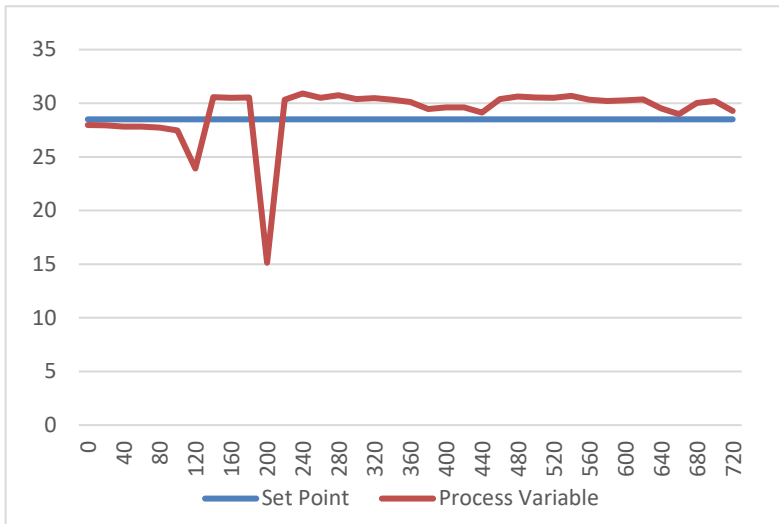
BAB IV ANALISA DAN PEMBAHASAN

4.1 Analisa Hasil Perancangan PWC

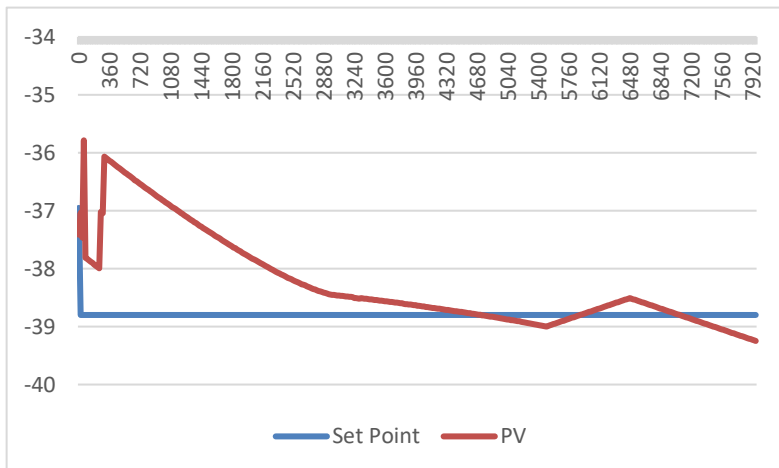
Perancangan PWC pada LNG plant telah berhasil dilakukan. Untuk mengetahui pengaruh kontrol terhadap plant, maka dilakukan uji set point. Uji set point dilakukan pada setiap temperature control yang ada di siklus propane, siklus MCR, dan *Main Cryogenic Heat Exchanger* (MCHE) dengan menaikkan dan menurunkan set point sebesar 5%. Pada set point TIC 100 adalah 30°C, dilakukan dua uji, yaitu dinaikkan menjadi 31.5°C dan diturunkan menjadi 28.5°C. Untuk set point TIC 101 yang awalnya sebesar -36.95°C dinaikkan menjadi -38.79°C dan diturunkan menjadi 35.11°C. Sedangkan untuk SP TIC 102 yang awalnya 157.2°C dinaikkan menjadi -164.88°C dan diturunkan menjadi -165.06. Hasil respon yang didapat ditunjukkan pada gambar 4.1-4.6 berikut.



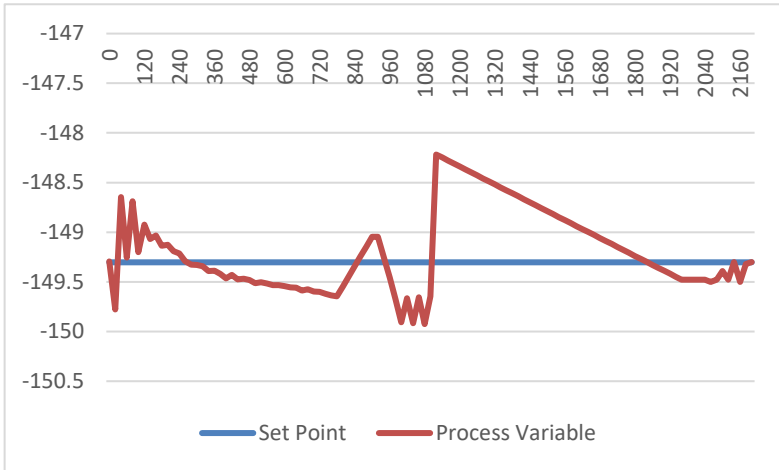
Gambar 4. 1 Uji Set Point Naik 5% pada TIC 100



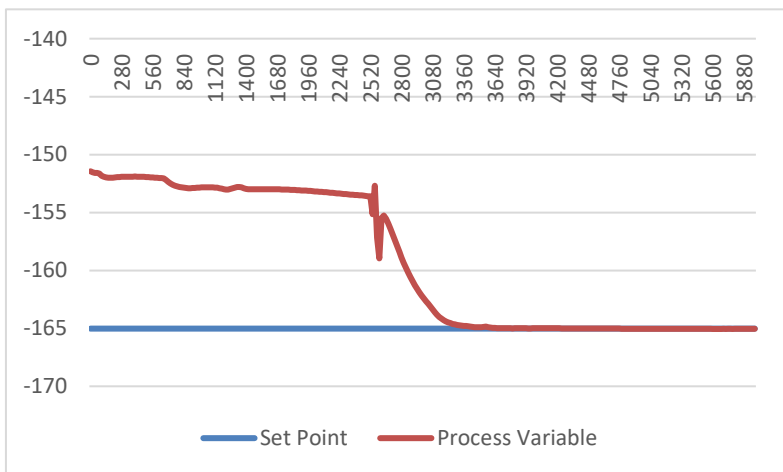
Gambar 4. 2 Uji Set Point Turun 5% pada TIC 100



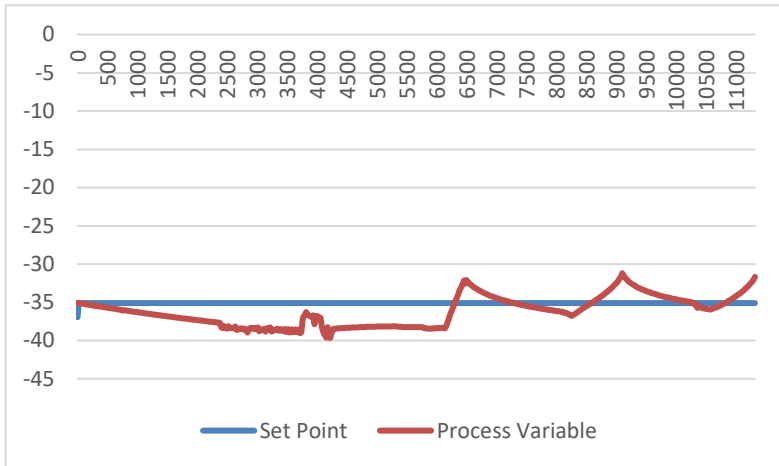
Gambar 4. 3 Uji Set Point Naik 5% pada TIC 101



Gambar 4. 4 Uji set point turun 5% pada TIC 101



Gambar 4. 5 Uji Set Point Naik 5% pada TIC 102



Gambar 4. 6 Uji set point turun 5% pada TIC 102

Dari uji set point yang dilakukan secara bersamaan pada tiga control temperatur tersebut dengan menaikkan dan menurunkan set point sebesar 5%, didapatkan hasil bahwa pada saat set point dinaikkan akan terjadi overshoot di awal respon sistem. Namun semuanya dapat mencapai set point. Berbeda dengan pada saat uji set point diturunkan 5%, maka sistem akan mencapai setpoint tanpa adanya overshoot dan dapat tetap mencapai set point.

4.2 Analisis Hasil Optimisasi

Setelah perancangan PWC selesai maka akan diberikan gangguan pada umpan dengan menaikkan serta menurunkan laju aliran pada umpan sebesar 5%. Dari yang awalnya 1063000 kg/h, dinaikkan 5% atau sekitar 53150 kg/h sehingga menjadi 1116150 kg/h dan menurunkan hingga menjadi 1009850 kg/h. Kemudian perancangan PWC pada LNG akan dibandingkan dengan perancangan sebelum PWC yang terdapat pada plant. Perbandingan dari dua kondisi tersebut ditunjukkan pada tabel berikut.

Tabel 4. 1 Perbandingan Laju Produk pada LNG Plant

Uji Gangguan	Strategi Kontrol	Feed Natural Gas (kg/h)
Feed Naik 5%	Non PWC	1116975
	PWC	1118750
Feed Turun 5%	Non PWC	1117350
	PWC	1118985

Kenaikan maupun penurunan laju aliran umpan sebesar 5% memengaruhi pada besarnya jumlah energi yang diperlukan untuk melakukan kerja system yang optimal, dapat dilihat pada **Tabel 4.2** besar perbandingan energi kompresor dan cooler pada struktur control non PWC. Berikut merupakan table perbandingan penggunaan energi.

Tabel 4. 2 Perbandingan Penggunaan Energi

Uji Gangguan	Starategi Kontrol	Energi Kompresor	Energi Cooler	Total Energi
Feed Naik 5%	Non PWC	1167654680	6380756 03.2	180573 0283
	PWC	1167554680	6379756 03.2	180553 0283
Feed Turun 5%	Non PWC	1167510917	6380756 03.2	180563 0283
	PWC	1167554680	6379756 03.2	180548 6521

Penggunaan energi dalam struktur control tentu memengaruhi dari pada factor ekonomi dari fungsi objektif persamaan (3.1) sebagai salah satu variable biaya operasional yang digunakan, sehingga pada **Tabel 4.3** menjelaskan hubungan penggunaan banyaknya jumlah energi yang digunakan dengan jumlah keuntungan yang diperoleh. Berikut merupakan table dari perbandingan perhitungan biaya LNG plant.

Tabel 4. 3 Perbandingan perhitungan biaya pada LNG Plant

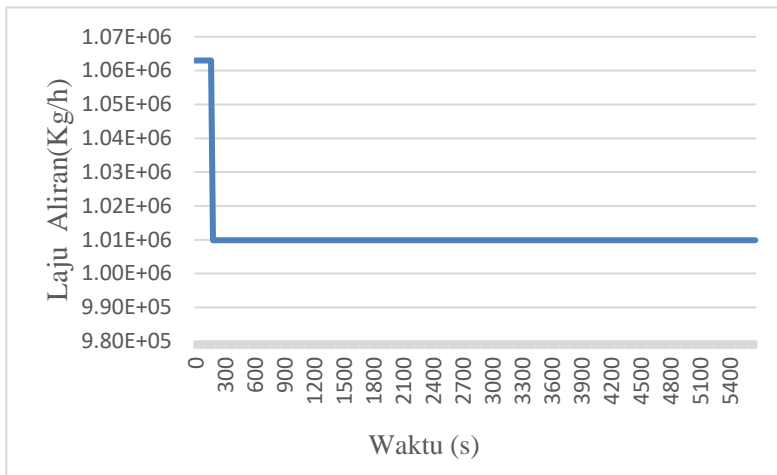
Perhitungan biaya	Feed naik 5%		Feed turun 5%	
	Non PWC	PWC	Non PWC	PWC

Produk	44256.08 882	44326.41 676	44270.94 683	44335. 73
Biaya Operasional	32629.54 622	32625.93 222	32627.94 843	32625. 93
Profit	11626.54 26	11700.48 455	11643.99 84	11710. 8

Dari hasil perbandingan antara struktur kontrol tanpa PWC dan PWC, didapatkan hasil bahwa pada saat kenaikan feed 5% dengan menggunakan struktur kontrol PWC, didapatkan kenaikan profit sebesar 73.94 USD perjam, sedangkan pada saat penurunan feed 5%, maka struktur kontrol PWC tetap memberikan hasil profit yang lebih unggul dibandingkan dengan struktur kontrol PID saja yaitu sebesar, 67.37 USD perjam. Jika dirata-rata, maka dalam perhitungan satu tahun dengan menggunakan struktur kontrol PWC maka akan meningkatkan keuntungan sebesar 647731.4 USD. Dari segi penggunaan energi juga memberikan hasil bahwa struktur kontrol PWC mampu menghemat energi dibandingkan dengan struktur kontrol PID saja, meskipun nilai penghematan energi yang diberikan 3.61 USD perjam untuk kenaikan feed sebesar 5%, dan 2.59 USD untuk penurunan feed sebesar 5%. Maka dalam perhitungan satu tahun, plant ini dapat melakukan penghematan energi sebesar 31658.64 USD. Penggunaan struktur kontrol PWC mampu memberikan keuntungan yang lebih banyak dibandingkan sebelum penggunaan struktur kontrol PWC karena pada metode PWC sudah dilengkapi dengan pengendali supervisory dan optimizer yang mampu memberikan set point untuk pengendali PID agar mendapatkan fungsi obyektif yang maksimal. Oleh karena itu struktur kontrol PWC dapat mengoptimalkan kinerja plant.

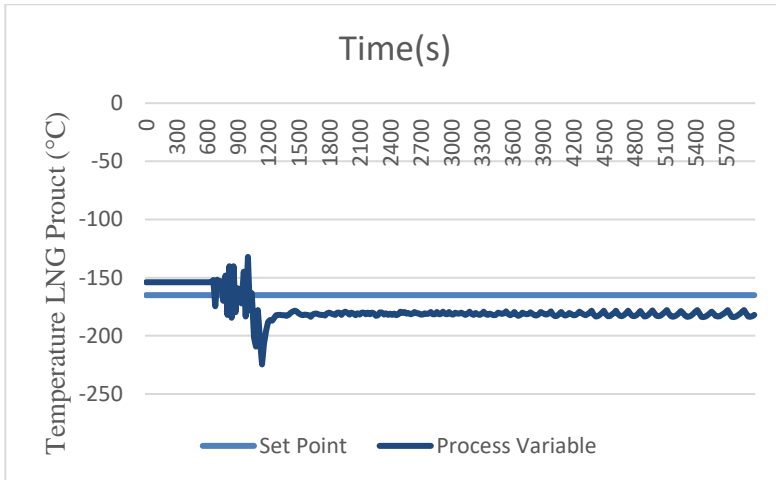
4.3 Analisis Pengujian Performansi

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%. Plot perubahan aliran umpan dapat dilihat pada **Gambar 4.7**.



Gambar 4.7 Gangguan pada Umpan

Sedangkan performansi sistem dapat dilihat dari respon yang dimiliki oleh sistem terhadap gangguan yang diberikan. Perancangan PWC pada LNG Plant akan dibandingkan dengan sebelum perancangan PWC yang terdapat pada plant. Berikut perbandingan grafik respon antara struktur kontrol non PWC dan PWC akibat adanya gangguan yang diberikan pada plant.

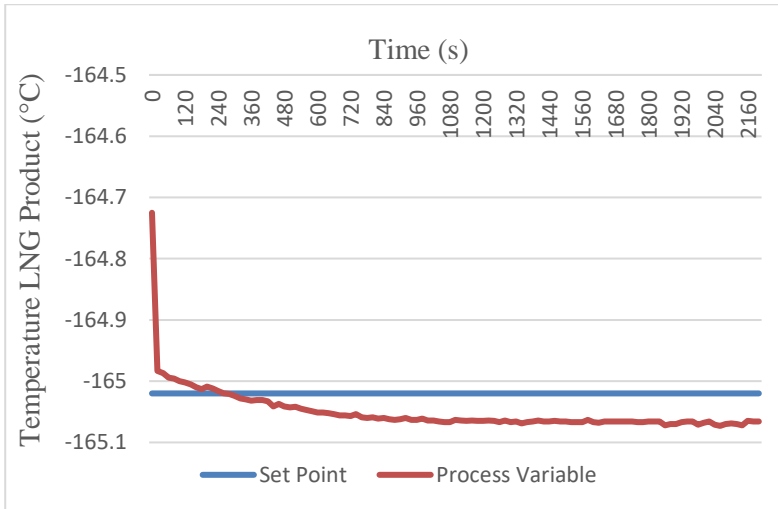


Gambar 4. 8 Respon untuk struktur control non-PWC pada TIC LNG saat naik 5%

Gambar 4.8 menjelaskan respon dari struktur control dari non PWC sehingga diperoleh karakteristik respon sebagai berikut.

Tabel 4. 4 Karakteristik respon non PWC pada TIC LNG saat feed naik 5%

Karakteristik Respon	Nilai
Settling time (sekon)	1400
Error Steady state (%)	0.6
Maximum Overshoot (%)	0.2



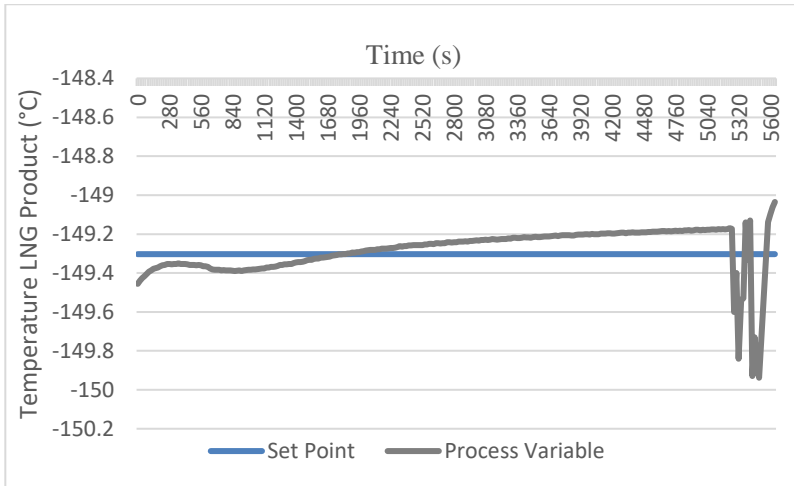
Gambar 4. 9 Respon untuk struktur kontrol PWC pada TIC LNG saat naik 5%

Berdasarkan **Gambar 4.9** diperoleh karakteristik respon dari struktur control PWC untuk mendapatkan performansi yang optimal, sehingga diperoleh karakteristik respon pada TIC LNG saat feed naik 5%.

Tabel 4. 5 Karakteristik Respon PWC pada TIC LNG saat feed naik 5%

Karakteristik Respon	Nilai
Settling time (sekon)	720
Error Steady state (%)	0.00%
Maximum Overshoot (%)	0.24

Gambar 4.8-9 dan **Tabel 4.7-8** menjelaskan hubungan antara waktu setelah diberikan gangguan dengan temperature produk dari LNG. Sedangkan perbandingan grafik respon TIC LNG pada saat diberikan uji gangguan feed turun sebesar 5% dijelaskan pada **Gambar 4.10-11** sebagai berikut.

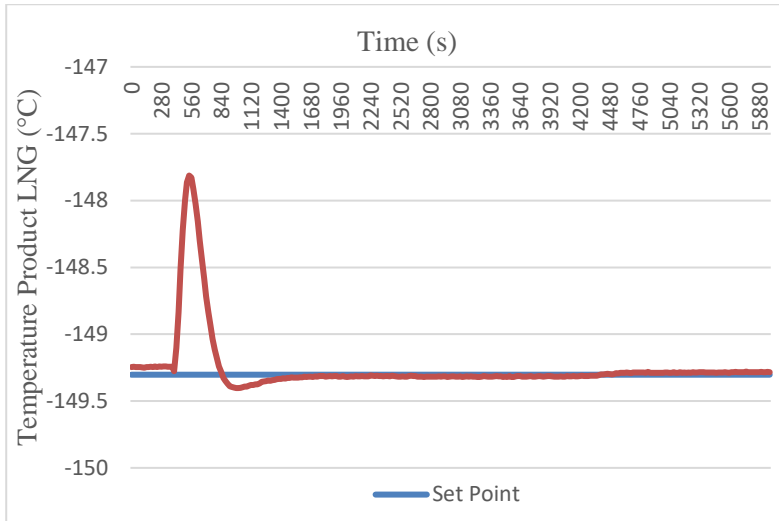


Gambar 4. 10 Perbandingan respon untuk struktur control non PWC turun 5%

Diperoleh karakteristik respon dengan struktur control non PWC pada TIC LNG berikut, sehingga diperoleh karakteristik respon sebagai berikut.

Tabel 4. 6 Karakteristik Respon non PWC pada TIC LNG saat feed turun 5%

Karakteristik Respon	Nilai
Settling time (sekon)	5060
Error Steady state (%)	0.08%
Maximum Overshoot (%)	0.18%



Gambar 4. 11 Perbandingan respon untuk struktur control PWC turun 5%

Berdasarkan **Gambar 4.11** dengan dilakukan uji performansi sebesar 5% maka diperoleh karakteristik respon sebagai berikut.

Tabel 4. 7 Karakteristik Respon PWC pada TIC LNG saat feed turun 5%

Karakteristik Respon	Nilai
Settling time (sekon)	1320
Error Steady state (%)	0.00%
Maximum Overshoot (%)	0.90%

Gambar 4.11 menjelaskan hubungan antara waktu setelah diberikan gangguan dengan laju aliran massa feed natural gas. Terlihat jelas pada grafik bahwa pada saat diberikan gangguan, laju aliran massa LNG berubah dari set point nya.

Dari uji gangguan yang diberikan, maka didapatkan hasil bahwa karakteristik respon yang dihasilkan oleh struktur pengendali PWC mampu menurunkan overshoot, menghilangkan

eror steady state serta mampu mempercepat settling time. Hal ini ditunjukkan oleh **Gambar 4.8-4.11** serta pada **Tabel 4.5-4.8**.

4.4 Pembahasan

Perancangan desain PWC pada LNG ini telah berhasil dilakukan dengan menggabungkan metode PWC milik Luyben dan Skogestad menjadi tujuh langkah. Perancangan ini berhasil menyelesaikan permasalahan yang terjadi pada plant LNG yaitu untuk menjaga kualitas dan kuantitas kesetimbangan massa akibat adanya efek bola salju atau material recycle, untuk meminimalis penggunaan energi dengan cara melakukan integrasi panas, serta untuk menjaga kestabilan plant dari adanya gangguan. Desain PWC yang dihasilkan juga sangat menguntungkan dari sisi ekonomi dibandingkan dengan menggunakan pengendali PID saja. Desain PWC dirancang sesuai metodologi yang telah dijelaskan, dimana di dalam desain PWC menggunakan struktur kontrol PID sebagai regulatory control, kemudian ditambahkan pengendali feedforward, MPC sebagai supervisory control, serta optimizer. Tiga hal ini yang merupakan tambahan strategi dalam perancangan desain PWC pada LNG. Dari hasil optimisasi yang telah dilakukan, terbukti bahwa PWC mampu menghemat energi baik pada saat umpan dinaikkan maupun pada saat diturunkan. Pada saat umpan dinaikkan sebesar 5%, desain PWC mampu menghemat energi pada kompresor sebesar 100000 kJ perjamnya. Sedangkan pada saat feed diturunkan 5%, desain PWC mampu menghemat energi kompresor sebesar 43763 kJ perjamnya. Sedangkan dalam sisi ekonomi, pada saat kenaikan plant 5%, desain PWC mampu menambah profit sebesar 73.94 USD perjamnya. Sehingga dalam satu hari mampu meningkatkan profit sebesar 1774.60 USD. Pada penurunan umpan sebesar 5%, penambahan profit yang didapat adalah sebesar 67.37 USD perjamnya. Sehingga dalam satu hari mampu meningkatkan profit sebesar 1617.08 USD. Dalam dua kondisi yang telah diuji terbukti bahwa desain PWC sangat menguntungkan baik dalam penghematan energi maupun dalam keuntungan ekonomi yang akan didapat. Hal ini dapat terjadi karena desain PWC dilengkapi oleh supervisory control serta optimizer, yang dapat memberikan set point kepada pengendali PID yang optimal, sehingga bisa mencapai fungsi objektif yang

pada tugas akhir ini adalah profit yang maksimal. Pada uji gangguan pada umpan yang diberikan juga bisa dianalisis dari segi kestabilan respon. Analisis kestabilan respon dilihat dari lamanya respon untuk mencapai kondisi *steady-state* yang cepat dan sesuai dengan nilai yang diinginkan mengingat temperatur merupakan salah satu variabel yang lambat untuk mengalami perubahan.

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Adapun kesimpulan yang didapatkan dari perancangan PWC pada Liquefaction Natural Gas plant adalah sebagai berikut.

1. Penerapan PWC pada *Liquefaction Natural Gas* (LNG) telah berhasil dilakukan dengan menggabungkan metode PWC milik Luyben dan Skogestad menjadi tujuh langkah.
2. Penerapan PWC pada Liquefaction Natural Gas (LNG) pada kenaikan feed 5% mampu menurunkan penggunaan energi sebesar 143762.47 Kj perjam dan mampu meningkatkan profit sebesar 1774.60 USD per hari sedangkan pada penurunan feed sebesar 5% mampu menurunkan penggunaan energi sebesar 200000 perjam dan mampu meningkatkan profit sebesar 1579.13 USD per hari dibandingkan dengan Liquefaction Natural Gas (LNG) sebelum menggunakan PWC.
3. Penerapan PWC pada Liquefaction Natural Gas (LNG) mampu menghasilkan respon sistem yang stabil ketika diberi gangguan berupa perubahan laju aliran umpan. Hal ini ditunjukkan dengan penurunan settling time, maximum overshoot dan hilangnya *error steady-state*.

5.2 Saran

Adapun saran yang dapat diberikan untuk penelitian selanjutnya sebagai berikut.

1. Melakukan penelitian mengenai PWC dengan mempertimbangkan masalah ekonomi yang lebih kompleks.

2. Menggunakan jenis teknik optimisasi stokastik lain sebagai opsi untuk memperoleh hasil optimisasi yang lebih baik

References

- [1] The International Gas Union, "Global Gas Report," SNAM, Barcelona, 2018.
- [2] Badan Pengkajian dan Pengajian Teknologi, "Outlook Energi Indonesia 2014," 2014.
- [3] T. Shukri , "Hydrocarbon Engineering," in *LNG Technology Selection*, 2004.
- [4] V. G, "Synthesis of Mixed Refrigerant Process," *Springer*, 2010.
- [5] A. A, m. A, H. y, R. R and R. P, "Optimization of propane pre-cooled mixed refrigerant LNG plant," *Applied Thermal Engineering* , vol. 31, pp. 1091-1098, 2011.
- [6] X. X, L. J, J. C and C. L, "The correlation between mixed refrigerant composition and ambient conditions in the PRICO LNG process," *Applied Energy*, vol. 102, pp. 1127-1136, 2013.
- [7] A. A, G. T, M. J, N. M and T. A, "An optimization-simulation model for a simple LNG process," *Computers & Chemical Engineering*, vol. 34, pp. 1606-1617, 20120.
- [8] S. K. M, L. S and L. M, "Optimization of single mixed refrigerant natural gas liquefaction plant with nonlinear programming," *Asia-Pasific Journal of Chemical Engineering*, vol. 7, pp. S62-S70, 2012.

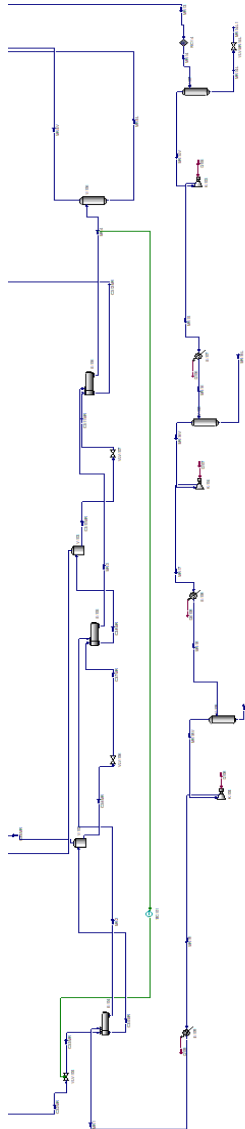
- [9] R. C and H. A, "An exergy analysis of small-scale liquefied natural gas (LNG) liquefaction processes," *Energy*, vol. 31, pp. 2005-2019, 2006.
- [10] M. S. M and M. D, "Energy optimization for liquefaction process of natural gas in peak shaving plant," *Energ*, vol. 35, pp. 2878-2885, 2010.
- [11] D. N. F, -k. K. J, P. S and S. R, "Optimal design of mixed refrigerant cycles," *Industrial & Engineering Chemistry Research*, vol. 47, pp. 8724-8740, 2008.
- [12] H. P, A. A and K. R, "Optimisation of LNG mixed-refrigerant processes considering operation and design objectives," *Computers & Chemical Engineering*, vol. 41, pp. 123-133, 2012.
- [13] W. M, K. R and A. A, "Operation optimization of propane precooled mixed refrigerant processes," *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, " *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, vol. 15, pp. 93-105, 2013.
- [14] N. Z and B. H , "Applications of the Peng-Robinson Equation of State using MATLAB," in *Chemical Engineering Education*, 2009, pp. 115-124.
- [15] L. L. W, D. T. B and L. L. M, *Plantwide Process Control*, 1999.
- [16] R. B. T, *Design Plant-Wide Control to Waste Heat Recovery Generation on Cement Industry Based HYSYS*, 2015.
- [17] J. D, *Plant Wide Control System Design : Primary Controlled Variable Selection*, 2014.

- [18] J. D, "Plant Wide Control System Design : Secondary Controlled Variable Selection," 2014.
- [19] Ahmed and F. D, Process Simulation Using Aspen HYSYS V8.8, 2012.
- [20] BPPT, "Indonesia Energy Outlook 2016," 2016. [Online]. Available: www.bppt.go.id.
- [21] M. V and J. J, Economic plantwide control : Automated controlled variable selection for a reactor-separator-recycle process, 2013.
- [22] B. R. D and Y. P. D, "A new two-constant equation of state," in *Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals*, 1976, pp. 59-64.

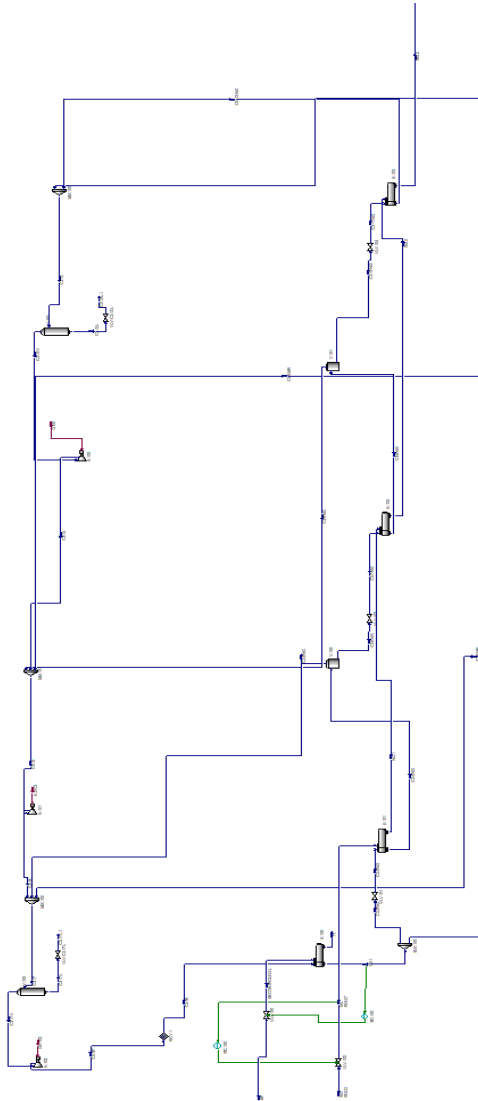
Halaman ini sengaja dikosongkan

LAMPIRAN A

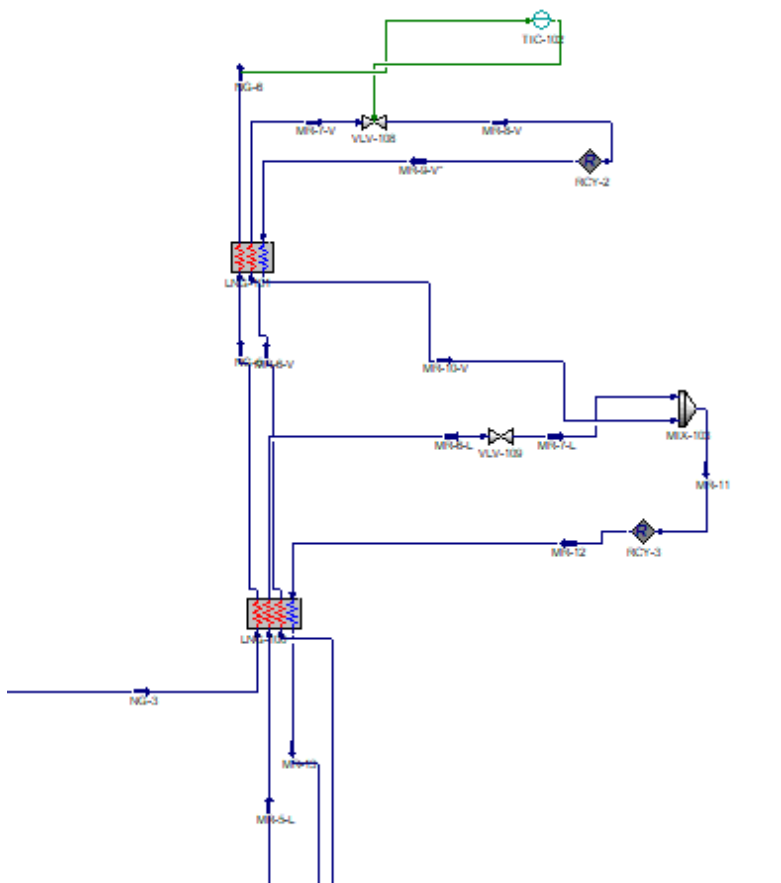
SIKLUS MULTI COMPONENT REFRIGERANT



SIKLUS PROPANE



MAIN CRYOGENIC HEAT EXCHANGER



LAMPIRAN B
DATA DESAIN KONDISI OPERASI LNG PLANT

Name	NG-1	NG-2	C3-2-MR	C3-1	C3-3-NG
Vapour Fraction	1.00	1.00	0.0000	0.0000	0.2114
Temperature ©	1.66	-17.60	30	30	0.6625
Pressure (kPa)	3950.0 0	3900.0 0	1081	1081	483.2
Molar Flow (kgmole/h)	60000. 00	60000. 00	6.86E +04	8.21E+ 04	1.35E+ 04
Mass Flow (kg/h)	1.06E+ 06	1.06E+ 06	3.02E +06	3.62E+ 06	5.97E+ 05
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	3323.0 0	3323.0 0	5966	7144	1178
Heat Flow (kj/h)	- 453900 0000.0 0	- 45890 00000. 00	- 8.19E +09	- 9.80E+ 12	- 1.62E+ 12
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	- 75660. 00	- 76480. 00	- 1.19E +05	- 1.19E+ 05	- 1.19E+ 05
Name	C3-4-NG	C3-6-NG	C3-5-NG	C3-17	C3-18
Vapour Fraction	0.5353	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature ©	- 0.0213	- 0.0213	- 0.0213	14.99	54.93
Pressure (kPa)	473.2	473.2	473.2	473.2	1091*
Molar Flow (kgmole/h)	135400 00	6293	7248	820900 00	820900 00

Mass Flow (kg/h)	597100 000	27750 0000	31960 0000	362000 0000	362000 0000
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	1178	547.7	630.8	7144	7144
Heat Flow (kJ/h)	- 154500 000000 0	- 77400 00000 00	- 77080 00000 00	- 863700 000000 0	- 843500 000000 0
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	- 114100 000	- 12300 0000	- 10640 0000	- 105200 000	- 102800 000
Name	C3-3- MR	C3-4- MR	MR-2	MR-1	MR-3
Vapour Fraction ©	0.2114	0.3882	1.0000	1.0000	0.7828
Temperature	0.6625	- 24.520 0	1.6900	30.00*	-17.59
Pressure (kPa)	483.2	473.2	4740	4790	4690
Molar Flow (kgmole/h)	6.86E+ 07	6.86E+ 07	1.17E +08	1.17E+ 08	1.17E+ 08
Mass Flow (kg/h)	3.02E+ 09	3.02E+ 09	2.80E +09	2.80E+ 09	2.80E+ 09
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	5966	5966	7808	7808	7808
Heat Flow (kJ/h)	- 8.19E+ 12	- 7.99E+ 12	- 9.03E +12	- 8.83E+ 12	- 9.33E+ 12
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	- 1.19E+ 08	- 1.17E+ 08	- 7.71E +07	- 7.54E+ 07	- 7.96E+ 07
Name	C3-7- MR	C3-8- MR	C3-8- NG	C3-9- NG	C3-11- NG

Vapour Fraction ©	1.14E-01	5.19E-01	5.65E-01	1.00E+00	9.45E-02
Temperature	- 1.86E+01	- 1.97E+01	- 1.97E+01	- 1.97E+01	- 3.70E+01
Pressure (kPa)	2.57E+02	2.47E+02	2.47E+02	2.47E+02	126.3*
Molar Flow (kgmole/h)	4.19E+07	4.19E+07	6.29E+03	3.56E+03	2.74E+03
Mass Flow (kg/h)	1.85E+09	1.85E+09	2.78E+08	1.57E+08	1.21E+08
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	3.65E+03	3.65E+03	5.48E+02	3.10E+02	2.38E+02
Heat Flow (kj/h)	- 5.16E+09	- 4.86E+12	- 7.24E+11	- 3.82E+11	- 3.42E+11
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	- 1.23E+08	- 1.16E+08	- 1.15E+08	- 1.07E+08	- 1.25E+08
Name	C3-11-MR	C3-15	C3-16	MR-4	C3-12-MR
Vapour Fraction ©	9.45E-02	1.00E+00	1.00E+00	4.51E-01	1.00E+00
Temperature	- 3.70E+01	- 4.01E+00	- 2.53E+01	- 3.57E+01	- 1.96E+01
Pressure (kPa)	1.26E+02	2.47E+02	4.73E+02	4.64E+03	1.16E+02
Molar Flow (kgmole/h)	2.02E+07	4.82E+07	4.82E+07	1.17E+08	2.02E+07
Mass Flow (kg/h)	8.89E+08	2.13E+09	2.13E+09	2.77E+09	8.89E+08
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	1.76E+03	4.20E+03	4.20E+03	7.81E+03	1.76E+03

Heat Flow (kJ/h)	- 2.52E+ 12	- 5.13E+ 12	- 5.04E +12	- 9.69E+ 12	- 2.13E+ 12
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	- 1.25E+ 08	- 1.06E+ 08	- 1.04E +08	- 8.27E+ 07	- 1.07E+ 08
Name	C3-12- NG	C3-14	C3-13	MR-15	MR-14
Vapour Fraction ©	1.00E+ 00	1.00E+ 00	1.00E +00	1.00E+ 00	1.00E+ 00
Temperature	- 2.23E+ 01	- 1.27E+ 01	- 2.00E +01	8.15E+ 01	-38.34
Pressure (kPa)	1.16E+ 02	2.47E+ 02	1.16E +02	2.30E+ 03	4.40E+ 02
Molar Flow (kgmole/h)	2.74E+ 03	2.29E+ 07	2.29E +07	1.17E+ 08	1.17E+ 08
Mass Flow (kg/h)	1.21E+ 08	1.01E+ 09	1.01E +09	2.77E+ 09	2.77E+ 09
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	2.38E+ 02	1.99E+ 03	1.99E +03	7.81E+ 03	7.81E+ 03
Heat Flow (kJ/h)	- 2.94E+ 11	- 2.41E+ 12	- 2.46E +12	- 8.42E+ 12	- 8.99E+ 12
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	- 1.07E+ 08	- 1.05E+ 08	- 1.07E +08	- 7.19E+ 07	- 7.68E+ 07
Name	MR-5- L	MR-5- V	MR-6- L	MR-6- V	MR-11
Vapour Fraction ©	0.00E+ 00	1.00E+ 00	0.00E +00	0.00E+ 00	1.49E- 01
Temperature	- 3.57E+ 01	- 3.57E+ 01	- 1.34E +02	- 1.34E+ 02	- 1.35E+ 02

Pressure (kPa)	4.64E+03	4.64E+03	4.14E+03	4.14E+03	4.90E+02
Molar Flow (kgmole/h)	6.43E+07	5.28E+07	6.43E+07	5.28E+07	1.17E+08
Mass Flow (kg/h)	1.67E+09	1.13E+09	1.67E+09	1.13E+09	2.77E+09
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	4.71E+03	3.10E+03	4.71E+03	3.10E+03	7.81E+03
Heat Flow (kj/h)	-5.93E+12	-3.78E+12	-6.39E+12	-4.31E+12	-1.06E+13
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-9.23E+07	-7.11E+07	-9.93E+07	-8.20E+07	-9.07E+07
Name	NG-5	NG-6	MR-7-V	MR-7-L	MR-10-V
Vapour Fraction ©	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	1.76E-02	3.23E-01
Temperature	-1.34E+02	-1.57E+02	-1.57E+02	-1.34E+02	-1.40E+02
Pressure (kPa)	3.35E+03	2.85E+03	3.64E+03	4.90E+02	4.90E+02
Molar Flow (kgmole/h)	6.00E+04	6.00E+04	5.28E+07	6.43E+07	5.28E+07
Mass Flow (kg/h)	1.06E+09	1.06E+09	1.13E+09	1.67E+09	1.13E+09
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	3.32E+03	3.32E+03	3.10E+03	4.71E+03	3.10E+03
Heat Flow (kj/h)	-5.25E+12	-5.33E+12	-4.38E+12	-6.39E+12	-4.23E+12

Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	- 8.76E+ 07	- 8.89E+ 07	- 8.30E +07	- 9.93E+ 07	- 8.02E+ 07
Name	MR-8- V	MR-9- V	MR- 12	C3-2- NG	C3-5- MR
Vapour Fraction ©	3.16E- 02	3.16E- 02	1.50E- 01	0.00E+ 00	1.00E+ 00
Temperature	- 1.58E+ 02	- 1.58E+ 02	- 1.35E +02	3.00E+ 01	- 2.45E+ 01
Pressure (kPa)	5.40E+ 02	5.40E+ 02	4.90E +02	1.08E+ 03	4.73E+ 02
Molar Flow (kgmole/h)	5.28E+ 07	5.28E+ 07	1.17E +08	1.35E+ 07	2.66E+ 07
Mass Flow (kg/h)	1.13E+ 09	1.13E+ 09	2.80E +09	5.97E+ 08	1.17E+ 09
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	3.10E+ 03	3.10E+ 03	7.81E +03	1.18E+ 03	2.32E+ 03
Heat Flow (kJ/h)	- 4.38E+ 12	- 4.38E+ 12	- 1.06E +13	- 1.62E+ 12	- 2.83E+ 12
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	- 8.30E+ 07	- 8.30E+ 07	- 9.07E +07	- 1.19E+ 08	- 1.06E+ 08
Name	C3-6- MR	C3-7- NG	C3-10- MR	C3-10- NG	C3-9- MR
Vapour Fraction ©	0.00E+ 00	1.14E- 01	0.00E +00	0.00E+ 00	1.00E+ 00
Temperature	- 2.45E+ 01	- 1.86E+ 01	- 1.97E +01	- 1.97E+ 01	- 1.97E+ 01
Pressure (kPa)	4.73E+ 02	256.8*	2.47E +02	2.47E+ 02	2.47E+ 02
Molar Flow (kgmole/h)	4.19E+ 07	6.29E+ 03	2.02E +07	2.74E+ 03	2.18E+ 07

Mass Flow (kg/h)	1.85E+09	2.78E+08	8.89E+08	1.21E+08	9.60E+08
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	3.65E+03	5.48E+02	1.76E+03	2.38E+02	1.90E+03
Heat Flow (kj/h)	5.16E+12	7.74E+11	2.52E+12	3.42E+11	2.34E+12
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	1.23E+08	1.23E+08	1.25E+08	1.25E+08	1.07E+08
Name	MR-13	NG feed	NG-3	MR-16	MR-17
Vapour Fraction ©	1.00	1.00E+00	1.00E+00	1.00E+00	1.00E+00
Temperature	-38.34	30.00*	3.58E+01	30.00*	6.15E+01
Pressure (kPa)	440.20	4.00E+03	3.85E+03	2.29E+03	3.38E+03
Molar Flow (kgmole/h)	1.17E+05	6.00E+04	6.00E+04	1.17E+05	1.17E+05
Mass Flow (kg/h)	279600.00	1.06E+06	1.06E+06	2.80E+06	2.80E+06
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	7808.00	3.32E+03	3.32E+03	7.81E+03	7.81E+03
Heat Flow (kj/h)	898900.00	4.47E+09	4.64E+09	8.72E+09	8.58E+09
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	76760.00	7.45E+04	7.73E+04	7.45E+04	7.32E+04
Name	MR-18	MR-19	Q-102	Q-103	Q-101

Vapour Fraction ©	1	1	_	_	_
Temperature	30	58.64	_	_	_
Pressure (kPa)	3373	4800	_	_	_
Molar Flow (kgmole/h)	1.17E+05	1.17E+05	_	_	_
Mass Flow (kg/h)	2.80E+06	2.80E+06	_	_	_
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	7808	7808	_	_	_
Heat Flow (kJ/h)	8.77E+09	8.65E+09	2.03E+08	1.37E+09	9.08E+07
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	7.49E+04	7.38E+04	_	_	_
Name	Q-100	Q-104	Q-109	Q-107	Q-105
Vapour Fraction ©	_	_	_	_	_
Temperature	_	_	_	_	_
Pressure (kPa)	_	_	_	_	_
Molar Flow (kgmole/h)	_	_	_	_	_
Mass Flow (kg/h)	_	_	_	_	_
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	_	_	_	_	_
Heat Flow (kJ/h)	4.88E+07	5.68E+08	1.87E+08	1.91E+08	3.00E+08

Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	—	—	—	—	—
Name	Q-108	Q-106			
Vapour Fraction ©	—	—			
Temperature	—	—			
Pressure (kPa)	—	—			
Molar Flow (kgmole/h)	—	—			
Mass Flow (kg/h)	—	—			
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	—	—			
Heat Flow (kj/h)	1.23E+08	1.44E+08			
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	—	—			

BIODATA PENULIS



Penulis bernama lengkap Thareq Fasya Iballe yang akrab disapa Thareq. Penulis merupakan anak keempat dari empat bersaudara, terlahir di kota Jakarta pada tanggal 7 Agustus 1997 Penulis menempuh pendidikan di SDN Setu 01 lulus tahun 2009, SMPN 49 Jakarta lulus tahun 2012, dan SMAN 62 Jakarta, lulus tahun 2015.

Pendidikan sarjana ditempuh di Jurusan Teknik Fisika ITS melalui jalur SNMPTN 2015. Selama aktif menjadi mahasiswa, penulis bergabung dalam organisasi kemahasiswaan SPE ITS SC selama periode 2016-2017 sebagai Kepala Departemen dalam Departemen Akademia. Selain aktif dalam berorganisasi, penulis juga aktif dalam kegiatan akademik sebagai asisten Laboratorium Rekayasa Instrumentasi dan Kontrol selama periode 2016-2017 & koordinator asisten Laboratorium Rekayasa Instrumentasi dan Kontrol 2016-2017. Pengalaman *internship program* selama 1 bulan di PT. Indonesia Power Suralaya, Serang. Bidang minat penulis dalam mengerjakan tugas akhir adalah instrumentasi. Penulis dapat dihubungi di email thareqfasya@gmail.com.