



TUGAS AKHIR TF 181801

**OPTIMISASI EFISIENSI ENERGI PADA PROSES
LIQUEFACTION NATURAL GAS DENGAN
MENGUNAKAN METODE *PLANTWIDE
CONTROL***

**Kokoh Priambodo
NRP 0231164000083**

**Dosen Pembimbing
Totok Ruki Biyanto, Ph.D.**

**PROGRAM STUDI S1 TEKNIK FISIKA
DEPARTEMEN TEKNIK FISIKA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA SISTEM
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2020**

Halaman ini sengaja dikosongkan



FINAL PROJECT - TF181801

***ENERGY EFFICIENCY OPTIMIZATION ON
LIQUEFACTION NATURAL GAS PROCESS
USING PLANTWIDE CONTROL METHOD***

**Kokoh Priambodo
NRP 0231164000083**

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

**DEPARTMENT OF ENGINEERING PHYSICS
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY AND SYSTEMS
ENGINEERING
SEPULUH NOPEMBER INSTITUTE OF TECHNOLOGY
SURABAYA
2020**

Halaman ini sengaja dikosongkan

PERNYATAAN BEBAS PLAGIASI

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Kokoh Priambodo
NRP : 02311640000083
Departemen/Prodi : Teknik Fisika / S1 Teknik Fisika
Fakultas : Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa
Sistem
Perguruan Tinggi : Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Dengan ini menyatakan bahwa tugas akhir saya yang berjudul **“OPTIMISASI EFISIENSI ENERGI PADA PROSES LIQUEFACTION NATURAL GAS DENGAN MENGGUNAKAN METODE PLANTWIDE CONTROL”** adalah bebas plagiasi. Apabila pernyataan ini terbukti tidak benar, maka saya bersedia menerima sanksi sesuai ketentuan yang berlaku.

Demikian surat pernyataan ini saya buat dengan sebenar-benarnya.

Surabaya, 25 November 2019

Yang membuat pernyataan,



Kokoh Priambodo
NRP. 02311640000083

Halaman ini sengaja dikosongkan

LEMBAR PENGESAHAN

**OPTIMISASI EFISIENSI ENERGI PADA PROSES
LIQUEFACTION NATURAL GAS DENGAN
MENGUNAKAN METODE *PLANTWIDE CONTROL***

Oleh:



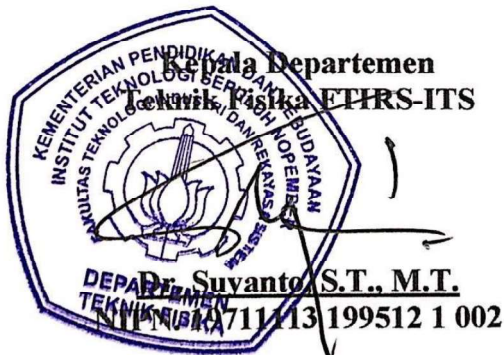
Kokoh Priambodo
NRP 02311640000083

Surabaya, 25 November 2019
Mengetahui/Menyetujui

Pembimbing



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



Halaman ini sengaja dikosongkan

LEMBAR PENGESAHAN

OPTIMISASI EFISIENSI ENERGI PADA PROSES *LIQUEFACTION NATURAL GAS* DENGAN MENGUNAKAN METODE *PLANTWIDE CONTROL*

TUGAS AKHIR






Diajukan untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
pada

Program Studi S-1 Departemen Teknik Fisika
Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :

Kokoh Priambodo
NRP. 0231164000083

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

1. Totok Ruki Biyanto, Ph.D. .....(Pembimbing)
2. Hendra Cordova, S.T, M.T. .....(Ketua Penguji)
3. Ir. Matradji M.Sc. .....(Penguji 1)
4. Ir. Harsono Hadi, M.T., Ph.D .....(Penguji 2)
5. Iwan Cony S.T., M.T .....(Penguji 3)

SURABAYA
25 November, 2019

Halaman ini sengaja dikosongkan

**OPTIMISASI EFISIENSI ENERGI PADA PROSES
LIQUEFACTION NATURAL GAS DENGAN
MENGUNAKAN METODE *PLANTWIDE CONTROL***

Nama Mahasiswa : Kokoh Priambodo
NRP : 0231164000083
Program Studi : S1 Teknik Fisika,
Jurusan : Teknik Fisika FTIRS-ITS
Dosen Pembimbing : Totok Ruki Biyanto, Ph.D.

Abstrak

Penggunaan energi hidrokarbon saat ini masih sangat dominan, dimana energi hidrokarbon yang paling efisien adalah gas alam. Dalam proses distribusinya, gas alam harus didinginkan terlebih dahulu hingga menjadi *liquid* atau yang biasa disebut sebagai LNG. Proses pencairan gas alam terdiri dari tiga bagian, yaitu siklus pendinginan propane oleh *sea water*, siklus pendinginan MCR oleh propane, dan siklus pencairan gas alam oleh MCR. Perancangan desain PWC pada LNG bertujuan untuk meningkatkan efisiensi energi yang dikonsumsi sehingga profit yang didapatkan maksimal serta dapat meningkatkan kestabilan plant ketika diberikan gangguan. Hasil perancangan PWC pada kenaikan feed 5% mampu menurunkan energi sebesar 85.867,151 kJ/ jam dan mampu meningkatkan profit sebesar 2.010.321.775 rupiah/ hari. Sedangkan pada penurunan feed sebesar 5% mampu menurunkan penggunaan energi sebesar 96.297,243 kJ/ jam dan mampu meningkatkan profit sebesar 2.254.511.068 rupiah/ hari. Penerapan PWC juga dapat menghasilkan respon sistem yang stabil saat dilakukan uji gangguan dibuktikan dengan *settling time* dan *overshoot* yang menurun serta menghilangkan eror steady state dibandingkan dengan pengendalian PID saja sebelum dilakukan perancangan PWC.

Kata Kunci : Energi, Kontrol Proses, LNG Plant, *Plantwide Control*

Halaman ini sengaja dikosongkan

**ENERGY EFFICIENCY OPTIMIZATION ON
LIQUEFACTION NATURAL GAS PROCESS USING
PLANTWIDE CONTROL METHOD**

Student Name : Kokoh Priambodo
NRP : 0231164000083
Departement : Engineering Physics FTIRS-ITS
Supervisor : Totok Ruki Biyanto, Ph.D.

Abstract

Hydrocarbons energy is currently still very dominant, where the most efficient hydrocarbon energy is natural gas. The process of natural gas distribution, it must be cooled first to become liquid or commonly called by LNG. The natural gas liquefaction process consists of three parts, the first is propane refrigeration cycle by sea water, the second is MCR refrigeration cycle by propane, and natural gas liquefaction cycle by MCR. The objectives of PWC design in this plant are to increase the efficiency of energy consumed so that the maximum profit can be obtained and can increase plant stability when given disturbances. The results of the design of PWC at a 5% increase in feed is capable of lowering the energy use of 85.867,151 kJ perhour and able to improve profit in the amount of 2.010.321.775 rupiah per day, while in a 5% decrease in feed is capable of lowering the energy use of 96.297.243 kJ perhour and able to increase profit in the amount of 2.254.511.068 rupiah per day. Application of PWC can also generate a stable system response with disturbance test, with evidence can decrease settling time and overshoot and omit steady state error compared control PID just before the redesign PWC.

Keywords : Energy, LNG Plant, Plantwide Control, Process Control

Halaman ini sengaja dikosongkan

KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis kepada Tuhan, karena rahmat dan hikmat-Nya sehingga penulis diberikan kesehatan, kemudahan dan kelancaran dalam menyusun laporan tugas akhir ini. Tidak lupa juga penulis menyampaikan ucapan terima kasih kepada keluarga dan para sahabat. Oleh karena dukungan mereka, penulis mampu menyusun laporan tugas akhir yang berjudul:

“OPTIMISASI EFISIENSI ENERGI PADA PROSES *LIQUEFACTION NATURAL GAS* DENGAN MENGUNAKAN METODE *PLANTWIDE CONTROL*”

Tugas akhir ini merupakan salah satu persyaratan akademik yang harus dipenuhi dalam Program Studi S-1 Teknik Fisika FTIRS-ITS. Penulis menyampaikan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Allah SWT karena telah memberikan kekuatan serta hidayah-Nya kepada penulis untuk menyelesaikan Tugas Akhir ini.
2. Kedua orang tua serta kakak dan adik kandung penulis yang kebaikannya pada penulis tidak mungkin bisa penulis balas meski sampai penulis telah tiada.
3. Bapak Dr. Suyanto, S.T., M.T. selaku Kepala Departemen Teknik Fisika yang telah memberikan bimbingan selama menempuh pendidikan di Teknik Fisika.
4. Totok Ruki Biyanto, Ph.D sekaligus pembimbing tugas akhir ini, yang selalu memberikan semangat dan ide ide baru.
5. Tim penguji yang telah memberikan saran dan perbaikan paper pada tugas akhir ini.
6. Bapak Ir. Matradji M.Sc. selaku dosen wali penulis.
7. Segenap Bapak/Ibu dosen pengajar di departemen Teknik Fisika - ITS.
8. Segenap karyawan TU di jurusan Teknik Fisika – ITS.
9. Keluarga besar Warga HMTF-ITS, yang senantiasa memberikan motivasi dan perhatian.

10. Teman-teman angkatan 2016 dan adik-adik angkatan 2017, dan 2018.
11. Temen-temen pengurus lab dari Laboratorium Rekayasa Instrumentasi dan Kontrol
12. Rekan-rekan seperjuangan TA yang telah mendukung secara mental-batin dan memberikan bantuan bantuan dalam penyelesaian laporan tugas akhir ini.
13. Orang-orang diluar sana yang namanya tidak bisa dituliskan yang sudah memberikan dorongan dan motivasi.

Penulis menyadari bahwa mungkin masih ada kekurangan dalam laporan ini, sehingga kritik dan saran penulis terima. Semoga laporan ini dapat berguna dan bermanfaat bagi penulis dan pihak yang membacanya.

Surabaya, 25 November 2019

Penulis

DAFTAR ISI

Abstrak	xi
<i>Abstract</i>	xiii
KATA PENGANTAR.....	xv
DAFTAR ISI.....	xvii
DAFTAR GAMBAR	xix
DAFTAR TABEL	xxi
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Rumusan Permasalahan.....	4
1.3 Tujuan.....	4
1.4 Lingkup Kerja.....	4
1.5 Sistematika Laporan	4
BAB II DASAR TEORI.....	7
2.1 <i>Liquefaction</i> LNG.....	7
2.2 Analisa <i>Steady State</i> Keseimbangan Neraca Massa	9
2.3 Analisa <i>Steady State</i> Keseimbangan Neraca <i>Energy</i>	9
2.4 Analisa <i>Steady State</i> Keseimbangan <i>Exergy</i>	10
2.5 Kontroler PID	14
2.6 <i>Degrees of Freedom</i> (DOF).....	14
2.7 <i>Plantwide Control</i> (PWC)	15
BAB III METODOLOGI PENELITIAN.....	19
3.1 Pengambilan Data Komponen pada Proses <i>Liquefied Natural Gas</i> (LNG)	19
3.2 Pemodelan Proses Natural Gas pada LNG <i>Plant</i>	21
3.3 Validasi Proses <i>Liquefied Natural Gas</i> (LNG).....	24
3.4 <i>Problem of Formulation</i>	24
3.5 Penentuan Fungsi Objektif	25
3.6 Perancangan <i>Plantwide Control</i>	25
3.7 Pengujian Performansi Sistem dan Analisis	34
BAB IV ANALISA DATA DAN PEMBAHASAN.....	37
4.1 Analisa Hasil Perancangan <i>Feed Forward</i>	37
4.2 Analisa Hasil Perancangan PWC.....	41

4.3 Analisis Hasil Optimisasi.....	44
4.4 <i>Total Annual Cost Calculation</i>	47
4.5 Pembahasan	48
BAB V PENUTUP	49
5.1 Kesimpulan	49
5.2 Saran	49
DAFTAR PUSTAKA.....	51
LAMPIRAN	
BIODATA PENULIS	

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1	Proses LNG	8
Gambar 2.2	Diagram Neraca Massa	9
Gambar 3.1	Diagram Alir Penelitian	19
Gambar 3.2	Siklus Propana dan MCR pada LNG <i>Plant</i>	23
Gambar 3.3	Proses LNG pada LNG <i>Plant</i>	23
Gambar 3.4	Lokasi TPM pada Proses Pencairan Gas Alam	28
Gambar 3.5	Pemasangan Pengendali <i>Feed Forward</i> pada Proses Pendinginan Propana.....	29
Gambar 3.6	Pemasangan Pengendali <i>Feed Forward</i> pada Proses Pendinginan MCR.....	30
Gambar 3.7	Pemasangan Pengendali <i>Feed Forward</i> pada Proses Pendinginan <i>Natural Gas</i>	30
Gambar 3.8	Diagram Blok <i>Feed Forward</i> Propana.....	31
Gambar 3.9	Diagram Blok <i>Feed Forward</i> MCR	31
Gambar 3.10	Diagram Blok <i>Feed Forward Natural Gas</i>	31
Gambar 3.11	Pemasangan MPC <i>Controller</i> pada <i>Plant</i>	33
Gambar 3.12	Blok Diagram MPC <i>Controller</i>	33
Gambar 4.1	Respon TIC Propana pada <i>Disturbance +5%</i>	37
Gambar 4.2	Respon TIC Propana pada <i>Disturbance -5%</i>	38
Gambar 4.3	Respon TIC MCR pada <i>Disturbance +5%</i>	38
Gambar 4.4	Respon TIC MCR pada <i>Disturbance -5%</i>	38
Gambar 4.5	Respon TIC LNG pada <i>Disturbance +5%</i>	39
Gambar 4.6	Respon TIC LNG pada <i>Disturbance -5%</i>	39
Gambar 4.7	Uji <i>Disturbance</i> Naik 5%.....	41
Gambar 4.8	Uji <i>Disturbance</i> Turun 5%.....	42
Gambar 4.9	Perbandingan Respon antara Struktur Kontrol PWC dan Non-PWC pada TIC-100 (<i>Disturbance 5%</i>)	42
Gambar 4.10	Perbandingan Respon antara Struktur Kontrol PWC dan Non-PWC pada TIC 100 (<i>Disturbance -5%</i>)	43

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1	Perhitungan <i>Exergy Losses</i> pada setiap <i>Equipment</i> ...	11
Tabel 3.1	Properti pada <i>Feed Natural Gas</i>	20
Tabel 3.2	Properti pada Propana	20
Tabel 3.3	Properti pada MCR.....	21
Tabel 3.4	Validasi Proses <i>Natural Gas</i> pada <i>Stream 11</i>	24
Tabel 3.5	Validasi Proses Propana pada <i>Stream Outlet 4E-8</i>	24
Tabel 3.6	Validasi Proses MCR pada <i>Stream MR to 4E-8</i>	24
Tabel 3.7	Analisa CDOF Proses LNG	26
Tabel 3.8	Kontrol pada Proses LNG dalam Kondisi Desain.....	26
Tabel 3.9	Parameter Permodelan Pengendali <i>Feed Forward Flow</i>	32
Tabel 3.10	Parameter Permodelan FOPDT	32
Tabel 4.1	Nilai Karakteristik Respon TIC Propana pada <i>Disturbance +5%</i>	39
Tabel 4.2	Nilai Karakteristik Respon TIC Propana pada <i>Disturbance -5%</i>	40
Tabel 4.3	Nilai Karakteristik Respon TIC MCR pada <i>Disturbance</i> <i>+5%</i>	40
Tabel 4.4	Nilai Karakteristik Respon TIC MCR pada <i>Disturbance</i> <i>-5%</i>	40
Tabel 4.5	Nilai Karakteristik Respon TIC LNG pada <i>Disturbance</i> <i>+5%</i>	40
Tabel 4.6	Nilai Karakteristik Respon TIC LNG pada <i>Disturbance</i> <i>-5%</i>	41
Tabel 4.7	Perbandingan Karakteristik Respon PWC dan PID pada TIC LNG ketika <i>Feed Naik 5%</i>	43
Tabel 4.8	Perbandingan Karakteristik Respon PWC dan PID pada TIC LNG ketika <i>Feed Turun 5%</i>	43
Tabel 4.9	Penggunaan Energi dengan Kontrol PWC	44
Tabel 4.10	Penggunaan Energi dengan Kontrol Non-PWC	45
Tabel 4.11	Perbandingan Perhitungan Keuntungan pada LNG Plant.....	46
Tabel 4.11	CAPEX Penerapan PWC.....	47
Tabel 4.11	OPEX Penerapan PWC	47

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Sumber daya energi telah menjadi faktor penting untuk memajukan pertumbuhan ekonomi dan pembangunan infrastruktur [1]. Saat ini sumber energi terbesar dalam memenuhi kebutuhan energi diduduki oleh hidrokarbon, dimana jenisnya antara lain batu bara, minyak dan gas alam. Ditinjau dari penggunaannya, gas alam merupakan yang paling efisien dibandingkan minyak atau batu bara, sehingga dapat dipastikan sumber energi hidrokarbon masih memegang peran dominan di masa yang akan datang [2].

Saat ini sumber energi terbesar dalam memenuhi kebutuhan energi diduduki oleh hidrokarbon, dimana jenisnya antara lain batu bara, minyak dan gas alam. Suplai energi yang selama ini digunakan, salah satunya batubara merupakan energi dengan biaya yang cukup murah, Rp 400-Rp 500/ kWh dengan memberikan dampak emisi gas buang 1.000 gram/ kWh. Selain itu terdapat tenaga surya dan energi panas bumi yang beremisi rendah dengan investasi masih tinggi masing-masing Rp 2.000/ kWh dan Rp 1.100-Rp 1.200/ kWh untuk panas bumi. Adapun gas alam menghasilkan emisi 600 gram/ kWh dengan biaya Rp 600-Rp 700/ kWh. Minyak bumi yang menjadi sumber utama energi saat ini mempunyai cadangan sekitar 3,7 miliar barrel yang diperkirakan cukup untuk 11-12 tahun ke depan. Perhitungan ini dengan asumsi produksi 700.000-800.000 bpd. Konsumsi minyak Indonesia saat ini sekitar 1,5 juta bpd. Jika diasumsikan pertumbuhan konsumsi minyak 6 persen per tahun, pada 2025 kebutuhan minyak menjadi 2,7 juta bpd. Pertumbuhan Ekonomi dan pertumbuhan penduduk yang makin meningkat kondisi tersebut memaksa Indonesia mencari alternatif energi lain. Salah satu cadangan energi masa depan adalah menggunakan gas alam. Gas alam atau gas bumi adalah hasil proses alami berupa hidrokarbon yang dalam kondisi tekanan dan temperatur atmosfer berupa fase gas yang diperoleh dari proses penambangan minyak dan gas bumi. Ditinjau dari penggunaannya, gas alam merupakan yang paling efisien

dibandingkan minyak atau batu bara, sehingga dapat dipastikan sumber energi hidrokarbon masih memegang peran dominan di masa yang akan datang. [3] [4].

Cadangan gas bumi Indonesia per 1 Januari 2017 sebanyak 142.72 TSCF. Jika tidak ada penemuan cadangan yang baru, dengan tingkat pemakaian gas bumi saat ini dan menimbang produksi gas rata-rata dari tahun 2012-2017 sebesar 2.9 TSCF/tahun, gas bumi Indonesia diperkirakan akan habis 49 tahun mendatang [5]. Menurut fleksibilitasnya dalam pasar global, diasumsikan terdapat peningkatan dalam pemasaran *natural gas* mencapai 3,9% per tahun dan pada tahun 2035 diproyeksikan mencapai 46% dan kebutuhan *natural gas* sebagai sumber energi global saat ini cukup tinggi dan tahun kedepannya akan terus meningkat mencapai 497 Bcf/d [6]. Seiring dengan meningkatnya permintaan gas alam, teknologi proses pencairan *natural gas* yang dikembangkan APCI mendominasi industry sejak akhir tahun tujuh puluhan yang dihitung sangat signifikan dari kapasitas produksi LNG. Selain itu APCI telah mengembangkan desain yang ditingkatkan yang dapat mencapai kapasitas setinggi 8 MTPA. Teknologi *liquefaction* yang berada di onshore saat ini adalah PRICO refrigerant campuran tunggal (SMR), ConocoPhillips *optimized cascade*, Air-product propane pre-cooled mixed refrigerant (C3MR), Shell dual mixed refrigerant (DMR), Statoil-Linde *mixed fluid cascade* (MFC) dan proses hibrida AP-X [7].

Gas yang telah disterilkan dari kandungan air, merkuri serta CO₂ dan setelah melalui proses fraksinasi yang terdiri dari empat pemisahan yaitu methane, ethane, propane dan butane. Dikarenakan titik didih *natural gas* berada pada suhu yang sangat rendah, maka pada proses treatment didinginkan dengan metode cryogenic dimana pada proses ini, sistem kompresi dan proses transfer panas merupakan komponen penting yang mempengaruhi dari kinerja tingkat keuntungan *plant*. Daya untuk kompresor didapatkan dari proses utility yang berbahan bakar *natural gas* yang diambil dari sebagian hasil pembuatan LNG. Semakin besar daya yang dibutuhkan semakin besar pula produk LNG yang terbuang [8].

Propane precooled mixed refrigerant (C3MR) merupakan teknologi yang banyak digunakan pada *liquefaction* LNG dengan lisensi APCI. Desain dan kondisi operasi proses C3MR menjadi fokus penelitian dengan fungsi objektif dengan variabel *flow rate* MCR, *pressure* luaran komponen ekspansi dan kompresor, dan temperatur luaran *natural gas* pada *heat exchanger*. Variabel tersebut menjadi objek khusus untuk mendapatkan nilai efisiensi yang optimal dengan melihat nilai energi pada masukan dan luaran *natural gas* sebelum dan setelah didinginkan. Pengendali C3MR saat ini yang digunakan untuk menjaga efisiensi energi menggunakan tipe kontrol pada umumnya, yaitu pengendali PID. Pengendali yang mempunyai peran penting pada penelitian ini, yaitu pada pengendali temperatur yang berfungsi menjaga kondisi operasi dari pertukaran panas antara fluida satu dengan yang lain agar berada pada kondisi yang diinginkan atau sesuai dengan set point.

Berdasarkan hal tersebut, pada tugas akhir ini akan dilakukan optimasi pada proses C3MR dengan memaksimalkan efisiensi energi dengan menggunakan pendekatan *steady state* hukum termodinamika pertama pada setiap komponen C3MR untuk disimulasikan pada AspenTech HYSYS dengan menerapkan dengan pengendali MPC atau singkatan dari *Model Predictive Control*. Pengendali MPC mampu menganalisa kondisi operasi pada suatu proses sehingga dapat memberikan nilai set point optimal pada pengendali PID untuk mendapatkan respon yang baik dan sesuai dengan set point. Kestabilan plant terhadap gangguan merupakan variabel penting yang ditinjau ketika telah dilakukan perancangan pada suatu proses untuk meningkatkan efisiensi energi dari plant. Maka dari itu, dilakukan penelitian pada *plant* LNG dengan judul “**Optimisasi Efisiensi Energi pada Proses Liquefaction Natural Gas dengan Menggunakan Metode Plantwide Control**” agar dapat ditemukan solusi terbaik untuk inovasi baru dalam dunia LNG yang melibatkan perpaduan antara optimisasi dan kontrol yang akan memberikan solusi yang optimal, ekonomis, aman, dan stabil untuk tujuan pencairan LNG dengan desain yang sangat efisien.

1.2 Rumusan Permasalahan

Berdasarkan latar belakang pada tugas akhir ini maka permasalahan yang dapat diangkat adalah

1. Diperlukan peningkatan efisiensi energi pada proses LNG
2. Dampak penerapan PWC pada proses LNG dalam segi penggunaan energi dan segi ekonomi
3. Dampak penerapan PWC pada proses LNG terhadap efisiensi energi dan kestabilan plant

1.3 Tujuan

Berdasarkan rumusan masalah yang telah disebutkan diatas, maka tujuan dari tugas akhir ini adalah sebagai berikut.

1. Dirancang PWC pada proses LNG
2. Mengetahui dampak penerapan PWC pada proses LNG dalam segi penggunaan energi dan segi ekonomi
3. Mengetahui dampak penerapan PWC pada proses LNG terhadap efisiensi energi dan kestabilan plant

1.4 Lingkup Kerja

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. Kemudian akan dibuat perancangan strategi kontrol menggunakan metode *plantwide control* (PWC) karya Skogestad. Fungsi objektif yang digunakan pada tugas akhir ini adalah untuk meningkatkan efisiensi *exergy*. Kemudian pada tahap akhir akan dilakukan pengujian performansi kestabilan sistem akibat adanya uji gangguan yang diberikan.

1.5 Sistematika Laporan

Sistematika penulisan laporan tugas akhir ini 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, yaitu *liquefaction* LNG, analisa *steady state* kesetimbangan neraca massa, analisa *steady state* kesetimbangan neraca *energy*, analisa *steady state* kesetimbangan *exergy* yang terdiri dari persamaan *exergy* tiap komponen dan persamaan *steady state Heat Exchanger*, kontroler PID, *Degrees of Freedom* (DOF), dan *Plantwide Control* (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 proses *Liquefaction Natural Gas* (LNG), 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.

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB II DASAR TEORI

2.1 *Liquefaction* LNG

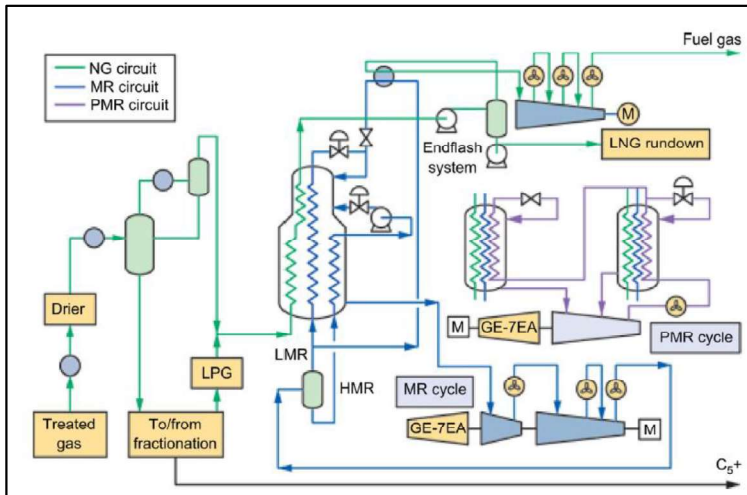
Proses pencairan pada *Natural Gas* dilakukan dengan menerapkan sistem pendinginan bertingkat. *Refrigerant* yang digunakan adalah *propane* dan *Mixed Component Refrigerant* (MCR) yang merupakan campuran dari nitrogen, *methane*, *ethane*, *propane*, dan nitrogen sebagai pendingin akhir dalam proses LNG. *Propane* dan MCR 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. Kondisi pencairan *propane* yang digunakan untuk pendinginan terdapat 3 tingkat untuk MCR dan 3 tingkat untuk *natural gas* sesuai dengan kebutuhan pendinginan bertingkat pada proses pengolahan LNG. *Propane recycle compressor* mengkompresi *propane* yang telah dipakai untuk pendinginan untuk meningkatkan tekanannya. Kemudian *propane* didinginkan oleh air laut.

Cairan MCR berubah fase menjadi gas setelah digunakan sebagai fluida pendingin *natural gas* pada *Main Cryogenic Heat Exchanger* (MCHE). MCR *first stage compressor* dan MCR *second stage compressor* mengkompresi gas MCR untuk meningkatkan tekanannya.

Gambar 2.1 menunjukkan proses LNG yang akan dirancang pada tugas akhir ini. Air laut digunakan sebagai pendingin dari *propane* melalui 3 tahap, yaitu pada 4E-1, 4E-2, dan 4E-3. *Propane* yang telah melewati 4E-3 akan digunakan sebagai *refrigerant* pada proses MCR melewati 4E-7, 4E-8, dan 4E-9, sehingga mencapai temperatur yang cukup sebagai *refrigerant* yang akan mendinginkan *natural gas* dari -39°C hingga -149°C melalui *Main Cryogenic Heat Exchanger* (MCHE). Sebelum masuk ke dalam MCHE, MCR dipisah menjadi dua fasa menggunakan separator, sehingga terdapat MCR berfasa gas dan liquid. Hal ini dikarenakan pada proses pendinginan *natural gas* terdapat dua tahap pada

MCHE, yaitu pada tahap pertama dengan kondisi temperatur natural gas yang masih tinggi akan didinginkan dengan MCR berfasa gas dan melalui tahap kedua natural gas akan didinginkan lagi dengan MCR berfasa cair. Pada proses pendinginannya sendiri MCR melalui proses ekspansi setelah melewati *valve* sehingga terjadi penurunan temperatur dan tekanan yang akan dikembalikan lagi ke dalam MCHE untuk digunakan sebagai *refrigerant* yang akan mendinginkan *natural gas* hingga menjadi LNG [9].

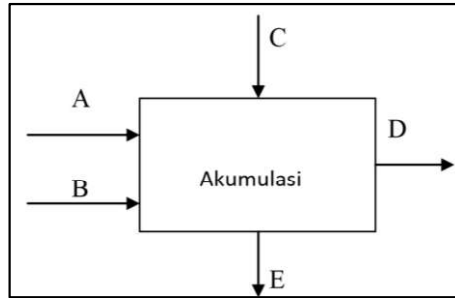


Gambar 2.1. Proses LNG

2.2 Analisa *Steady State* Keseimbangan Neraca Massa

Neraca massa adalah suatu perhitungan yang tepat dari semua bahan-bahan yang masuk, yang terakumulasi dan yang keluar dalam waktu tertentu. Pernyataan tersebut sesuai dengan hukum kekekalan massa, yaitu massa tidak dapat diciptakan atau dimusnahkan.

Prinsip umum neraca massa adalah membuat sejumlah persamaan-persamaan yang saling tidak tergantung satu sama lain, dimana persamaan-persamaan tersebut jumlahnya sama dengan jumlah komposisi massa yang tidak diketahui. Persamaan neraca massa secara umum sebagai berikut [10].



Gambar 2.2 Diagram Neraca Massa

Persamaan neraca massa: Massa masuk = massa keluar + massa yang terakumulasi.

$$M_A + M_B + M_C = M_D + M_E + M_{akumulasi} \quad (2.1)$$

Bila tidak ada massa yang terakumulasi, maka persamaan menjadi: Massa masuk = massa yang keluar.

$$M_A + M_B + M_C = M_D + M_E \quad (2.2)$$

2.3 Analisa *Steady State* Kestimbangan Neraca *Energy*

Hukum Termodinamika I mendefinisikan pada keadaan ini energi tidak dapat diciptakan dan dimusnahkan. Secara umum selisih antara energi yang masuk dan energi yang keluar. Merupakan total energi pada sistem selama beroperasi. 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 [11].

$$Q - W + \Sigma m_i h_i - \Sigma m_e h_e = 0 \quad (2.3)$$

dimana,

m_i = laju massa *input* fluida kerja (kg/s)

m_e = laju massa *output* fluida kerja (kg/s)

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)

2.4 Analisa *Steady State* Keseimbangan *Exergy*

Konversi energi sendiri seperti yang dijelaskan pada persamaan pada sub-bab sebelumnya tidak cukup untuk menggambarkan beberapa aspek penting pada pemanfaatan sumber energi itu sendiri. 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 [12] [13]. Laju *exergy* dari keduanya dapat dituliskan sebagai berikut,

$$e = h - h_0 - T_0(s - s_0) + \frac{V^2}{2} + gz \quad (2.4)$$

Berdasarkan kesetimbangan energi pada hukum pertama termodinamika, kesetimbangan *exergy* dapat ditulis,

$$\sum_j \left(1 - \frac{T_0}{T_j}\right) Q_j - W_{cv} + \sum_i m_i e_i - \sum_e m_e e_e - E_d = 0 \quad (2.5)$$

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)

m = laju massa fluida kerja (kg/s)

Q = laju kalor pada sistem(kJ/s)

W = kerja pada sistem (kJ/s)

E_d = *exergy loss* (kJ/s)

Berdasarkan hukum kedua termodinamika, pada sistem yang sebenarnya, kerja atau energi yang hilang karena kompresi dapat

didefinisikan sebagai perbedaan antara pekerjaan aktual yang diperlukan dan perubahan *exergy*.

$$W_{lost} = W_{actual} - \Delta e \quad (2.6)$$

dan kerja atau energi yang hilang karena ekspansi adalah,

$$W_{lost} = \Delta e - W_{actual} \quad (2.7)$$

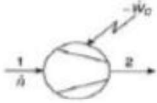
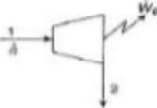

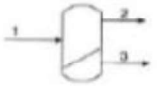




Ketika energi produksi dan hilang diketahui, efisiensi dari *exergy* dapat ditentukan. Efisiensi *exergy* dapat didefinisikan sebagai relasi antara perubahan *exergy* dari *natural gas* untuk dicairkan dan daya yang diperlukan. Efisiensi *exergy* dapat didefinisikan sebagai berikut.

$$\eta_{ex} = \frac{\text{Minimum power for liquefaction}}{\text{Power consumption}} \quad (2.8)$$

2.4.1 Persamaan *Exergy* Tiap Komponen

Untuk mendapatkan nilai *exergy* yang hilang pada setiap *equipment*, digunakan persamaan yang berlaku pada setiap *equipment*. Berikut merupakan persamaan *exergy* yang hilang pada setiap *equipment*.

Tabel 2.1 Perhitungan *Exergy Losses* pada Setiap *Equipment*

Equipment	Symbol	Exergy loss (kW)
Compressor		$\Delta ex_{\text{loss}} = \dot{n}(ex_1 - ex_2) - \dot{W}_c$
Expander		$\Delta ex_{\text{loss}} = \dot{n}(ex_1 - ex_2) - \dot{W}_e$
Throttle valve		$\Delta ex_{\text{loss}} = \dot{n}(ex_1 - ex_2)$
Phase separator or stream splitter		$\Delta ex_{\text{loss}} = \dot{n}_1 ex_1 - \dot{n}_2 ex_2 - \dot{n}_3 ex_3$
Stream mixer		$\Delta ex_{\text{loss}} = \dot{n}_1 ex_1 + \dot{n}_2 ex_2 - \dot{n}_3 ex_3$
Heat exchanger		$\Delta ex_{\text{loss}} = \sum_{i=1}^n \dot{n}_i (ex_{i,\text{in}} - ex_{i,\text{out}})$
Condenser or aftercooler exchanging heat with ambient		$\Delta ex_{\text{loss}} = \dot{n}(ex_1 - ex_2)$
Evaporator operating at low temperature		$\Delta ex_{\text{loss}} = \dot{n}(ex_1 - ex_2) + \dot{Q}(1 - T_o/T)$

2.4.2 Persamaan *Steady State Heat Exchanger*

Analisa 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.

$$Q_h = Q_c \quad (2.9)$$

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

$$Q = mc_p(T_{in} - T_{out}) \quad (2.10)$$

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)

Berdasarkan penurunan hukum kesetimbangan energi termodinamika pertama pada persamaan dengan kondisi *steady state*, didapatkan persamaan kesetimbangan pada *heat exchanger* sebagai berikut [14].

$$m_h c_{p,h} (T_{h,i} - T_{h,o}) = m_c c_{p,c} (t_{c,o} - t_{c,i}) \quad (2.11)$$

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* adalah sebagai berikut.

$$Q = UA\Delta T_m \quad (2.12)$$

dengan ΔT_m sama dengan LMTD yang memenuhi persamaan [15],

$$LTM D = \frac{(T_{h,in} - t_{c,out}) - (T_{h,out} - t_{c,in})}{\ln\left(\frac{T_{h,in} - t_{c,in}}{T_{h,out} - t_{c,in}}\right)} \quad (2.13)$$

dimana,

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

A = luas permukaan terjadinya perpindahan panas (m²)

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

2.5 Kontroler PID

Kontroler *Proportional Integrated Derivative* (PID) merupakan kontroler yang memiliki 3 komponen kontrol di dalamnya, 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.

$$u(t) = K_p e(t) + K_i \int_0^t e(t) d\tau + K_D \frac{de(t)}{dt} \quad (2.14)$$

K_p , K_i , dan K_d biasa disebut dengan *proportional gain*, *integral gain*, dan *derivative gain* yang merupakan *tuning parameter* dari pengendalian. Persamaan kontroler untuk PI dapat diperoleh dengan menyederhanakan persamaan diatas tanpa melibatkan kontroler derivatif seperti pada persamaan berikut [16].

$$u(t) = K_p e(t) + K_i \int_0^t e(t) d\tau \quad (2.15)$$

2.6 Degrees of Freedom (DOF)

Pada prinsipnya, variabel *degrees of freedom* (DOF) atau derajat kebebasan pada suatu sistem merupakan representasi dari variabel pada sistem tersebut, dimana hasilnya harus spesifik sebelum variabel yang tersisa dapat dihitung. Persamaan DOF diberikan pada Persamaan (2.16)

$$DOF = \text{Jumlah variabel} - \text{Jumlah persamaan independent} \quad (2.16)$$

Suatu pemodelan dapat dijalankan apabila jumlah DOF adalah nol. Apabila DOF bernilai lebih dari nol maka terdapat lebih banyak variabel yang tidak diketahui daripada persamaan yang independen. Terdapat banyak penyelesaian untuk kasus ini,

salah satunya dengan melakukan optimasi pada performansi sistem. Namun apabila jumlah DOF dibawah nol, maka lebih banyak persamaan independen dibandingkan jumlah variabel.

Pada kasus ini, pemodelan tidak akan dapat diselesaikan. Dalam mendesain struktur kontrol, analisis DOF dikenal sebagai *control degrees of freedom* (CDOF). Pada pengertiannya, CDOF merupakan jumlah maksimum dari variabel yang dapat dimanipulasi untuk mendesain struktur kontrol. Persamaan CDOF yang dikembangkan oleh Konda dituliskan pada Persamaan (2.17) sebagai berikut [17].

$$CDOF = N_{streams} - \sum_1^{all\ the\ units} (N_{restraining}) - N_{redundant} \quad (2.17)$$

dimana :

- $N_{streams}$: Jumlah stream yang ada pada proses
- $N_{restraining}$: Jumlah stream proses yang tidak dapat dimanipulasi
- $N_{redundant}$: Jumlah stream proses yang tidak butuh untuk dikontrol pada prosesnya

2.7 *Plantwide Control* (PWC)

PWC merupakan suatu metode pengendalian *plant* secara luas. Metode ini membahas mengenai bagaimana meletakkan sensor dan aktuator serta cara menggabungkannya dengan tepat. Sehingga metode ini akan melibatkan satu atau beberapa strategi kontrol baik pada sistem tunggal hingga sistem yang kompleks, dimana sistem tersebut saling berhubungan. Hal itu bertujuan untuk mengendalikan *plant* agar tetap pada kondisi yang diinginkan. Namun tidak semua sistem perlu menggunakan metode PWC. Terdapat beberapa kondisi pada *plant* yang membuat *plant* tersebut membutuhkan metode desain PWC, diantara adanya efek bola salju pada *plant*, atau bisa dikatakan dengan adanya *material recycle*, adanya integrasi panas dan beberapa komponen kimia yang beragam. Jika suatu *plant* memenuhi tiga kondisi tersebut, maka *plant* tersebut membutuhkan metode desain PWC [18].

Tujuan dari metode PWC ini adalah untuk menghasilkan pengendalian *plant* yang efektif dan efisien, mencapai kondisi

operasi yang stabil dan aman, mampu mempertahankan kualitas produk yang dihasilkan, tetap stabil dari adanya gangguan yang terjadi pada *plant*, mampu beroperasi secara otomatis dengan tetap memenuhi batasan-batasan lingkungan agar tetap terjaga dari kandungan berbahaya, serta mampu beroperasi secara optimal sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi [19].

Karena banyaknya tujuan yang dapat dicapai dengan menggunakan metode PWC, saat ini banyak para ahli yang sedang mengembangkan konsep PWC, antara lain yang paling populer adalah Luyben dan Skogestad. Prosedur PWC karya Luyben hadir terlebih dahulu dengan membaginya menjadi sembilan langkah. Akan tetapi terdapat kekurangan pada metode ini yaitu belum terdapat pertimbangan ekonomi pada langkah-langkahnya. Sehingga prosedur PWC karya Skogestad hadir untuk menyempurnakannya. Skogestad membaginya menjadi dua langkah utama yaitu *top-down* dan *bottom-up*. Adapun langkah-langkahnya akan dijelaskan sebagai berikut.

Prosedur PWC karya Luyben terdiri atas sembilan langkah. Berikut adalah langkah-langkah penerapan PWC karya Luyben [20].

1. Menentukan desain kondisi *steady state* dan kontrol dinamik untuk fungsi objektif untuk proses.
 2. Menentukan derajat kebebasan atau *degrees of freedom* (DOF)
 3. Menentukan manajemen energi pada sistem, memastikan tidak ada energi yang dibuang.
 4. Menentukan jumlah produksi yang akan dilakukan.
 5. Memilih pengendalian kualitas dan batas-batas keselamatan dan operasional
 6. Memilih struktur pengendalian yang sifatnya *inventory*.
 7. Memeriksa kesetimbangan komponen.
 8. Memilih struktur kontrol pengendalian pada setiap *loop*.
 9. Memilih struktur optimisasi atau tingkatkan keterkendalian
- Berikut adalah prosedur PWC karya Skogestad. Dimana, langkah-langkah penerapannya terbagi menjadi dua bagian utama yaitu *top-down* dan *bottom-up*. *Top-down* adalah metode yang

digunakan untuk mengoptimasi proses demi tujuan meningkatkan profit atau menurunkan *cost*. Sedangkan *bottom-up* adalah metode untuk mempertahankan stabilitas dari sistem.

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

Berikut ini adalah langkah–langkah penerapan PWC karya Skogestad [21].

Analisa Top-Down

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

Analisa Bottom-up

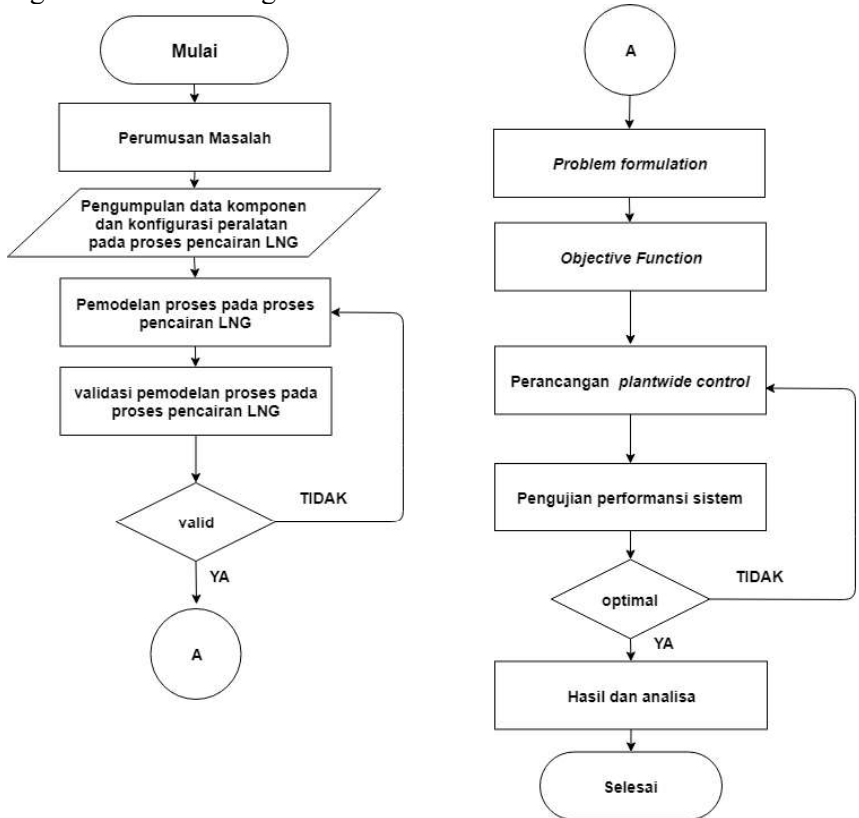
1. Memilih struktur pada tingkat pengendalian *regulatory* dengan menentukan variabel kendali kedua (*Controlled Variable 2* atau CV2) yang fokus pada stabilisasi proses dan juga pemilihan pasangan variabel proses – variabel manipulasi.
2. Memilih struktur pada tingkat pengawasan atau *supervisory* dengan mempertimbangkan pasangan variabel proses, variabel manipulasi dan juga penentuan pengendali, apakah dengan menggunakan struktur pengendali yang terdesentralisasi atau pengendali multi-variabel.

3. Memilih struktur pada tingkat optimisasi yang berfungsi untuk menentukan *set point* optimum pada proses.

Penentuan jumlah derajat kebebasan (DOF) pada kedua metode PWC didapat dari hasil pengurangan jumlah variabel pada proses dikurangi jumlah persamaan pada sistem seperti persamaan (2.16) dan persamaan (2.17).

BAB III METODOLOGI PENELITIAN

Penelitian ini dirancang melalui beberapa tahapan yang digambarkan oleh diagram alir berikut



Gambar 3.1 Diagram Alir Penelitian

3.1 Pengumpulan Data Komponen pada Proses *Liquefied Natural Gas* (LNG).

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 proses LNG baik pada siklus propane dan siklus MCR. Data tersebut terdapat pada **Lampiran A. Data Properties Stream pada LNG Plant** yang selanjutnya akan digunakan untuk memodelkan plant menggunakan software HYSYS.

3.1.1 *Feed Natural Gas* pada Kondisi Desain

Pada permodelan proses *Liquefied Natural Gas* (LNG) dibutuhkan data komposisi dan properti *feed natural gas* pada *plant*. Berikut merupakan data yang didapatkan.

Tabel 3.1 Properti pada *Feed Natural Gas*

Variabel	Satuan	Nilai
Temperatur	°C	-39,76
Pressure	kPa	3730
Mass Flow	kg/s	89,21

3.1.2 Propana pada Kondisi Desain

Pada permodelan proses *Liquefied Natural Gas* (LNG) dibutuhkan data komposisi dan properti propana pada *plant*. Berikut merupakan data yang didapatkan.

Tabel 3.2 Properti pada Propana

Variabel	Satuan	Nilai
Temperatur	°C	-37,80
Pressure	kPa	1305
Mass Flow	kg/s	343,7

3.1.3 MCR pada Kondisi Desain

Pada permodelan proses *Liquefied Natural Gas* (LNG) dibutuhkan data komposisi dan properti MCR pada *plant*. Berikut merupakan data yang didapatkan.

Tabel 3.3 Properti pada MCR

Variabel	Satuan	Nilai
Temperatur	°C	32,2
Pressure	kPa	4442
Mass Flow	kg/s	177,6

3.2 Permodelan Proses *Natural Gas* pada 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.

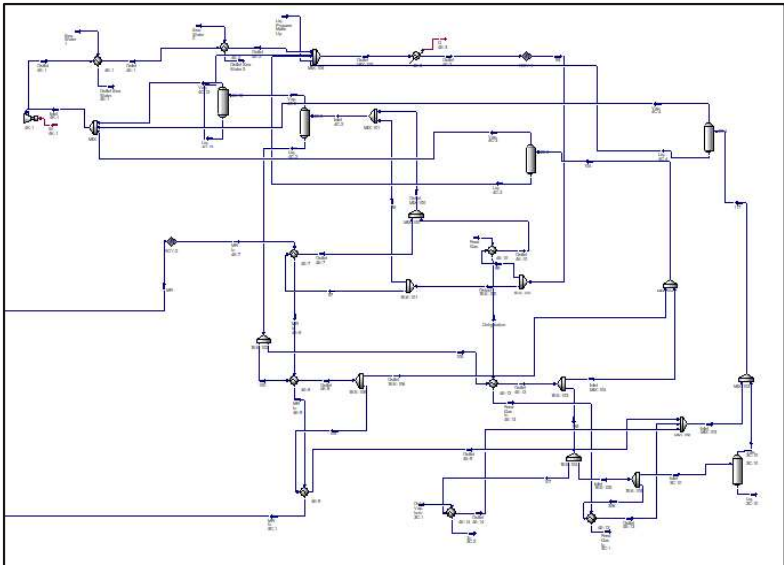
Prosedur dalam melakukan simulasi permodelan *plant* pada *software* HYSYS adalah sebagai berikut.

- 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 *feed* yang terdiri data properti serta komposisinya. Data properti yang dimasukkan minimal terdiri dari tiga parameter proses, diantaranya tekanan, suhu, dan laju aliran. Untuk parameter yang lain akan dihitung melalui pemodelan *fluid package* peng-robinson yang dilakukan secara otomatis oleh *software* HYSYS.
- d. Apabila data yang dimasukkan telah sesuai, maka mulai merancang diagram alir proses (*process flow diagram*) dari LNG. Perancangan diambil berdasarkan diagram alir proses LNG Diagram alir terdiri dari siklus propane dan siklus MCR (*Mixed Component Refrigerants*).
- e. Apabila terdapat *error*, maka dilakukan analisis proses agar pemodelan dengan menggunakan *software* HYSYS dapat konvergen dalam keadaan *steady state*.

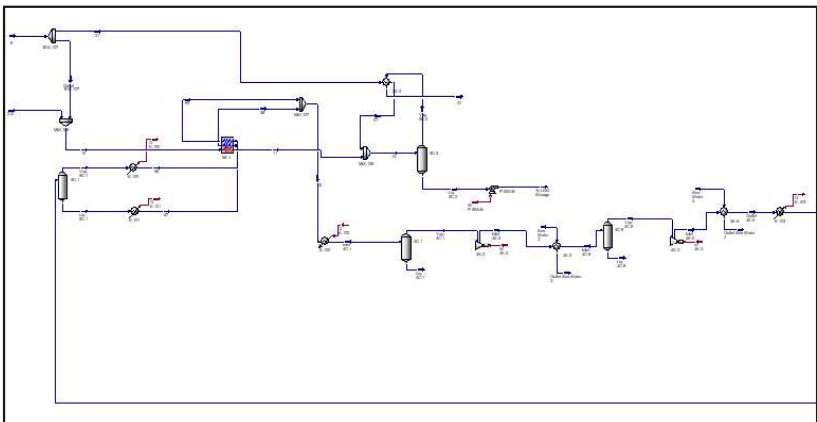
Demikian merupakan prosedur pembuatan proses LNG pada keadaan steady state atau pada kondisi tidak bergerak terhadap waktu. Pada kondisi ini selanjutnya akan dilakukan validasi proses terhadap data PFD yang akan dijelaskan pada bagian selanjutnya. Secara umum sebuah proses akan berubah seiring berjalan 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 *dynamic asisstant*. Apabila masih terdapat *error* maka harus diselesaikan terlebih dahulu dengan menganalisis hubungan *flow-pressure*. Jika sudah tidak terdapat *error* maka dapat berpindah ke keadaan dinamik dengan menekan *dynamic mode*. Namun harus sudah dipastikan untuk menyimpan pemodelan *steady state*.
- e. Kemudian program dijalankan dan dilakukan analisis sesuai yang diinginkan.
- f. Apabila terdapat respon proses yang belum stabil maka dilakukan *tuning* PID atau ditambahkan strategi pengendalian yang lain. Apabila proses dinamik telah berjalan, maka selanjutnya diidentifikasi dengan pemodelan *first order plus dead time* (FOPDT). Berikut adalah hasil pemodelan LNG *Plant* yang dibagi menjadi dua unit siklus propana dan siklus MCR.

Berikut merupakan pemodelan pada proses *Liquefied Natural Gas* (LNG) dengan menggunakan HYSYS.



Gambar 3.2 Siklus Propana dan MCR pada LNG Plant



Gambar 3.3 Proses LNG pada LNG Plant

3.3 Validasi Proses *Liquefied Natural Gas* (LNG)

Pemodelan yang dibuat divalidasi dengan kondisi desain dan PFD. Hasil pemodelan yang dibandingkan dengan kondisi desain tersebut kemudian dihitung nilai *error*-nya pada *stream* LNG.

Tabel 3.4 Validasi Proses *Natural Gas* pada *Stream* 11

Variabel	Data PFD	Simulasi	Error (%)
Temperatur (°C)	-146,7	-146,7	0
Tekanan (psia)	341	341	0

Stream 11 merupakan *natural gas* yang telah didinginkan oleh MR melalui *main cryogenic heat exchanger*.

Tabel 3.5 Validasi Proses Propana pada *Stream Outlet* 4E-8

Variabel	Data PFD	Simulasi	Error (%)
Temperatur (°C)	14,6	14,89	1,986
Tekanan (psia)	104,9	105,7	0,763

Stream Outlet 4E-8 merupakan propana yang telah digunakan pada proses pendinginan MR pada *heat exchanger* 4E-8.

Tabel 3.6 Validasi Proses MCR pada *Stream* MR to 4E-8

Variabel	Data PFD	Simulasi	Error (%)
Temperatur (°C)	20,8	20,8	0
Tekanan (psia)	637,2	637,2	0

Stream MR to 4E-8 merupakan MR yang telah didinginkan oleh propana pada *heat exchanger* 4E-8. Hasil validasi pada LNG *Plant* menunjukkan bahwa selisihnya di bawah 5%. Hal ini menunjukkan bahwa hasil permodelan menggunakan *software* HYSYS telah sesuai dengan data PFD.

3.4 *Problem of Formulation*

Ditentukan *constraint* dan beberapa parameter yang harus berada pada kondisi tertentu, sehingga harus ditentukan variabel serta nilai variable tersebut agar *plant* dapat stabil

dan mencapai kondisi optimal. Sehingga pada permodelan HYSYS ini ditentukan beberapa *constraint* yang harus terpenuhi, yaitu pada kondisi operasi dari *feed natural gas* sesuai dengan **Tabel 3.1**, propane sesuai dengan **Tabel 3.2**, dan MR sesuai dengan **Tabel 3.3**.

3.5 Penentuan Fungsi Objektif

Fungsi objektif pada perancangan PWC ini adalah memaksimalkan nilai konsumsi energi. Alasan pemilihan konsumsi energi 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 (16) berikut merupakan fungsi objektif pada perancangan PWC ini.

$$J_{min} = \sum_1^n \text{Heat Exchanger Energy} - \text{Heat Recovery} + \text{Hydraulic Energy} \quad (2.18)$$

Dimana konsumsi energi didapatkan dari selisih antara jumlah energi pada semua *heat exchanger* dan *hydraulic energy* (kompresor dan pompa) dengan *heat recovery*.

3.6 Perancangan *Plantwide Control*

Perancangan *plantwide control* (PWC) pada *Liquefaction Natural Gas* (LNG) menggabungkan metode milik Luyben dan Skogestad dengan tujuan meminimalkan energi yang digunakan dan menjaga kestabilan plant menjadi enam langkah sebagaimana berikut.

3.6.1 Mengidentifikasi 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 (2.17). Dalam melakukan analisis DOF pada *natural gas* dilakukan dengan membagi *natural gas* ke dalam dua siklus yaitu siklus propane dan siklus MCR.

Untuk mendapatkan nilai CDOF dari proses pencairan natural gas, dilakukan perhitungan jumlah *stream* dan *equipment* berdasarkan jenisnya sehingga didapatkan data yang terlampir pada **Lampiran D. Data Perhitungan CDOF**. Sehingga didapatkan nilai CDOF pada proses pencairan gas alam sebagai berikut.

Tabel 3.7 Analisa CDOF Proses LNG

N streams	N restraining	N redundant	CDOF
120	91	0	29

Pada proses LNG ini telah dipasang 29 pengendali yang digunakan untuk menjaga kestabilan proses dan mendapatkan *output* yang maksimal. Berikut merupakan pengendali yang telah dipasang pada proses LNG.

Tabel 3.8 Kontrol pada Proses LNG dalam Kondisi Desain

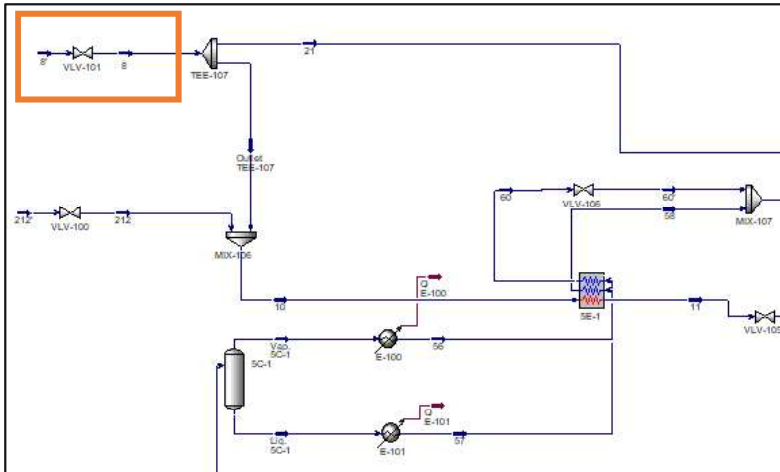
No.	Tag	Deskripsi
1	FIC-100	Kontrol laju aliran stream 8 gas alam
2	FIC-101	Kontrol laju aliran stream 212 gas alam
3	FIC-102	Kontrol laju aliran stream 60' MCR
4	FIC-103	Kontrol laju aliran stream 11' LNG
5	FIC-104	Kontrol laju aliran vapor <i>outlet</i> pada <i>separator</i> 4C-12
6	FIC-105	Kontrol laju aliran <i>inlet liquid</i> propane <i>make up</i>
7	FIC-106	Kontrol laju aliran vapor <i>outlet</i> pada <i>separator</i> 4C-3
8	FIC-107	Kontrol laju aliran strea, 85' propane
9	FIC-108	Kontrol laju aliran outlet pada tube heat exchanger 4E-9

Tabel 3.8 Kontrol pada Proses LNG dalam Kondisi Desain (Lanjutan)

No.	Tag	Deskripsi
10	FIC-109	Kontrol laju aliran <i>outlet</i> pada <i>tube heat exchanger</i> 4E-14
11	FIC-110	Kontrol laju aliran stream 21'' gas alam
12	FIC-111	Kontrol laju aliran <i>outlet</i> pada kompresor 4K-2
13	FIC-112	Kontrol laju aliran <i>outlet</i> pada kompresor 4K-3
14	LIC-100	Kontrol <i>level</i> pada separator 4C-4
15	LIC-101	Kontrol <i>level</i> pada separator 4C-3
16	LIC-102	Kontrol <i>level</i> pada separator 4C-2
17	LIC-103	Kontrol <i>level</i> pada separator 4C-12
18	LIC-104	Kontrol <i>level</i> pada separator 3C-10
19	LIC-105	Kontrol <i>level</i> pada separator 5C-1
20	LIC-106	Kontrol <i>level</i> pada separator 5C-2
21	LIC-107	Kontrol <i>level</i> pada separator 4C-7
22	LIC-108	Kontrol <i>level</i> pada separator 4C-8
23	TIC-100	Kontrol temperatur LNG pada <i>outlet Main Cryogenic Heat Exchanger</i> (MCHE) 5E-1
24	TIC-101	Kontrol temperatur MCR pada <i>outlet heat exchanger</i> 4E-7
25	TIC-102	Kontrol temperatur pada <i>outlet heat exchanger</i> 4E-1
26	TIC-103	Kontrol <i>feed forward stream Outlet</i> 4K-1'' pada <i>inlet propana heat exchanger</i> 4E-1
27	TIC-104	Kontrol <i>feed forward stream</i> MR to 4E-7'' pada <i>inlet MCR heat exchanger</i> 4E-7
28	TIC-105	Kontrol <i>feed forward stream</i> 10' pada inlet gas alam Main Cryogenic Heat Exchanger (MCHE) 5E-1
29	TIC-106	Kontrol temperatur pada outlet heat exchanger 5E-2

3.6.2 Penentuan Laju Produksi (*Throughput Manipulator*)

Penentuan laju produksi (*throughput manipulator*) Lokasi *throughput manipulator* (TPM) pada proses LNG ini terdapat pada laju aliran inlet natural gas. Penentuan laju produksi ini sama dengan milik Skogestad dan Luyben. Berikut merupakan lokasi peletakan TPM pada proses pencairan gas alam.



Gambar 3.4 Lokasi TPM pada Proses Pencairan Gas Alam

3.6.3 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 gas alam.

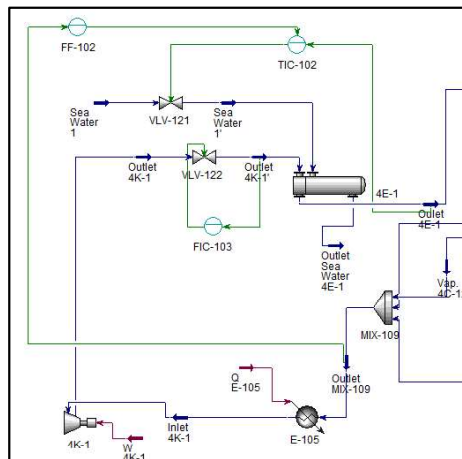
Penentuan variabel ekonomi ini mengacu pada variabel yang berpengaruh langsung terhadap fungsi objektif yang berorientasi pada profit. Laju aliran gas alam merupakan produk pada proses pencairan gas alam, sedangkan temperatur dan laju aliran gas alam dipengaruhi oleh energi yang digunakan kompresor dan *heat exchanger* pada siklus propana dan MCR. Tujuan dari hasil

optimisasi yang diharapkan adalah penurunan penggunaan energi pada proses pencairan gas alam.

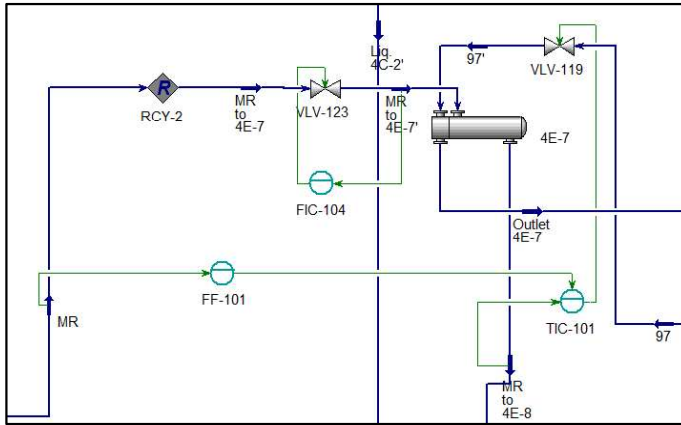
3.6.4 Integrasi Proses (*Process Integration*)

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. Pada pengendali laju aliran massa pada gas alam ditambahkan pengendali *feed forward* untuk menjaga kestabilan respon akibat adanya gangguan yang terjadi.

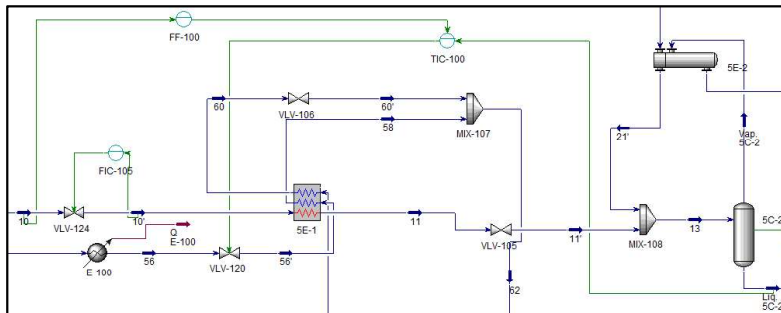
Disturbance pada plant pencairan gas alam dipengaruhi oleh perubahan laju aliran massa pada *inlet* gas alam, MCR, dan propane yang berubah-ubah. Maka dari itu diperlukan tiga pengendali *feed forward* dengan kondisi *flow* yang berubah. Dilakukan pemasangan pengendali *feed forward* sebagai berikut.



Gambar 3.5 Pemasangan Pengendali *Feed Forward* pada Proses Pendinginan Propana

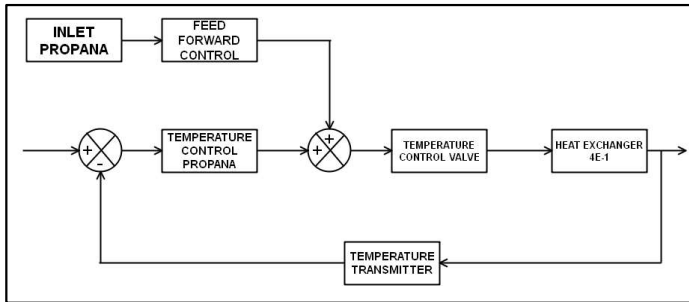


Gambar 3.6 Pemasangan Pengendali *Feed Forward* pada Proses Pendinginan MCR

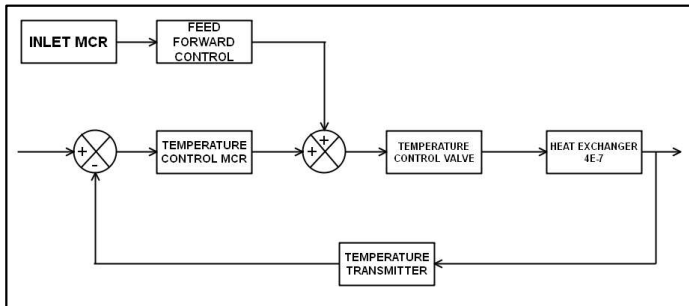


Gambar 3.7 Pemasangan Pengendali *Feed Forward* pada Proses Pendinginan *Natural Gas*

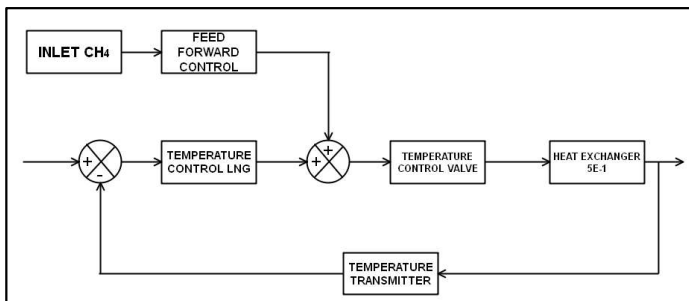
Pada pengendali *feed forward* yang telah dipasang pada gambar di atas mempunyai struktur pengendali sebagai berikut.



Gambar 3.8 Diagram Blok *Feed Forward* Propana



Gambar 3.9 Diagram Blok *Feed Forward* MCR



Gambar 3.10 Diagram Blok *Feed Forward* Natural Gas

Dilakukan uji *set point* dan uji *open loop* pada masing-masing pengendali *feed forward* tersebut agar didapatkan nilai parameter dari *feed forward*. Hasil uji *set point* dan uji *open loop* dapat dilihat

pada **Lampiran C. Permodelan Parameter Feed Forward**. Berikut merupakan nilai parameter *feed forward* yang telah didapatkan.

Tabel 3.9 Parameter Permodelan Pengendali *Feed Forward*

Parameter Permodelan	Nilai Parameter Permodelan Feed Forward		
	FF-Propana	FF-MCR	FF-NG
K_{ff}	14,48318	0,741901	24288,46
θ_{ff}	361,8522	540,1844	28,52272
τ_1	558,1860	2,591014	134,7009
τ_2	9,255843	70,68627	1,411098

3.6.5 Lapisan Pengendalian Supervisory

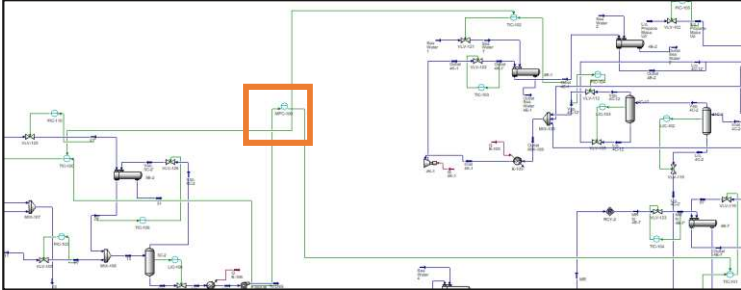
Lapisan pengendali supervisory yang diaplikasikan yaitu MPC (*Model Predictive Control*) yang berfungsi memberikan perubahan *set point* optimal pada lapisan pengendalian *regulatory* (PI/PID).

Perancangan pengendalian supervisory pada tugas akhir menggunakan MPC yang terdapat pada software HYSYS dengan menggunakan permodelan *first order* (FOPDT) yang tervalidasi. Pengendali MPC dipasang pada *output* dari *main cryogenic heat exchanger* (MCHE). Pemasangan tersebut dikarenakan produk dari MCHE memerlukan pendinginan bertahap dan membutuhkan pengendalian multivariable. Berikut merupakan parameter permodelan FOPDT yang akan diterapkan pada perancangan MPC.

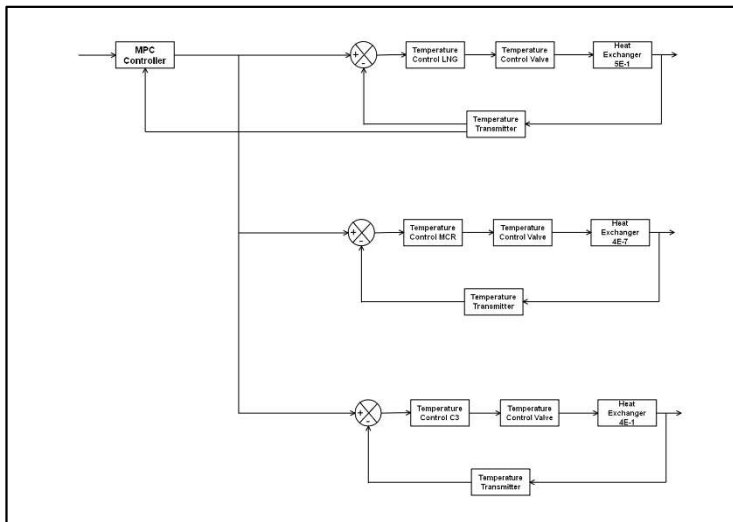
Tabel 3.10 Parameter Permodelan FOPDT

Plant	Gain	K	Time Constant (sekon)	Dead Time (Sekon)
LNG HE	G_{11}	0,00416	134,7009	33,8046
	G_{12}	1,4333	2,5910	0,5182
	G_{13}	0,1463	603,5992	343,8055

Berikut merupakan perancangan MPC *controller* pada proses LNG yang terintegrasi dengan *temperature control* yang berfungsi menjaga kestabilan temperatur pada propane, MCR, dan LNG.



Gambar 3.11 Pemasangan MPC *Controller* pada Plant



Gambar 3.12 Diagram Kendali MPC *Controller*

Dari blok diagram tersebut menjelaskan MPC *controller* berfungsi sebagai *supervisory control* yang akan memberikan set point optimum untuk kontroler TIC-100, TIC-101, dan TIC-102 yang dapat memberikan respon yang paling baik untuk mencapai set point temperatur pada LNG yang diinginkan. MPC *controller*

dapat memberikan set point pada ketiga kontrol tersebut dengan model yang telah dirancang di dalam MPC dengan memanfaatkan nilai variabel temperatur pada *output* dari setiap proses pengendalian.

3.6.6 Optimisasi

Setelah pemasangan MPC *controller* pada proses LNG, dilakukan optimisasi pada proses LNG dengan menggunakan Real Time Optimizer (RTO) dengan tujuan utama untuk mencapai nilai optimal dari fungsi objektif yang telah ditentukan, yaitu agar didapatkan nilai energi konsumsi minimal tanpa mengurangi efisiensi dan kestabilan plant. Pada lapisan optimisasi ini sama dengan optimisasi pada PWC Skogestad dan Luyben dimana prosedur pemasangan RTO pada *software* HYSYS dapat dilakukan dengan mengikuti langkah-langkah berikut.

- a. Menambahkan *spreadsheet* yang terdapat pada toolbox.
- b. Semua variabel yang digunakan dalam optimisasi dimasukkan ke dalam *spreadsheet* tersebut serta hasil output optimisasi.
- c. Menentukan *derivative* pada model analysis dalam software HYSYS.
- d. Memasukkan fungsi objektif, *constraint*, dan variabel optimisasi di dalamnya melalui *spreadsheet*.
- e. Program dijalankan kembali dan melakukan analisa.

3.7 Pengujian Performansi Sistem dan Analisis

Pengujian performansi sistem dalam perancangan PWC pada proses LNG dilakukan dengan memberikan *disturbance* dengan cara mengubah nilai laju aliran sebesar 5% dari nilai laju aliran *feed* ketika kondisi normal yaitu 87,62 kg/s, sehingga didapatkan nilai *disturbance* sebesar 4,381 kg/s sehingga didapatkan nilai laju aliran umpan dengan kenaikan *disturbance* menjadi 92,001 kg/s serta laju aliran umpan dengan penurunan *disturbance* menjadi 83,239 kg/s.

Melalui analisa respon variabel yang dilakukan dengan uji *disturbance* adalah dengan melihat respon pada variabel primer yang berpengaruh pada sisi ekonomi yaitu pada pengendalian laju

aliran gas alam dan pada *temperature control* pada siklus *sea water*, propane, dan MCR.

Hasil respon dari pengujian performansi dari perancangan PWC pada proses LNG ini akan dibandingkan dengan sistem yang dirancang tanpa menggunakan PWC dimana pada proses tersebut hanya dipasang pengendali PID.

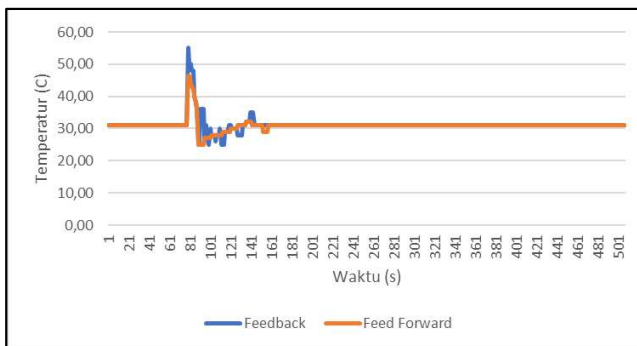
Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB IV ANALISA DATA DAN PEMBAHASAN

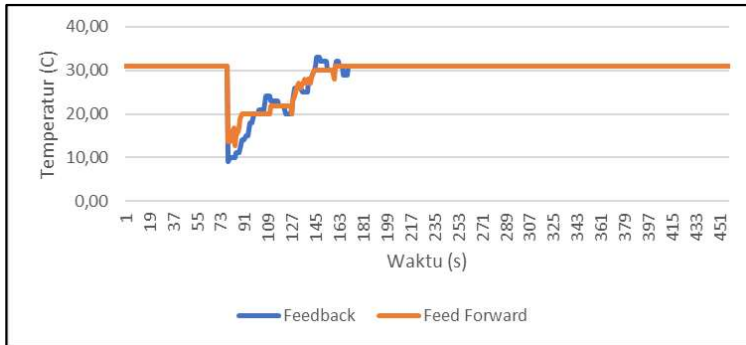
4.1 Analisa Hasil Perancangan *Feed Forward*

Pada proses perancangan pengendali *feed forward* yang telah dipasang, dilakukan uji *open loop* dan *disturbance* untuk mendapatkan nilai parameter dari *feed forward*. Terdapat tiga variabel sebagai *disturbance* pada proses LNG, yaitu *feed* propane, MCR dan gas alam sehingga dibutuhkan tiga pengendali *feed forward*. Ketiga *disturbance* tersebut ditinjau terhadap dua variabel proses yaitu perubahan *flow* dan temperatur.

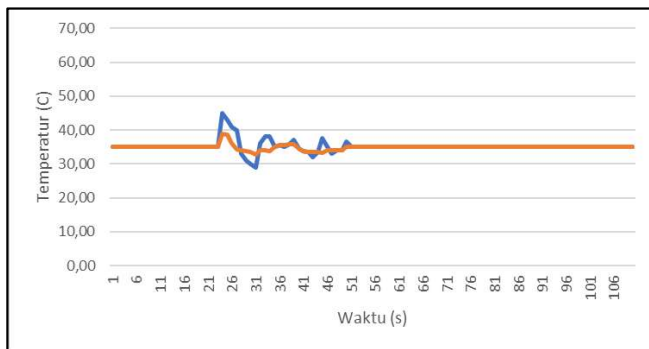
Pengujian *feed forward* terhadap variabel proses *flow* dilakukan terhadap ketiga pengendali *feed forward*. Uji *disturbance* dilakukan dengan merubah nilai *feed* sebesar 5% dari kondisi operasi semula. Pada pengendali *feed forward* yang diintegrasikan dengan TIC Propana dilakukan perubahan kenaikan dan penurunan *feed* pada *sea water* sebesar 5%, sedangkan pada pengendali *feed forward* yang diintegrasikan dengan TIC MCR dilakukan perubahan kenaikan dan penurunan *feed* pada propane sebesar 5%, dan pada pengendali *feed forward* yang diintegrasikan dengan TIC LNG dilakukan perubahan kenaikan dan penurunan *feed* MCR sebesar 5%. Berikut merupakan grafik dari hasil uji *disturbance* dari ketiga pengendali *feed forward*.



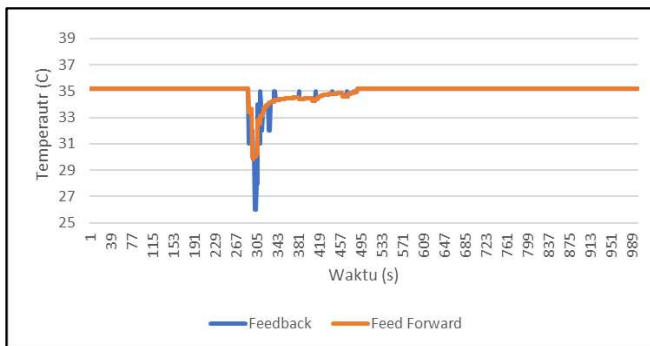
Gambar 4.1 Respon TIC Propana pada *Disturbance* +5%



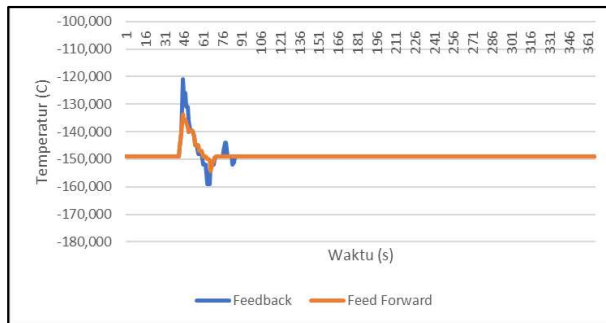
Gambar 4.2 Respon TIC Propana pada *Disturbance -5%*



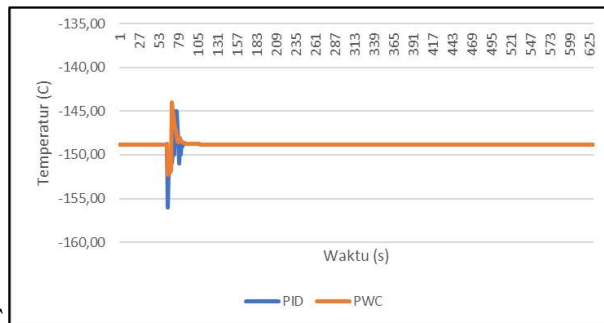
Gambar 4.3 Respon TIC MCR pada *Disturbance +5%*



Gambar 4.4 Respon TIC MCR pada *Disturbance -5%*



Gambar 4.5 Respon TIC LNG pada *Disturbance* +5%



Gambar 4.6 Respon TIC LNG pada *Disturbance* +5%

Pada uji *disturbance* yang telah dilakukan terhadap perubahan *flow*, didapatkan nilai karakteristik dari respon tersebut sehingga didapatkan data hasil analisa respon untuk mendapatkan pengendali terbaik. Berikut merupakan nilai karakteristik respon pada masing-masing grafik respon.

Tabel 4.1 Nilai Karakteristik Respon TIC Propana pada *Disturbance* +5%

Karakteristik Respon	Nilai	
	Feedback	Feed Forward
<i>Settling Time</i> (detik)	325	315
<i>Error Steady State</i> (%)	0,6	0
<i>Maximum Overshoot</i> (%)	77,48	49,31

Tabel 4.2 Nilai Karakteristik Respon TIC Propana pada *Disturbance* -5%

Karakteristik Respon	Nilai	
	Feedback	Feed Forward
<i>Settling Time</i> (detik)	465	410
<i>Error Steady State</i> (%)	0,33	0
<i>Maximum Overshoot</i> (%)	70,95	58,92

Tabel 4.3 Nilai Karakteristik Respon TIC MCR pada *Disturbance* +5%

Karakteristik Respon	Nilai	
	Feedback	Feed Forward
<i>Settling Time</i> (detik)	155	135
<i>Error Steady State</i> (%)	0,13	0
<i>Maximum Overshoot</i> (%)	27,99	10,93

Tabel 4.4 Nilai Karakteristik Respon TIC MCR pada *Disturbance* -5%

Karakteristik Respon	Nilai	
	Feedback	Feed Forward
<i>Settling Time</i> (detik)	1040	1000
<i>Error Steady State</i> (%)	0,02	0
<i>Maximum Overshoot</i> (%)	26,10	15,18

Tabel 4.5 Nilai Karakteristik Respon TIC LNG pada *Disturbance* +5%

Karakteristik Respon	Nilai	
	Feedback	Feed Forward
<i>Settling Time</i> (detik)	915	845
<i>Error Steady State</i> (%)	0,03	0
<i>Maximum Overshoot</i> (%)	18,73	10,21

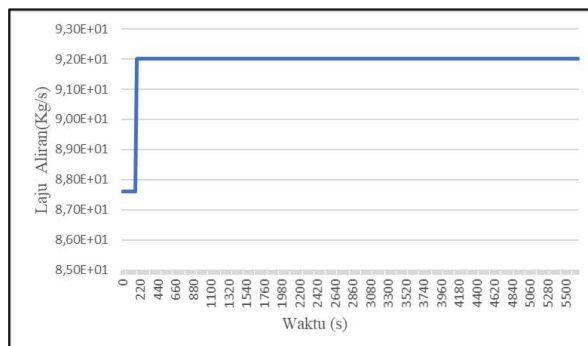
Tabel 4.6 Nilai Karakteristik Respon TIC LNG pada *Disturbance* -5%

Karakteristik Respon	Nilai	
	Feedback	Feed Forward
<i>Settling Time</i> (detik)	235	210
<i>Error Steady State</i> (%)	0,01	0
<i>Maximum Overshoot</i> (%)	4,84	2,35

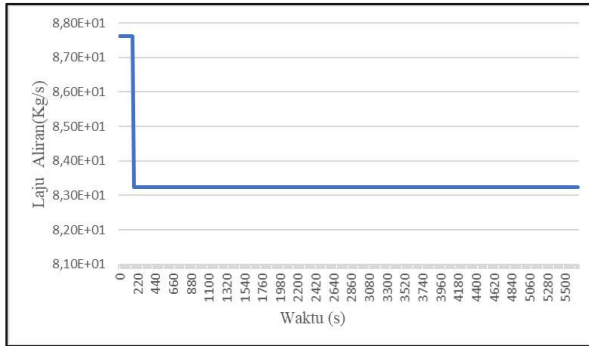
Setelah dilakukan pemasangan pengendali *feed forward* yang diintegrasikan dengan pengendali temperatur propana, MCR, dan *natural gas* berfungsi dengan baik. Respon yang dihasilkan pengendali *feed forward* dibandingkan dengan pengendalian *feedback* pada umumnya mampu mempercepat respon dengan dibuktikan penurunan nilai *settling time*, hilangnya nilai *error steady state*, dan menurunnya *maximum overshoot*.

4.2 Analisa Hasil Perancangan PWC

Analisa pengujian performansi pada proses LNG dilakukan setelah diterapkan PWC dengan menaikkan serta menurunkan laju aliran pada umpan *natural gas* dengan memberikan sinyal step sebesar 5%. Pada kondisi operasi normal mempunyai laju aliran sebesar 87,62 kg/s sehingga laju aliran pada uji kenaikan *disturbance* menjadi 92 kg/s, sedangkan laju aliran pada uji penurunan *disturbance* menjadi 83,24 kg/s.

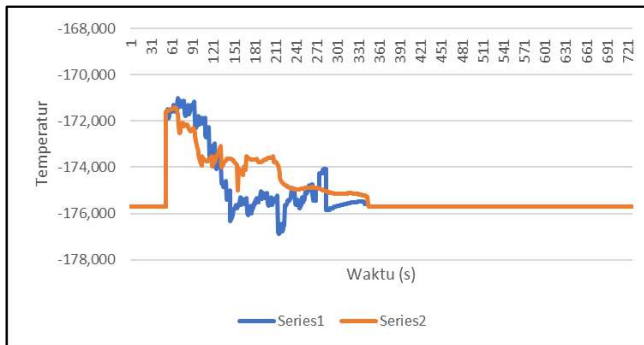


Gambar 4.7 Uji *Disturbance* Naik 5%

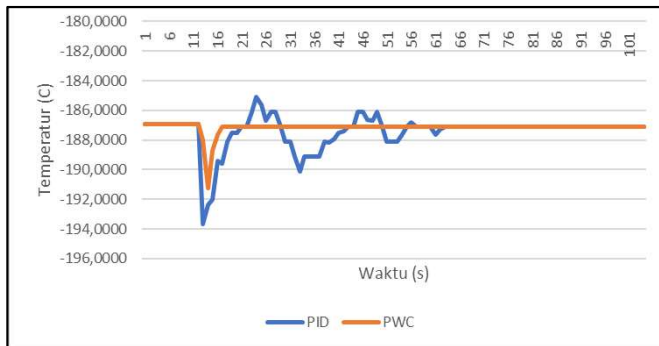


Gambar 4.8 Uji Disturbance Turun 5%

Perancangan PWC pada proses LNG akan dibandingkan dengan sebelum perancangan PWC yang terdapat pada *plant*. Berikut merupakan perbandingan grafik respon antara struktur kontrol non-PWC dan PWC akibat adanya gangguan yang diberikan pada plant. Berikut merupakan perbandingan grafik respon TIC-100 pada LNG ketika diberikan uji *disturbance* naik sebesar 5%.



Gambar 4.9 Perbandingan Respon antara Struktur Kontrol PWC dan PID pada TIC-100 (*Disturbance* 5%)



Gambar 4.10 Perbandingan Respon antara Struktur Kontrol PWC dan PID pada TIC-100 (*Disturbance -5%*)

Grafik tersebut menjelaskan hubungan antara waktu setelah diberikan gangguan dengan temperatur LNG. Terlihat jelas pada grafik bahwa pada saat diberikan gangguan, temperatur LNG berubah dari *set point* nya. Hasil karakteristik respon tersebut dijelaskan sebagai berikut.

Tabel 4.7 Perbandingan Karakteristik Respon PWC dan PID pada TIC LNG ketika *Feed* Naik 5%

Karakteristik Respon	Nilai	
	PID	PWC
<i>Settling Time</i> (detik)	350	255
<i>Error Steady State</i> (%)	0,01	0
<i>Maximum Overshoot</i> (%)	2,66	2,43

Tabel 4.8 Perbandingan Karakteristik Respon PWC dan PID pada TIC LNG ketika *Feed* Turun 5%

Karakteristik Respon	Nilai	
	PID	PWC
<i>Settling Time</i> (detik)	110	25
<i>Error Steady State</i> (%)	0,01	0
<i>Maximum Overshoot</i> (%)	3,38	2,17

Berdasarkan Gambar 4.9 dan Gambar 4.10 merupakan perbandingan respon yang didapatkan ketika diberikan gangguan pada laju aliran massa *feed natural gas*. Dari uji *disturbance* yang diberikan, dapat dilakukan analisa nilai karakteristik respon yang dihasilkan oleh struktur pengendali PWC dan PID. Pada Tabel 4.10 dan Tabel 4.11 menunjukkan bahwa struktur pengendali PWC mampu menurunkan *overshoot*, meminimalisir *error steady state* serta mampu mempercepat *settling time*.

4.3 Analisis Hasil Optimisasi

Setelah perancangan PWC pada proses LNG telah selesai, dilakukan uji respon pada laju umpan dengan memberikan kenaikan dan penurunan *disturbance* sebesar 5% dari laju aliran umpan dalam keadaan normal yaitu 87,62 kg/s sehingga nilai dari *disturbance* sebesar 4,381 kg/s sehingga didapatkan nilai laju aliran umpan pada uji kenaikan *disturbance* sebesar 92,001 kg/s, sedangkan pada penurunan uji *disturbance* sebesar 83,239 kg/s. Tujuan utama dari uji *disturbance* pada analisa hasil optimisasi adalah didapatkan nilai hasil respon dari plant yang menerapkan strategi kontrol PWC dan non PWC atau konvensional sehingga dapat dianalisa hasil respon yang lebih baik.

Dari kenaikan dan penurunan laju aliran *feed* sebesar 5% memengaruhi pada besarnya jumlah energi yang diperlukan untuk melakukan kerja sistem yang optimal. Nilai yang dibandingkan merupakan energi yang dikonsumsi yaitu selisih dari energi yang dibutuhkan oleh *Main Cryogenic Heat Exchanger (MCHE)*, *heat exchanger*, dan kompresor dengan *energy recovery* yaitu pemanfaatan panas fluida untuk digunakan pada proses pendinginan di *heat exchanger* sebelum dibuang dengan menggunakan metode PWC dan non-PWC.

Tabel 4.9 Penggunaan Energi dengan Kontrol PWC

Tag Number	Disturbance 5%	Disturbance -5%
4E-1	1,9536	1,4945
4E-2	2,8518	2,376
4E-3	10740	8950

Tabel 4.9 Penggunaan Energi dengan Kontrol PWC (**Lanjutan**)

Tag Number	Disturbance 5%	Disturbance -5%
4E-5	13668	14230
4E-6	4139,4	3637,5
4E-7	0,29862	0,24025
4E-8	0,30702	951,5
4E-9	664,2	3489,5
4E-10	0,005598	0,015165
4E-12	3,0852	0,04232
4E-13	52,242	0,1974
4E-14	25,494	40,485
5E-1	32244	26870
5E-2	-141,24	-96,05
4K-1	0,00432	0,0036
4K-2	17874	14895
4K-3	18696	15580
P-50A/B	0,1263	0,10525
TOTAL	97970,73	88552,41

Tabel 4.10 Penggunaan Energi dengan Kontrol Non-PWC

Tag Number	Disturbance 5%	Disturbance -5%
4E-1	6,113	4,218
4E-2	10,42	6,109
4E-3	17900	17900
4E-5	34400	29810
4E-6	8516	6773
4E-7	1,403	0,0168
4E-8	8200	239
4E-9	0,0153	15400
4E-10	147,6	0,0226
4E-12	16,14	158
4E-13	105,2	61,45
4E-14	7,072	3,419
5E-1	53740	53740
5E-2	-162,3	-195,8

Tabel 4.10 Penggunaan Energi dengan Kontrol Non-PWC (Lanjutan)

Tag Number	Disturbance 5%	Disturbance -5%
4K-1	0,0072	0,0072
4K-2	29790	29790
4K-3	31160	31160
P-50A/B	0,2105	0,2105
TOTAL	183837,881 kW	184849,6531 kW

Dari analisa penggunaan energi pada proses LNG, penerapan kontrol PWC mampu menekan penggunaan energi yang dikonsumsi lebih rendah daripada kontrol non-PWC dimana mampu menghemat energi pada uji kenaikan *disturbance* sebesar 85.867,151 kW dan pada uji penurunan *disturbance* sebesar 96.297,243 kW. Dari hasil perbandingan tersebut dapat dilakukan perhitungan keuntungan dalam menerapkan metode PWC pada proses LNG yaitu sebagai berikut.

Tabel 4.11 Perbandingan Perhitungan Keuntungan pada LNG Plant

Objektif	PID dist 5%	PWC dist 5%	PID dist -5%	PWC dist -5%
Biaya Operasi	179.333.853	95.570.445	180.320.836	86.382.875
<i>Profit</i> (Rupiah/hr)	83.763.407		93.937.961	

Dari hasil analisa perbandingan antara struktur kontrol PID dan PWC dengan kenaikan feed 5% dapat menghemat biaya operasi sebesar 46,71% atau didapatkan *profit* sebanyak 83.763,407 rupiah/ jam, sedangkan pada penurunan feed 5% dapat menghemat biaya operasi sebesar 52,09% atau didapatkan *profit* sebanyak 93.937.961 rupiah/ jam. Penggunaan struktur PWC mampu memberikan keuntungan yang lebih banyak dibandingkan penggunaan PID pada umumnya karena metode PWC telah dilengkapi dengan pengendali *supervisory* dan *optimizer* yang

mampu memberikan nilai *set point* optimal untuk pengendali PID agar mendapatkan fungsi objektif yang optimum. Oleh karena itu, dengan pengaplikasian metode PWC pada plant proses LNG mampu mengoptimalkan kinerja plant serta memaksimalkan *profit* yang didapatkan.

4.4 Total Annual Cost Calculation

Pada kalkulasi *Total Annual Cost* dilakukan dengan menganalisa *capital cost* dan biaya operasi (energi konsumsi) yang dibutuhkan pada perancangan yang dilakukan untuk diterapkan instalasi pada plant dengan menggunakan metode yang diajukan. Berikut merupakan hasil *capital investment* yang telah dikalkulasi.

Tabel 4.12 CAPEX Penerapan PWC

No.	Jenis	Jumlah	Harga Satuan (Rupiah)	Harga Total (Rupiah)
1	<i>Model Predictive Control</i>	1	5.000.000.000	5.000.000.000
2	<i>Tubing (100m)</i>	3	104.000	312.000
3	<i>Wiring (1m)</i>	300	3.600	1.080.000
4	Modul DCS	3	75.000.000	225.000.000
TOTAL				5.226.392.000

Tabel 4.13 OPEX Penerapan PWC

No.	Jenis	Jumlah	Harga Satuan (Rupiah)	Harga Total (Rupiah)
1	Instalasi <i>Model Predictive Control</i>	1	25.000.000	25.000.000
TOTAL				25.000.000

Dari hasil perhitungan tersebut, CAPEX atau alokasi yang direncanakan (dalam anggaran) untuk melakukan pembelian segala sesuatu yang dibutuhkan dalam menerapkan metode PWC membutuhkan dana sebesar Rp. 5.226.392.000 yang nantinya akan dikategorikan sebagai aset perusahaan. Sedangkan dalam proses operasinya, OPEX yang telah dihitung ketika telah diterapkan metode PWC dibutuhkan dana sebesar Rp. 25.000.000 per tahunnya. Hal ini dikarenakan pada umumnya terdapat perbedaan nilai variabel pada suatu proses yang telah berjalan setiap tahun sehingga harus dilakukan analisa parameter lagi di dalam MPC agar plant dapat menghasilkan produk yang optimal.

4.5 Pembahasan

Perancangan desain PWC pada proses LNG telah berhasil dilakukan dengan menggabungkan metode PWC milik Luyben dan Skogestad. Permasalahan yang terjadi pada proses *liquefaction natural gas* 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 dapat diselesaikan melalui perancangan ini. Desain PWC yang dihasilkan juga sangat menguntungkan dari sisi ekonomi dibandingkan dengan menggunakan pengendali PID saja. Desain PWC dirancang sesuai metodologi yang telah dijelaskan, dimana di dalam desain PWC menggunakan struktur kontrol PID sebagai *regulatory control*, kemudian ditambahkan pengendali *feedforward*, MPC sebagai *supervisory control*, serta *optimizer*. Tiga hal ini yang merupakan tambahan strategi dalam perancangan desain PWC pada proses LNG.

Dari hasil optimisasi yang telah dilakukan, dapat dilihat bahwa PWC mampu menghemat energi yang dikonsumsi baik pada saat umpan dinaikkan maupun pada saat diturunkan. Pada saat umpan dinaikkan sebesar 5%, desain PWC mampu menghemat energi konsumsi pada kedua proses LNG sebesar 85.867,15 kJ perjamnya. Sedangkan pada saat *feed* diturunkan 5%, desain PWC mampu menghemat energi sebesar 96.297,14 kJ perjamnya.

Sedangkan dalam sisi ekonomi, pada saat kenaikan plant 5%, desain PWC mampu menambah profit sebesar 83.763.407 rupiah perjamnya. Sehingga dalam satu hari mampu meningkatkan profit sebesar 2.010.321.768 rupiah. Pada penurunan umpan sebesar 5%, penambahan profit yang didapat adalah sebesar 93.937.961 rupiah perjamnya. Sehingga dalam satu hari mampu meningkatkan profit sebesar 2.254.511.068 rupiah. 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 meminimalkan energi yang dikonsumsi sehingga dapat memaksimalkan profit yang didapatkan.

Berdasarkan uji *disturbance* pada umpan yang diberikan, dapat dianalisis dari segi kestabilan respon. Analisis kestabilan respon dilihat dari dua aspek yaitu secara kuantitatif dan kualitatif. Dari segi kuantitatif dilihat dari nilai *overshoot*, *settling time* serta nilai eror *steady state*, sedangkan secara kualitatif dinilai dari nilai *Integral Absolute Error* (IAE). Dimana pada uji *disturbance* sebesar 5%, pada respon laju aliran umpan mampu menurunkan *maximum overshoot* dari 2,66% menjadi 2,43%, dan mampu menghilangkan eror *steady state*, serta dapat menurunkan *settling time* dari 350 detik ke 255 detik. Sedangkan saat diberi uji *disturbance* penurunan sebesar 5% dapat menurunkan nilai *maximum overshoot* dari 3,38% menjadi 2,17%, dan menghilangkan error *steady state*, serta menurunkan *settling time* dari 110 detik menjadi 25 detik sehingga dapat dilihat baik pada pengendalian laju aliran massa semuanya terbukti menghasilkan respon yang lebih baik. Tiga hal yang menjadi parameter respon yang lebih baik adalah menurunnya *maximum overshoot* dan *settling time* serta hilangnya nilai eror *steady state*. Selain itu, analisis secara kualitatif yaitu dengan menggunakan IAE juga menunjukkan bahwa perancangan PWC menghasilkan nilai IAE yang lebih kecil. Hasil grafik respon pada temperatur LNG juga

dikarenakan adanya peran dari pengendali *feed forward*. Dengan begitu, apabila terjadi gangguan pada feed, maka dengan cepat pengendali *feed forward* akan memberikan informasi pada pengendali PID. Sehingga respon yang didapat akan lebih baik.

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Dari tugas akhir yang telah dilakukan dapat diambil kesimpulan yaitu:

1. Perancangan PWC pada proses *Liquefaction Naatural Gas* (LNG) telah berhasil dilakukan dengan menggunakan metode *Plantwide Control* (PWC) milik Skogestad.
2. Dengan penerapan pengendali PWC pada proses *Liquefaction Natural Gas* (LNG) dengan kenaikan feed 5% mampu menurunkan penggunaan energi hingga 46,71% atau sebesar 85.867,15 kW sehingga mampu meningkatkan profit sebesar 2.010.321.775 rupiah perharinya, sedangkan pada penurunan feed 5% mampu menurunkan penggunaan energi hingga 52,10% atau sebesar 96.297,24 kW sehingga mampu meningkatkan profit sebesar 2.254.511.068 rupiah perharinya dibandingkan dengan proses *Liquefaction Natural Gas* (LNG) sebelum menerapkan pengendali 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 eror *steady-state* serta menurunnya nilai IAE.

5.2 Saran

Dari hasil tugas akhir ini dapat diberikan beberapa saran untuk pengembangan penelitian selanjutnya antara lain :

1. Melakukan optimisasi dengan menggunakan teknik stokastik lain agar diperoleh hasil optimisasi yang lebih baik.
2. Melakukan penelitian mengenai PWC dengan mempertimbangkan sisi ekonomi yang lebih kompleks.

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR PUSTAKA

- [1] J. F. X. W. a. V. T. Sungkon Moon, "Productivity Study of the Scaffolding Operations in Liquefied Natural Gas Plant Construction: Ichthys Project in Darwin, Northern Territory, Australia," *American Society of Civil Engineers*, pp. 1-10, 2016.
- [2] W. A. P. a. J. M. S. Mokhatab, "Natural Gas Transmission and Processing," dalam *Gulf Professional Publishing*, Oxford, UK, 2015.
- [3] K. P. R. Indonesia, "Ketahanan Energi Indonesia Merosot," Kompas, 2016. [Online]. Available: <https://kemenperin.go.id/artikel/11320/Ketahanan-Energi-Indonesia-Merosot>. [Diakses 18 September 2019].
- [4] W. W. a. K. S. Lee, "Delta-operator-based adaptive model predictive control and online optimization of a natural gas liquefaction process," *Chemical Engineering Science*, vol. 162, pp. 21-32, 2017.
- [5] K. E. d. S. D. M. R. Indonesia, *Neraca Gas Bumi Indonesia*, Jakarta: Direktorat Jenderal Minyak dan Gas Bumi, 2018.
- [6] B. Petroleum, *BP Energy Outlook 2035*, bp.com/energyoutlook, 2014.
- [7] B. M. a. C. X. Zhang Zichao, "The Advantages and Prospects of Liquefied Natural Gas (LNG)," *CSCanada*, vol. 6, pp. 19-25, 2015.
- [8] A. Widodo, "Optimasi Kondisi Operasi Proses Pencairan Gas Alam dengan Pendekatan Analisis Termodinamik Menggunakan Algoritma Genetika," ITS, Surabaya, 2016.
- [9] J. L. C. J. a. L. C. Xiongwen Xu, "The correlation between mixed refrigerant composition and ambient

- conditions in the PRICO LNG process,” *Applied Energy*, vol. 102, pp. 1127-1136, 2013.
- [10] S. Wuryanti, *Neraca Massa dan Energi*, Bandung: Politeknik Negeri Bandung, 2016.
- [11] R. K. a. A. A. Prue Hatcher, “Optimisation of LNG mixed-refrigerant processes considering operation and design objectives,” *Computers and Chemical Engineering*, vol. 41, pp. 123-133, 2012.
- [12] R. K. a. A. A. Mengyu Wang, “Operation optimization of propane precooled mixed refrigerant processes,” *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, vol. 15, pp. 93-105, 2013.
- [13] O. Eckhardt, “Evaluation of Natural Gas Liquefaction Processes for Floating Applications Offshore,” Norwegian University of Science and Technology, Trondheim, 2010.
- [14] K. Thulukkanam, *Heat Exchanger Design Handbook*, New York: CRC Press, 2013.
- [15] M. Thirumarimurugan, T. Kannadasan dan E. Ramasamy, “Performance Analysis of Shell and Tube Heat Exchanger Using Miscible System,” *American Journal of Applied Sciences*, vol. 5, no. 5, pp. 548 - 522, 2008.
- [16] K. Ogata, *Modern Control Engineering Fourth Edition*, New Jersey: National Lib. of Iran, 2002.
- [17] G. P. R. a. V. Kariwala, “Plantwide Control: Recent Developments and Applications,” 2012.
- [18] T. L. a. S. Skogestad, “Plantwide control - A review and a new design procedure,” *ABB Corporate Research*, vol. 21, pp. 209-240, 2000.
- [19] E. M. B. Aske, *Design of plantwide control systems with focus on maximizing throughput*, Trondheim: Norwegian University of Science and Technology, 2009.

- [20] B. D. T. a. M. L. L. William L Luyben, “Plantwide Process Control,” McGraw-Hill, 1999.
- [21] J. J. S. S. Vladimirov Minasidis, “Economic Plantwide Control: Automated Controlled Variable Selection for a Reactor-Separator-Recycle Process,” *ScienceDirect*, vol. 46, no. 32, pp. 87-92, 2013.

Halaman ini sengaja dikosongkan

LAMPIRAN

A. Data Properties Stream pada LNG Plant

Description	Stream No.		8		10		11		13		14		21		31		55
	Inlet 4E-10		Scrub Column Off Gas Product	Feed to Main Exchanger	LNG from Flash Drum	LNG to Flash Drum	LNG from Flash Drum	SE-1 Bypass Feed Gas	LNG Flash Vapor to Fuel Compressor	Net MR							
NMMSCFD (BPSD)			356,13	-	106064	-	99622	-	17,78	31,555	-						
MOL. WT.			17,78	18,28	18,28	18,28	18,26	18,47	17,78	16,1							25,09
LB/HR TOTAL			695375	707964	707964	728011	672246	20047	55765	1409426							
COMPONENT LB MOLE/HR																	
NITROGEN		21,77	20,19	19,62	19,62	20,19	5,57	0,57	14,62	1179,75							
METHANE		38761,85	35808,3	34808,69	34808,69	35841	32391,95	1032,31	3449,05	23033,28							
ETHANE		2473,4	2100,61	2163,69	2163,69	2224,42	2223,95	60,56	0,86	28707,33							
PROPANE		1393,4	790,27	1232,19	1232,19	1254,97	1254,94	22,78	0,03	3258,37							
I-BUTANE		256,8	184,96	233,45	233,45	238,78	238,78	5,33	0	0							
N-BUTANE		302,71	195,13	270,68	270,68	276,31	276,31	5,63	0	0							
I-PENTANE		108,18	2,74	3,21	3,21	3,39	3,39	0,08	0	0							
N-PENTANE		74,26	0,78	0,81	0,81	0,83	0,83	0,02	0	0							
HEXANE		170,07	0	0	0	0	0	0	0	0							
N-HEPTANE		0,2	0	0	0	0	0	0	0	0							
WATER		78,05	0	0	0	0	0	0	0	0							
CO2		50 PPM	0	0	0	0	0	0	0	0							
TOTAL LB MOLE/HR			39102,98	38732,61	38732,61	39859,89	36395,33	1127,28	3464,56	56178,73							
NH3/H (M3/H @15C)			397615	-	703	-	660	-	35218	-							
KG/H TOTAL			315415	321125	321125	330718	304924	9093	25294	639302							

Stream No.	56	57	58	60	62	63	68	70	71
Description	MR Flash Vapor	MR Flash Liquid	MR to Cold J. T. Valve	MR to Warm J. T. Valve	MR Vapor from Main Exchanger	MR to First Stage Suc. Drum	MR Make Up	MR Loss	Inlet 4E-7
MMSCFD (BPSD)	131,191	138601	40236	131432	511,676	511,932	0,256	0,256	
MOL. WT.	20,59	26,64	20,59	26,64	25,09	25,09	25,09	25,09	
LB/HR TOTAL	296615	1112811	296615	1112811	1409426	1410130	705	705	
COMPONENT LB MOLE/ HR									
NITROGEN	778,61	401,14	778,61	401,14	1179,75	1180,34	0,59	0,59	1179,75
METHANE	9766,96	13266,32	9766,96	13266,32	23033,28	23044,8	11,52	11,52	23033,28
ETHANE	3704,68	25002,65	3704,68	25002,65	28707,33	28721,68	14,35	14,35	28707,33
PROPANE	152,53	3105,84	153,53	3105,84	3258,37	3260	1,63	1,63	3258,37
I-BUTANE	0	0	0	0	0	0	0	0	0
N-BUTANE	0	0	0	0	0	0	0	0	0
I-PENTANE	0	0	0	0	0	0	0	0	0
N-PENTANE	0	0	0	0	0	0	0	0	0
HEXANE	0	0	0	0	0	0	0	0	0
N-HEPTANE	0	0	0	0	0	0	0	0	0
WATER	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CO2	0	0	0	0	0	0	0	0	0
TOTAL LB MOLE/ HR	14402,78	41775,95	14402,78	41775,95	56178,73	56206,82	28,09	28,09	56178,73
NH3/H (M3/H @15C)	146407	918	267	871	571067	571352	286	286	571067
KG/H TOTAL	134541	504761	134541	504761	639302	639621	319	319	639302

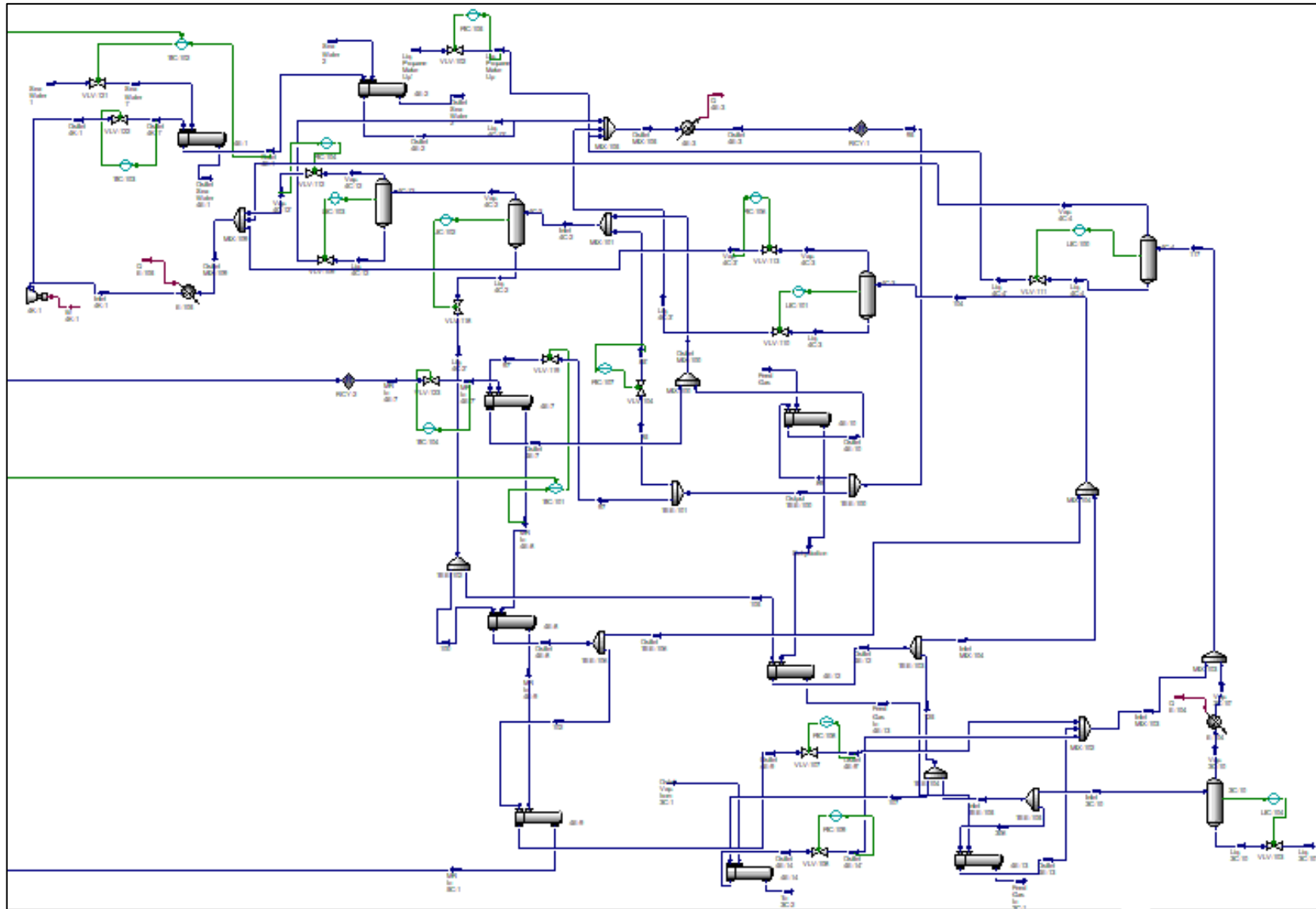
Stream No.	73	80	83	85	88	89	95	97	100
Description	Propane Loss/ Makeup	C3 Compress Discharge	C3 to Accumulator	Liq. C3 to High Level Drum	Vapor C3 to High Level Drum	Propane to 4E-10	Liq. C3 From Accumulator	Propane to 4E-7	Propane to 4E-8
MMSCFD (BPSD)	0,32	563,64	368765	332142	143,61	17046	368765	19577	208873
MOL. WT.	44,1	44,1	44,1	44,1	44,1	44,1	44,1	44,1	44,1
LB/HR TOTAL	1543	2728965	2727422	2456551	695333	126075	2727422	144796	1544843
COMPONENT LB MOLE/HR									
NITROGEN									
METHANE									
ETHANE									
PROPANE	35	61886,94	61851,94	55709,2	15768,62	2859,11	61851,94	3283,63	35033,68
I-BUTANE									
N-BUTANE									
I-PENTANE									
N-PENTANE									
HEXANE									
N-HEPTANE									
WATER									
CO2									
TOTAL LB MOLE/HR	35	61886,94	61851,94	55709,2	15768,62	2859,11	61851,94	3283,63	35033,68
NH3/H (M3/H @15C)	356	2443	2443	2200	160290	113	2443	130	1384
KG/H TOTAL	700	1237831	1237131	1114266	315396	57186	1237131	65679	700725

Stream No.	102	104	105	107	110	113	117	122	123
Description	Propane to 4E-9	Vap. C3 From Medium Level Evaporator	Propane to 4E-12	Propane to 4E-14	Vap. C3 to Low Level Drum	Propane to 3E-5	Vap. C3 From 3C-10	2nd Stage C3 Compression Inlet	Liq. C3 to Medium Level Evaporator
MIMSCFD (BPSD)	118975	178,44	65879	8894	241,26	3799	13,52	178,44	274752
MOL. WT.	44,1	44,1	44,1	44,1	44,1	44,1	44,1	44,1	44,1
LB/HR TOTAL	879951	863960	487246	65780	1168129	28097	65448	863960	2032089
COMPONENT LB MOLE/ HR									
NITROGEN									
METHANE									
ETHANE									
PROPANE	19955,37	19955,37	11049,64	1491,75	26490,61	637,18	1484,2	19592,71	46083,32
I-BUTANE									
N-BUTANE									
I-PENTANE									
N-PENTANE									
HEXANE									
N-HEPTANE									
WATER									
CO2									
TOTAL LB MOLE/ HR	19955,37	19955,37	11049,64	1491,75	26490,61	637,18	1484,2	19592,71	46083,32
NH3/H (M3/H @15C)	788	788	436	59	269282	25	15087	199163	1820
KG/H TOTAL	399137	399137	221010	29837	529852	12745	29687	391883	921735

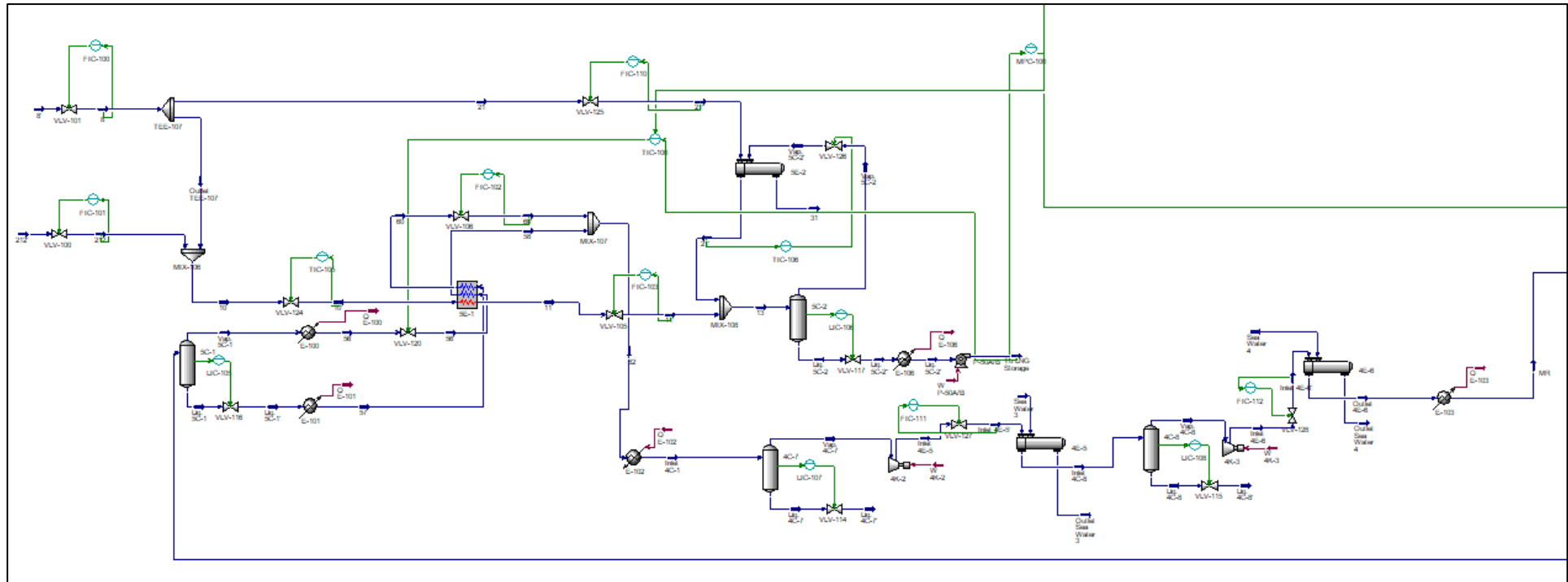
Stream No.	125	126	129	130	134	167	212	306
Description	Liq. C3 From 4E- 12	1st Stage C3 Compression Inlet	Propane to 3E-12	Propane to 3E-13	3rd Stage C3 Compression Inlet	Cooled Propane from 3E-12	Reinjection from Fract.	Propane to 4E-13
MMSCFD (BPSD)	38964	241,26	1246	1928	143,61	0	4541	21221
MOL. WT.	44,1	44,1	44,1	44,1	44,1	0	43,12	44,1
LB/HR TOTAL	288178	1168129	9999	15478	695333	0	32636	156950
COMPONENT LB MOLE/ HR								
NITROGEN						-	0	
METHANE						-	32,7	
ETHANE						-	123,81	
PROPANE	6535,24	26490,61	226,76	351,02	15768,62	-	464,7	3559,29
I-BUTANE						-	53,82	
N-BUTANE						-	81,18	
I-PENTANE						-	0,65	
N-PENTANE						-	0,05	
HEXANE						-	0	
N-HEPTANE						-	0	
WATER						-	0	
CO2						-	0	
TOTAL LB MOLE/ HR	6535,24	26490,61	226,76	351,02	15768,62	0	756,91	3559,29
NH3/H (MG/H @15C)	258	269282	8	13	160291	0	30	141
KG/H TOTAL	130715	529852	4536	7021	315396	0	14803	71191

Halaman ini sengaja dikosongkan

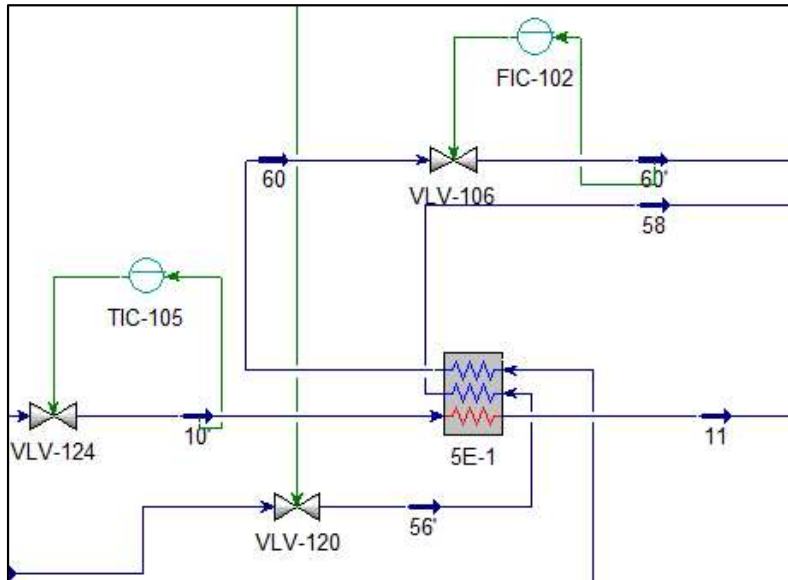
B. Simulasi HYSYS pada LNG Plant



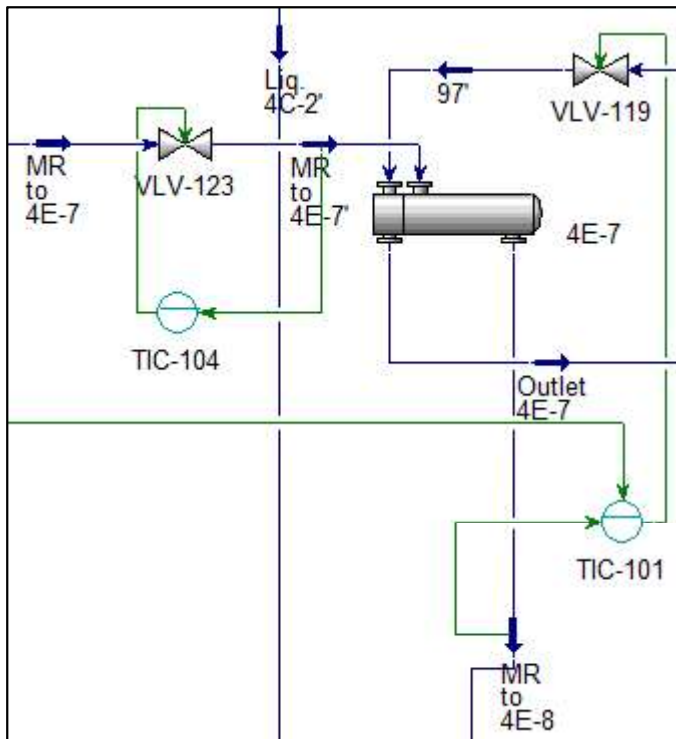
Plant 4 – Desain Siklus Pendinginan dan Kompresi Propana



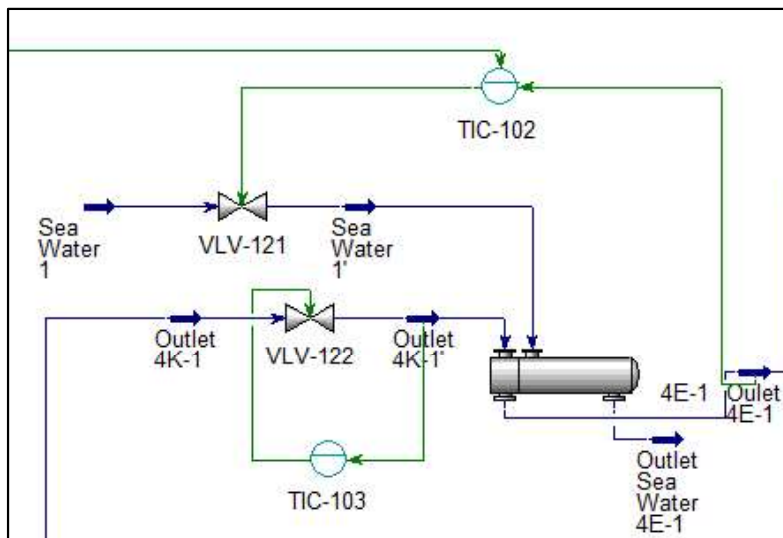
Plant 5 – Desain *Liquefaction* dan Pendinginan MCR dan LNG



Proses Pendinginan LNG dengan Menggunakan MCR



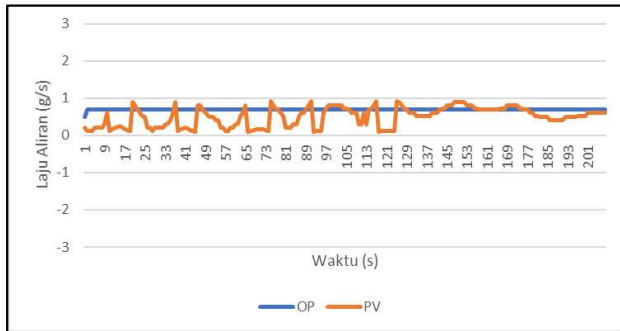
Proses Pendinginan MCR dengan Menggunakan Propana



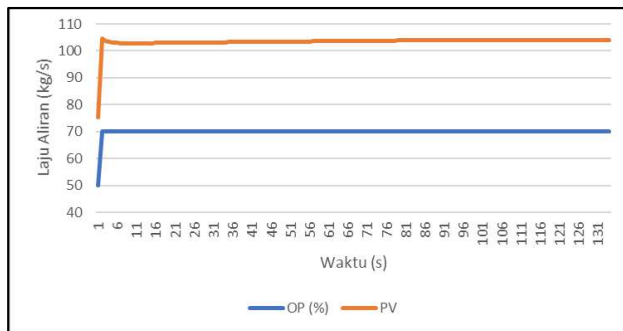
Proses Pendinginan Propana dengan Menggunakan Sea Water

Halaman ini sengaja dikosongkan

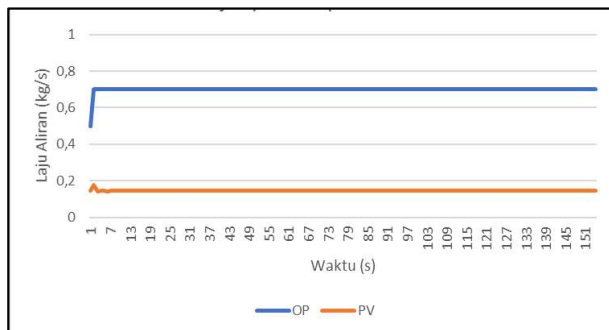
C. Permodelan Parameter Feed Forward



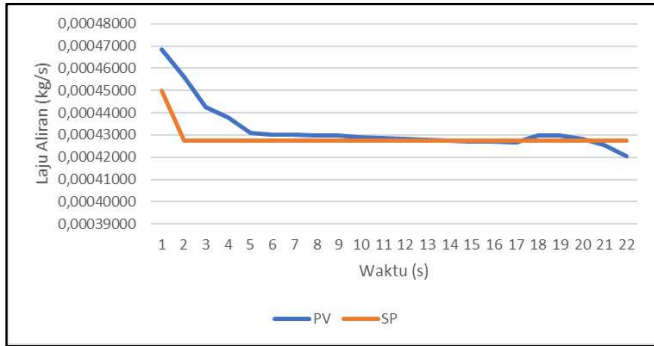
Uji *Open Loop Flow* Propana



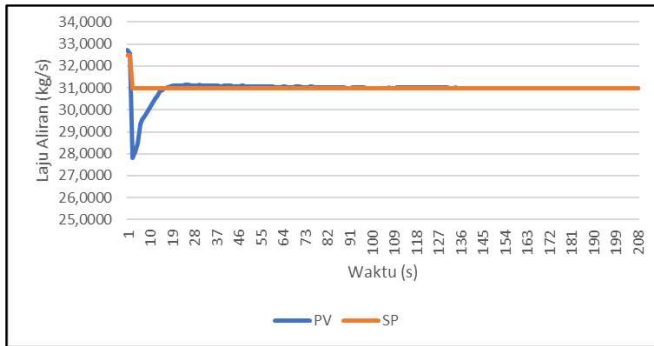
Uji *Open Loop Flow* MCR



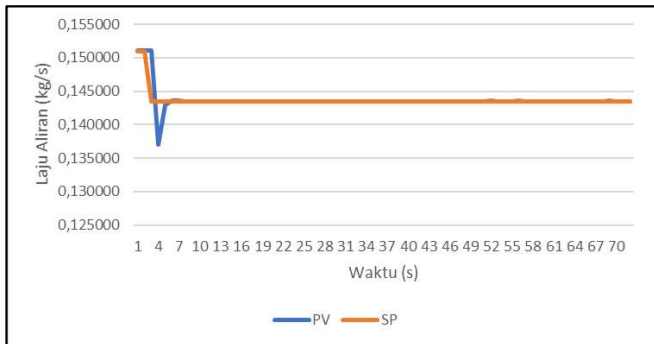
Uji *Open Loop Flow* LNG



Uji Set Point Flow Propana



Uji Set Point Flow MCR



Uji Set Point Flow LNG

D. Data Perhitungan CDOF

No	Streams
1	Sea Water 1
2	Outlet Sea Water 1
3	Sea Water 2
4	Outlet Sea Water 2
5	Inlet 4K-1
6	Outlet 4K-1
7	Outlet 4E-1
8	Vap. 4C-12
9	Vap. 4C-12'
10	Liq. 4C-12
11	Liq. 4C-12'
12	100
13	Outlet 4E-8
14	Outlet TEE-106
15	105
16	Outlet 4E-12
17	Inlet MIX-104
18	Outlet MIX-109
19	Outlet 4E-2
20	Liq. Propane Make Up
21	Liq. Propane Make Up'
22	Vap. 4C-2
23	Liq. 4C-2
24	Inlet 4C-2
25	Outlet MIX-105
26	Outlet 4E-3
27	95

No	Streams
28	Output TEE-100
29	89
30	Feed Gas
31	Dehydration
32	Outlet 4E-10
33	Outlet MIX-100
34	85
35	97
36	85'
37	117
38	Vap. 4C-4
39	Liq. 4C-4
40	Liq. 4C-4'
41	104
42	Vap. 4C-3
43	Liq. 4C-3
44	Vap. 4C-3'
45	Liq. 4C-3'
46	Sea Water 4
47	Outlet 4E-6
48	MR
49	MR to 4E-7
50	MR to 4E-8
51	Outlet 4E-7
52	MR to 4E-9
53	MR to 5C-1
54	102
55	Ovhd Vap. From 3C-1
56	To 3C-2

No	Streams
57	Outlet 4E-9
58	Outlet 4E-9'
59	Outlet 4E-14
60	Outlet 4E-14'
61	Feed Gas to 4E-13
62	125
63	107
64	Inlet TEE-105
65	306
66	Feed Gas to 3C-1
67	Outlet 4E-13
68	Inlet 3C-10
69	Inlet MIX-103
70	Vap. 3C-10
71	Vap. 3C-10'
72	Liq. 3C-10
73	Liq. 3C-10'
74	8
75	8'
76	212
77	212'
50	MR to 4E-8
51	Outlet 4E-7
52	MR to 4E-9
53	MR to 5C-1
54	102
55	Ovhd Vap. From 3C-1
56	To 3C-2
57	Outlet 4E-9

No	Streams
58	Outlet 4E-9'
59	Outlet 4E-14
60	Outlet 4E-14'
61	Feed Gas to 4E-13
62	125
63	107
64	Inlet TEE-105
65	306
66	Feed Gas to 3C-1
67	Outlet 4E-13
68	Inlet 3C-10
69	Inlet MIX-103
70	Vap. 3C-10
71	Vap. 3C-10'
72	Liq. 3C-10
73	Liq. 3C-10'
74	8
75	8'
76	212
77	212'
78	Outlet TEE-107
79	21
80	10
81	Vap. 5C-1
82	Liq. 5C-1
83	56
84	57
85	60
86	60'

No	Streams
87	58
88	11
89	11'
90	21'
91	31
92	Vap. 5C-2
93	Liq. 5C-2
94	Liq. 5C-2'
95	13
96	52
97	Inlet 4C-1
98	To LNG Storage
99	Vap. 4C-7
100	Liq. 4C-7
101	Inlet 4E-5
102	Sea Water 3
103	Outlet Sea Water 3
104	Inlet 4C-8
105	Vap. 4C-8
106	Liq. 4C-8
107	Inlet 4E-6
108	Liq. 4C-7'
109	Liq. 4C-8'
110	Liq. 5C-2''
111	Liq. 5C-1'
112	Liq. 4C-2'
113	10'
114	56'
115	21''

No	Streams
116	Vap. 5C-2'
117	MR to 4E-7'
118	Outlet 4K-1'
119	Sea Water 1'
120	97'

Tag Component	N(restraining)	N(redundant)
4E-1	2	0
4E-2	2	0
4E-5	2	0
4E-10	2	0
4E-7	2	0
4E-6	2	0
4E-9	2	0
4E-14	2	0
4E-13	2	0
5E-2	2	0
4E-12	2	0
4E-8	2	0
4E-3	1	0
E-105	1	0
E-103	1	0
E-104	1	0
E-100	1	0
E-101	1	0
E-102	1	0
E-106	1	0
VLV-100	1	0
VLV-101	1	0

Tag Component	N(restraining)	N(redundant)
VLV-106	1	0
VLV-105	1	0
VLV-103	1	0
VLV-107	1	0
VLV-108	1	0
VLV-112	1	0
VLV-109	1	0
VLV-113	1	0
VLV-110	1	0
VLV-104	1	0
VLV-111	1	0
VLV-102	1	0
P-50A/B	1	0
4K-1	1	0
4K-2	1	0
4K-3	1	0
5E-1	3	0
4C-12	0	0
4C-2	0	0
4C-3	0	0
4C-4	0	0
3C-10	0	0
5C-1	0	0
4C-7	0	0
5C-2	0	0
4C-4	0	0
TEE-107	1	0
MIX-108	1	0
MIX-100	1	0

Tag Component	N(restraining)	N(redundant)
MIX-101	1	0
MIX-104	1	0
MIX-103	1	0
MIX-102	2	0
MIX-109	2	0
MIX-105	4	0
RCY-1	1	0
RCY-2	1	0
VLV-114	1	0
VLV-115	1	0
VLV-117	1	0
VLV-116	1	0
VLV-118	1	0
VLV-119	1	0
VLV-120	1	0
VLV-121	1	0
VLV-122	1	0
VLV-123	1	0
VLV-124	1	0
VLV-125	1	0
VLV-126	1	0

E. Skema Pengendalian *Existing Plant*

Berikut merupakan skema pengendalian pada pengendali temperatur yang sudah ada pada plant. Terdapat tiga pengendalian temperatur utama, yaitu pada pengendali temperatur propana, MCR, dan LNG. Ketiga pengendali temperatur ini akan dibandingkan hasilnya dengan menggunakan pengendali feed forward dan MPC.

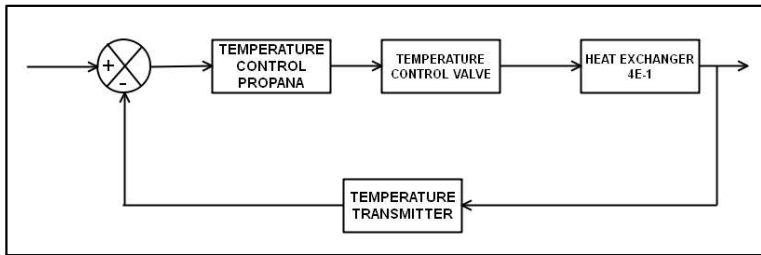


Diagram Blok Pengendali Temperatur Propana

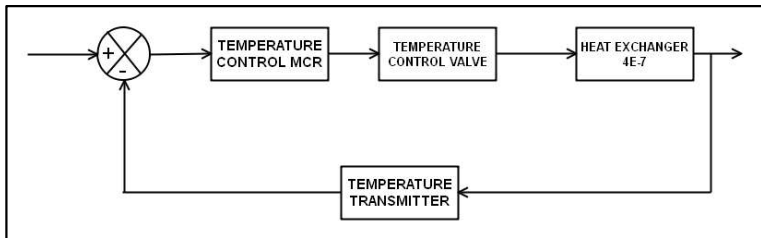


Diagram Blok Pengendali Temperatur MCR

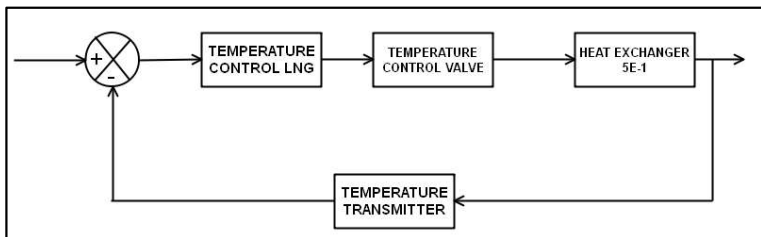
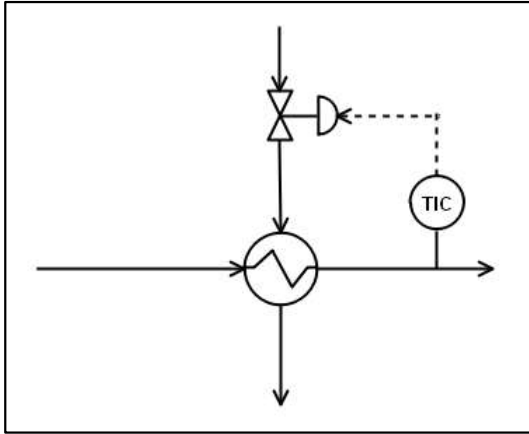
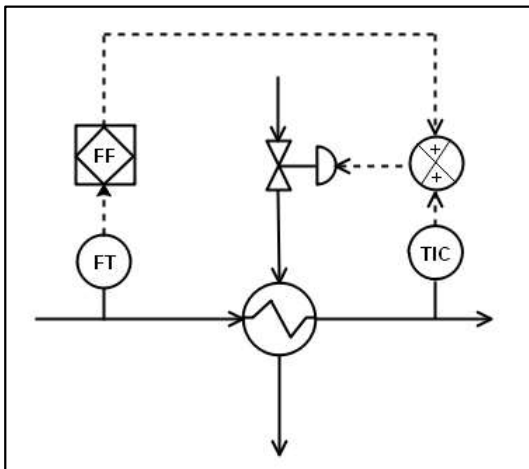


Diagram Blok Pengendali Temperatur LNG



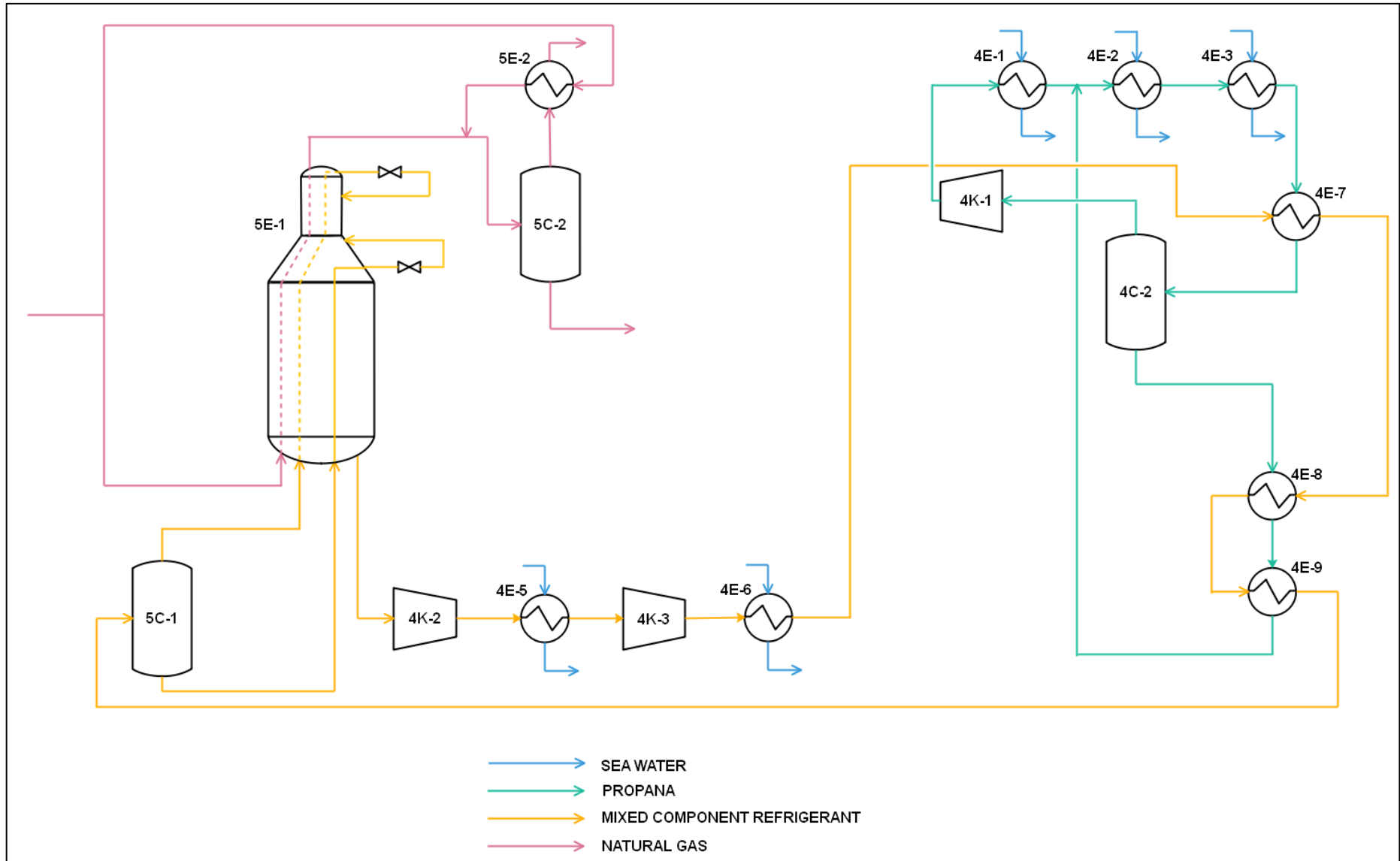
Proses Pengendalian Temperatur (*Existing*)

Proses pengendalian tersebut merupakan pengendalian yang sudah ada di plant hingga saat ini diterapkan pada pengendalian temperatur propane, MCR, dan LNG.



Proses Pengendalian Temperatur (*Feed Forward*)

F. Process Flow Diagram



Process Flow Diagram Siklus Refrigerasi LNG Sederhana

Halaman ini sengaja dikosongkan

BIODATA PENULIS



Nama lengkap penulis adalah Kokoh Priambodo, lahir di Kota Surabaya pada tanggal 25 November 1997 dari pasangan Bapak Samsul Hadi dan ibu Supatmi. Penulis merupakan anak kedua dari tiga bersaudara. Pada tahun 2010 penulis menyelesaikan pendidikan Sekolah Dasar di SD Negeri Tembok Dukuh, kemudian melanjutkan pendidikan Sekolah Menengah Pertama di SMP Negeri 1 Surabaya melalui tes SBI (Sekolah Berstandar Internasional) dan lulus pada tahun 2013, pada tahun 2016 menyelesaikan pendidikan Sekolah Menengah Atas di SMA Negeri 8 Surabaya. Pada tahun yang sama penulis terdaftar sebagai mahasiswa di Departemen Teknik Fisika Institut Teknologi Sepuluh Nopember melalui jalur SBMPTN.

Penulis telah aktif dalam beberapa organisasi kemahasiswaan diantaranya menjadi pengurus Himpunan Mahasiswa Teknik Fisika ITS, Forum Komunikasi Mahasiswa Teknik Fisika Indonesia dan Laboratorium Rekayasa Instrumentasi dan Kontrol. Serta ikut dalam berbagai kepanitian diantaranya *Engineering Physics Week* dan *Engineering Physics International Conference*. Pengalaman *internship program* selama 2 bulan di PT. *Tripatra Engineers and Constructors* pada bulan 1 Juli 2019.

Konsentrasi tugas akhir yang didalami adalah bidang rekayasa instrumentasi dan kontrol. Pada bulan Januari 2019 penulis telah menyelesaikan Tugas Akhir dengan judul **Optimisasi Efisiensi Energi pada Proses *Liquefaction Natural Gas* dengan Menggunakan Metode *Plantwide Control***.

Apabila pembaca ingin berdiskusi lebih lanjut mengenai tugas akhir, serta memberikan kritik dan saran maka dapat menghubungi penulis melalui *email* : kokohpriambodo.its@gmail.com.