TUGAS AKHIR - TF 181801

DESAIN *MODEL PREDICTIVE CONTROL* PADA *MAIN CRYOGENIC HEAT EXCHANGER* DI PROSES *LIQUEFACTION NATURAL GAS*

M. RAZAN RIDHO FAUZI
NRP. 02311740000110

Dosen Pembimbing:
Dr. Bambang Lelono Widjiantoro, S.T, M.T.
Moh Kamalul Wafi, S.T, M.Sc.DIC.

DEPARTEMEN TEKNIK FISIKA
Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2021

Halaman ini sengaja dikosongkan

FINAL PROJECT - **TF 181801**

MODEL PREDICTIVE CONTROL DESIGN ON MAIN CRYOGENIC HEAT EXCHANGER IN LIQUEFACTION NATURAL GAS PROCESS

M. RAZAN RIDHO FAUZI
NRP. 02311740000110

Supervisors:
Dr. Bambang Lelono Widjiantoro, S.T, M.T.
Moh Kamalul Wafi, S.T, M.Sc.DIC.

DEPARTMENT OF ENGINEERING PHYSICS
Faculty of Industrial Technology and System Engineering
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2021

Halaman ini sengaja dikosongkan

PERNYATAAN BEBAS PLAGIASI

Saya yang bertanda tangan di bawah ini.

Nama : M. Razan Ridho Fauzi

NRP 02311740000110

Departemen / Prodi : Teknik Fisika / S1 Teknik Fisika

Fakultas : Fakultas Teknologi Industri & Rekayasa Sistem (FTIRS)

Perguruan Tinggi : Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Dengan ini menyatakan bahwa Tugas Akhir dengan judul "***Desain Model Predictive Control Pada Main Cryogenic Heat Exchanger di Proses Liquefaction Natural Gas***" adalah benar karya saya sendiri dan bukan plagiat dari karya orang lain. Apabila di kemudian hari terbukti terdapat plagiat pada Tugas Akhir ini, maka saya bersedia menerima sanksi sesuai ketentuan yang berlaku.

Demikian surat pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya-benarnya.

Surabaya, 10 Agustus 2021

Yang membuat pernyataan,

M. Razan Ridho Fauzi

NRP. 02311740000110

Halaman ini sengaja dikosongkan

LEMBAR PENGESAHAN
TUGAS AKHIR

DESAIN *MODEL PREDICTIVE CONTROL* PADA *MAIN CRYOGENIC HEAT EXCHANGER* DI PROSES *LIQUEFACTION NATURAL GAS*

Oleh:

M. Razan Ridho Fauzi
NRP. 02311740000110

Surabaya, 10 Agustus 2021

Menyetujui,	Menyetujui,
Pembimbing I	Pembimbing II
Dr. Bambang Lelono W., S.T, M.T.	**Moh. Kamalul Wafi, S.T, M.Sc.DIC.**
NIP. 19690507 199512 1 001	NUP. 9900008686

Mengetahui,
Kepala Departemen
Teknik Fisika FTIRS-ITS

Dr. Suyanto, S.T., M.T.
NIP. 19711113 199512 1 002

Halaman ini sengaja dikosongkan

LEMBAR PENGESAHAN

DESAIN *MODEL PREDICTIVE CONTROL* PADA *MAIN CRYOGENIC HEAT EXCHANGER* DI PROSES *LIQUEFACTION NATURAL GAS*

TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat

Memperoleh Gelar Sarjana Teknik

pada

Progam Studi S-1 Departemen Teknik Fisika

Fakultas Teknologi Industri & Rekayasa Sistem (FTIRS)

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:

M. Razan Ridho Fauzi

NRP. 02311740000110

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

1. Dr. Bambang Lelono W., S.T., M.T. …… (Pembimbing I)
2. Moh. Kamalul Wafi, S.T., M.Sc.DIC. …… (Pembimbing II)
3. Dr. Suyanto, S.T., M.T. …… (Ketua Penguji)
4. Dr.Ir. Syamsul Arifin, M.T. …… (Penguji I)
5. Prof.Dr.Ir. Sekartedjo M.Sc. …… (Penguji II)

SURABAYA

2021

Halaman ini sengaja dikosongkan

DESAIN *MODEL PREDICTIVE CONTROL* PADA *MAIN CRYOGENIC HEAT EXCHANGER* DI PROSES *LIQUEFACTION NATURAL GAS*

Nama	**:**	**M. Razan Ridho Fauzi**
NRP	**:**	**02311740000110**
Departemen	**:**	**Teknik Fisika FTIRS - ITS**
Dosen Pembimbing	**:**	**Dr. Bambang Lelono Widjiantoro, S.T, M.T.** **Moh. Kamalul Wafi, S.T, M.Sc. DIC.**

ABSTRAK

Gas alam merupakan energi paling efisien dengan tingkat emisi paling rendah dibandingkan energi fossil lain. Pada proses pendinginan gas alam, salah satu *equipment* yang paling penting adalah *Main Cryogenic Heat Exchanger*. Proses pendinginan gas alam pada MCHE dilakukan dengan mengalirkan *Mixed Component Refrigerant* (MCR) yang berperan sebagai fluida pendingin dan aliran gas alam sebagai fluida panas. *Multivariable Model Predictive Control* (MMPC) digunakan untuk mengendalikan proses MCHE dengan tujuan untuk menangkap fenomena interaksi antar variabel dalam proses untuk meningkatkan kinerja pengendalian. Karena proses terdiri dari 2 variabel input dan 2 variabel output, MMPC (2X2) digunakan dalam penelitian ini. Interaksi antarvariable ditunjukkan pada matrix 2x2 dimana setiap elemen matriks adalah model *First Order Plus Dead Time* (FOPDT). Identifikasi proses model FOPDT didapatkan dengan melakukan uji *open loop* dan uji *set point* pada tiap hubungan interaksi antara *Manipulated Variable* dan *Controled Variable*. Pengujian MMPC (2X2) dilakukan dengan melakukan uji perubahan *set point* (SP) dan respon terhadap gangguan. Indikator yang mengukur kinerja pengendali adalah *Integral Absolute Error* (IAE) dan *Error Steady State* (ESS). Selain itu, untuk mengetahui kemajuan dari kinerja pengendalian, dilakukan juga perbandingan respon sistem dengan tipe kontrol PID. Hasil penelitian menunjukkan bahwa MMPC (2X2) lebih baik dari PID baik di IAE maupun ESS. Hal ini ditunjukkan dengan peningkatan sebesar signifikan pada nilai IAE dan ESS dengan nilai ESS pada MPC bernilai dibawah batas error toleransi yaitu 2%.

Kata Kunci: ***Model Predictive Control, Multivariable, Process Model,*** **MCHE**

Halaman ini sengaja dikosongkan

MODEL PREDICTIVE CONTROL DESIGN IN MAIN CRYOGENIC HEAT EXCHANGER ON LIQUEFACTION NATURAL GAS PROCESS

Name	**:**	**M. Razan Ridho Fauzi**
NRP	**:**	**02311740000110**
Department	**:**	**Engineering Physics FTIRS - ITS**
Supervisors	**:**	**Dr. Bambang Lelono Widjiantoro, S.T, M.T.** **Moh. Kamalul Wafi, S.T, M.Sc. DIC.**

ABSTRACT

Natural gas is the most efficient fossil energy with the lowest emission levels compared to other fossil energies. In the natural gas cooling process, one of the most important equipment is the Main Cryogenic Heat Exchange (MCHE). The natural gas cooling process at MCHE is carried out by flowing Mixed Component Refrigerant (MCR) which acts as cooling fluid and natural gas fluid as hot fluid. Multivariable Model Predictive Control (MMPC) is used to control the MCHE process with the aim to capture phenomenon of interaction between variables in the process to improve control peformance. The process consists of 2 input variables and 2 output variable. Therefore, MMPC (2X2) was used in this study. The interaction between variables is shown in a 2x2 matrix where each matrix element is a First Order Plus Dead Time (FOPDT) model. The FOPDT system identification was obtained by peforming open loop and set point test on each interaction between Mainpulated Variable and Controled Variable.The MMPC (2X2) peformance was tested by set point change test and disturbance test. Indicators that measure control peformance are Integral Absolute Error (IAE) and Error Steady State (ESS). In addition, to determine the improvement of the control peformance, a comparison of the response system with the PID control was also carried out. The results showed that MMPC (2X2) was better than PID in both IAE and ESS. The statement was proved by value of MPC ESS and IAE shows significant improvement and the ESS value of MPC is below error tolerance which is 2%.

Keywords: Model Predictive Control, Multivariable, Process Model, MCHE

Halaman ini sengaja dikosongkan

KATA PENGANTAR

Puji syukur atas kehadirat Allah SWT yang senantiasa melimpahkan rahmat serta petunjuk, shalawat dan salam juga tak lupa diberikan kepada Nabi Muhammad SAW, atas berkat rahmat Allah penelitian tugas akhir dan laporan tugas akhir yang berjudul "***Desain Model Predictive Control Pada Main Cryogenic Heat Exchanger di Proses Liquefaction Natural Gas***" dapat terselesaikan.

Penulis telah banyak memperoleh bantuan dan bimbingan dari berbagai pihak dalam pengerjaan penelitan tugas akhir dan laporan tugas akhir ini hingga selesai. Oleh karena itu, ucapan terimakasih diberikan kepada:

1. Ahmad Fauzi M dan Elvila Sari selaku ayah dan ibu saya yang selalu membimbing, mendoakan, dan mendukung di setiap langkah saya.
2. Bapak Dr. Suyanto, S.T, M.T selaku Kepala Departemen Teknik Fisika FTIRS ITS yang telah memberikan ilmu, bimbingan, serta fasilitas yang membantu selama menempuh pnedidikan di S1 Teknik Fisika ITS.
3. Bapak Bambang Lelono Widjiantoro, S.T, M.T selaku Dosen Pembimbing 1 saya yang telah memberikan petunjuk serta bimbingan selama saya dalam penelitian tugas akhir ini.
4. Bapak Moh Kamalul Wafi, S.T, M.Sc.DIC selaku Dosen Pembimbing 2 saya yang membantu dan mengayomi saya yang dalam perjalanan penelitian ini.
5. Sahabat penulis Alfajri, Amar, dan Vieri yang senantiasa memberi dorongan dan bantuan, dan teman bertukar pikiran selama proses penelitian tugas akhir ini.
6. Kerabat penulis dan teman satu bimbingan penlus Arya, Dio dan Bella yang senantiasa mendukung dan saling mengingatkan dalam proses penelitian tugas akhir ini.
7. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu, terima kasih atas bantuannya.

Penulis sadar bahwa penulisan laporan tugas akhir ini tidak sempurna, namun besar harapan agar laporan ini dapat memberikan manfaat kepada segala pihak yang membutuhkan dan menambah wawasan yang dapat membuka pintu untuk penemuan ilmiah lainnya Terimakasih

Surabaya, 10 Agustus 2021

Penulis

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL i

COVER PAGE iii

PERNYATAAN BEBAS PLAGIASI v

LEMBAR PENGESAHAN vii

LEMBAR PENGESAHAN ix

ABSTRAK xi

ABSTRACT xiii

KATA PENGANTAR xv

DAFTAR ISI xvii

DAFTAR GAMBAR xix

DAFTAR TABEL xx

BAB I PENDAHULUAN 1

1.1 Latar Belakang 1

1.2 Rumusan Masalah 3

1.3 Tujuan 4

1.4 Batasan Masalah 4

1.5 Sistematika Laporan 4

BAB II TINJAUAN PUSTAKA DAN SASAR TEORI 7

2.1 Proses Liquefaction Natural Gas 7

2.2 *Steady State* Kesetimbangan Necara Massa 9

2.3 *Steady State* Kesetimbangan Neraca Energi 9

2.4 Persamaan *Steady State Heat Exchanger* 10

2.5 PID 11

2.6 *First Order Plus Death Time* (FODPT) 12

2.7 *Model Predictive Control* 13

2.8 Uji *Disturbance* dan Uji Set Point 15
BAB III METODOLOGI PENELITIAN 17
3.1 Studi literatur.....18
3.2 Pengambilan Data 18
3.3 Permodelan Sistem *Main Cryogenic Heat Exchanger* 19
3.4 Validasi Permodelan Sistem *Main Cryogenic Heat Exchanger* 21
3.5 Desain *Model Predictive Control* pada *Main Cryogenic Heat Exchanger*....22
3.6 Pengujian Respon Kestabilan Sistem.....25
BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN 27
4.1 Desain *Model Predictive Control* 27
4.2 Uji Kestabilan Sistem.....34
BAB V KESIMPULAN DAN SARAN 41
5.1 Kesimpulan 41
5.2 Saran.....41
DAFTAR PUSTAKA 44
LAMPIRAN..... xlvi
BIODATA PENULIS lxii

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2. 1 Proses *Liquefaction Natural Gas* APC C3MR.....8
Gambar 2. 2 Diagram Neraca Massa 9
Gambar 2. 3 Grafik Respon Step Sistem Orde Satu 12
Gambar 2. 4 *Receding Horizon* Pada *Model Predictive Control* 14
Gambar 3. 1 Diagram Alir Penelitian 17
Gambar 3. 2 Permodelan Sistem *Main Cryogenic Heat Exchanger*.....20
Gambar 3. 3 Sub-proses *Throttle Valve 1* 23
Gambar 3. 4 Sub-proses *Throttle Valve* 2 23
Gambar 3. 5 Diagram Blok MPC pada Sistem 24
Gambar 4. 1 Uji *Open Loop* G11 27
Gambar 4. 2 Uji *Set Point* G11 28
Gambar 4. 3 Uji *Open Loop* G12 29
Gambar 4. 4 Uji *Set Point* G12 30
Gambar 4. 5 Uji *Open Loop* G21 30
Gambar 4. 6 Uji *Set Point* G21 31
Gambar 4. 7 Uji *Open Loop* G22 32
Gambar 4. 8 Uji *Set Point* G22 33
Gambar 4. 9 Uji *Set Point* MPC CV1 35
Gambar 4. 10 Uji *Set Point* MPC CV2 35
Gambar 4. 11 Uji *Set Point* PID CV1 36
Gambar 4. 12 Uji *Set Point* PID CV2 36
Gambar 4. 13 Uji *Disturbance* MPC CV1 37
Gambar 4. 14 Uji *Disturbance* MPC CV2 38
Gambar 4. 15 Uji *Disturbance* PID CV1 39
Gambar 4. 16 Uji *Disturbance* PID CV2 39
Gambar A- 1 PFD Sistem xlvi
Gambar B- 1 Permodelan Seluruh Sistem lvii
Gambar B- 2 Permodelan Pendinginan MCR..... lviii
Gambar B- 3 Permodelan Pendinginan *Natural Gas*.....lix
Gambar B- 4 Permodelan MCHE lx

DAFTAR TABEL

Tabel 3. 1 Data Proses Natural Gas.....18
Tabel 3. 2 Data Proses MCR.....18
Tabel 3. 3 Data Proses Propana.....19
Tabel 3. 4 Validasi Proses Natural Gas pada Stream LNG.....21
Tabel 3. 5 Validasi Proses Natural Gas pada Stream Feed NG-3.....21
Tabel 3. 6 Validasi Proses MCR pada *Stream* MCR-1.....21
Tabel 3. 7 Validasi Proses Natural Gas pada Stream C3-1.....21
Tabel 3. 8 Hubungan Variabel Pada Sistem *Main Cryogenic Heat Exchanger* 22
Tabel 4. 1 Tuning Parameter MPC.....34
Tabel 4. 2 Perbandingan IAE dan ESS Uji *Set Point*.....37
Tabel 4. 3 Perbandingan IAE dan ESS Uji *Distrubance*.....40
Tabel A- 1 Data PFD *Plant Liquefaction Natural Gas* C3MR..... xlvii

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB I
PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Gas alam atau gas bumi merupakan satu dari tiga jenis energi fosil yang paling banyak digunakan sebagai sumber energi saat ini. Isu pemanasan global merupakan salah satu faktor yang mendorong perkembangan penggunaan gas alam. Energi gas alam merupakan energi fosil yang paling bersih, contohnya dalam penggunaannya sebagai bahan bakar, emisi CO_2 hasil pembakaran yang dihasilkan bahan bakar gas alam jauh lebih sedikit jika dibandingkan dengan batu bara, minyak bumi, dan bahan bakar hayati (Mokhatab, Poe and Mak, 2018). Jika dibandingkan dengan energi fosil lain, gas alam juga merupakan energi fosil yang paling efisien karena memiliki keunggulan dalam hal penghematan energi sehingga bisa menjadi solusi sebagai pengganti minyak atau batu bara (Smil, 2015).

Jika meninjau sumber energi atau bahan bakar dari sisi ekonomi, penggunaan batu bara membutuhkan biaya yang cukup terjangkau, yaitu Rp 400-Rp 500/kWh dengan emisi gas buang sebesar 1.000 gram/kWh. Sementara itu dari sektor Energi Baru Terbarukan (EBT) tenaga surya dan energi panas bumi memiliki emisi rendah dengan nilai investasi Rp. 2.000/kWh untuk tenaga surya dan Rp. 1.100-Rp 1.200/kWh untuk panas bumi. Sementar untuk gas alam biaya investasi yang dibutuhkan adalah senilai Rp. 600=Rp 700/kWh dengan emisi gas buang sebesar 600 gram/ kWh. Melihat kebutuhan akan sumber energi yang terus meningkat ditinjau dari konsumsi bahan bakar minyak dan kebutuhan akan listrik, diharapkan gas bumi atau gas alam dapat menjadi sumber energi masa depan yang sangat potensial. Dalam pemanfaatannya, gas alam telah dimanfaatkan sebagai sumber energi pada berbagai macam bidang. Sebagai bahan bakar, gas alam kerap digunakan sebagai *Liquified Petroleum Gas* (LPG). LPG merupakan produk bahan bakar berbentuk gas, biasanya propana atau butana, atau campuran keduanya (Panjaitan Susianto; Altway, Ali; Sembiring, Samuel, 2019). Sementara itu gas alam juga digunakan sebagai bahan bakar pada pabrik. Jika dibandingkan dengan pabrik berbasis batu bara, pabrik bertenaga gas alam mempunyai kelebihan ramah lingkungan, dikarenakan pembangkit listrik gas alam berefisiensi tinggi dengan tingkat kebocoran metana yang rendah pada prinsipnya dapat memproduksi setengah energi panas yang dihasilkan oleh pabrik bertenaga batu bara selama setengah abad (Zhang, Myhrvold and Caldeira, 2014). Saat ini Indonesia merupakan produsen gas alam terbesar didunia. Menurut data Direktur Jendral Mineral dan Batubara pada Rencana Strategis 2020-

2024, Indonesia diperkirakan akan memproduksi 7,389 MMSCFD gas bumi. Nantinya gas bumi tersebut akan digunakan untuk kebutuhan domestik dan ekspor, Pada umumnya pengiriman untuk kebutuhan ekspor gas bumi atau gas alam berbentuk *Liquified Natural Gas* (LNG). *Liquified Natural Gas* (LNG) adalah gas alam yang telah diproses sedemikian rupa sehingga diapatkan hasil gas bumi murni berbentuk cairan. LNG dikonversikan menjadi cairan dengan cara didinginkan hingga mencapai titik suhu minus 162 derajat Celcius pada tekanan atmosfer dan merubah volumenya menjadi 1 banding 600 dari kondisi awal gas bumi tersebut (Nugroho, 2004).

Bersamaan dengan peningkatan permintaan gas alam, teknologi pengolahan gas alam juga ikut mengalami perkembangan pesat. Teknologi proses pencairan gas alam yang dikembangkan APCI telah mendominasi industri LNG sejak akhir taun tuju puluhan yang terbilang sangat signifikan dari segi kapasitas produksi LNG. Selain itu APCI juga mengembangkan desain lain yang dapat meningkatkan kapasitas produksi hingga mencapai 8 MTPA. Pada industri pencairan_gas alam *onshore*, saat ini terdapat beberapa teknologi yang sering dipakai, yaitu PRICO *Single Mixed Refrigerant* (SMR), ConocoPhillips *Optimized Cascade*, *Air-Product Propane Precooled Mixed Refriferant* (C3MR), Shell *Dual Mixed Refrigerant* (DMR), Statoil-Linde *Mixed Fluid Cascade* (MFC) dan proses hibrida AP-X (Zhichao, Mingxing and Xiaona, 2015).

Nantinya gas yang telah melalui proses pemurnian dari kandungan air, merkuri serta CO2 dan proses fraksinasi yang terdiri dari empat pemisahan yaitu methane, ethane, propane, dan butane. Titik didih natural gas berada pada suhu yang sangat rendah sehingga proses treatment pendinginan dengan metode *cryogenic* pada proses ini, sistem kompresi dan proses transfer panas merupakan komponen penting yang mempengaruhi kinerja dan tingkat keuntungan *plant*. Sementara daya untuk kompresor didapatkan dari proses *utility* yang berbahan bakar natural gas yang didapatkan dari sebagian hasil pembuatan LNG. Semakin besar produk LNG yang terbuang, semakin besar juga daya yang dibutuhkan (Widodo, 2016).

Pada penelitian ini, teknologi *liquefaction* LNG yang diteliti adalah *Propane Precooled Mixed Refrigerant* (C3MR) yang salah satu teknologi berlisensi APCI yang paling banyak dipakai di industri pemrosesan LNG. Dalam operasi proses C3MR ini, terdapat empat komponen utama, yaitu: heat exchanger, *expansion valve,* kompresor, dan kondensor. Dari empat komponen utama tersebut yang akan menjadi fokus penelitian adalah *heat exchanger* atau lebih spesifiknya *Main Cryogenic Heat Exchanger* (MCHE) dengan fungsi

objektif temperatur luaran *natural gas* pada *heat exchanger*. Pengendali C3MR yang digunakan saat ini difokuskan untuk menjaga efisiensi energi yang digunakan oleh MCHE dengan menggunakan tipe kontrol *Model Predictive Control* (MPC). Tipe kontrol *Model Predictive Control* (MPC) merupakan tipe kontrol berbasis prediksi model, nantinya MPC akan memodelkan kondisi dari sistem yang akan digunakan untuk menghitung nilai prediksi keluaran dari proses tersebut. Dengan membuat prediksi sinyal kontrol tersebut MPC dapat meminimalisi error yang terjadi dengan cara meminimalisir selisih antara jumlah nilai prediksi keluaran proses dan *set point* yang ditetapkan. MPC sangat cocok digunakan pada sistem yang memiliki karakteristik *Multi Input Multi Output* (MIMO). Hal ini dikarenakan MPC dapat mengendalikan interaksi *multivariabel* dan sistem fisik dengan memberikan *constraints* atau batasan sekaligus melakukan optimisasi pada system tersebut yang dimana sangat cocok untuk proses yang memiliki karakteristik MIMO.

Berdasarkan hal tersebut, pada tugas akhir ini akan dilakukan optimasi pada proses C3MR dengan memaksimalkan efisiensi energi pada *Main Cryogenic Heat Exchanger* (MCHE) dengan menggunakan pendekatan steady state hukum termodinamika pertama untuk disimulasikan pada *Phyton* dengan menggunakan Algoritma Genetika sebagai *optimizer* pada penelitian kali ini. Sementara itu, salah satu hal yang juga akan diteliti adalah kestabilan plant terhadap gangguan yang merupakan aspek penting yang harus ditinjau untuk meningkatkan efisiensi energi suatu proses. Maka dari itu, dilakukan penelitian pada *plant* LNG dengan judul **"Desain *Model Predictive Control* Pada *Main Cryogenic Heat Exchanger* di Proses *Liquefaction Natural Gas.*"** *Agar* dapat ditemukan solusi terbaik untuk meningkatkan efisiensi energi pada industri LNG yang melibatkan perpaduan antara optimisasi dan kontrol yang diharapkan akan memberi solusi yang optimal, ekonomis, aman, dan stabil pada proses pencairan LNG.

1.2 Rumusan Masalah

Berdasarkan latar belakang diatas, didapatkan rumusan masalah pada penelitian berikut adalah sebagai berikut:

a) Bagaimana desain tipe kontrol *Model Predictive Control* pada unit *Main Cryogenic Heat Exchanger* yang terdapat pada proses *Liquefaction Natural Gas*?
b) Bagaimana analisis dampak penerapan tipe kontrol *Model Predictive Control* pada unit *Main Cryogenic Heat Exchanger* yang terdapat pada proses *Liquefaction Natural Gas* pada respon pengendalian dan kestabilan terhadap gangguan?

1.3 Tujuan

Adapun tujuan dilakukannya penelitian ini adalah:

a) Mendesain tipe kontrol *Model Predictive Control* pada unit *Main Cryogenic Heat Exchanger* yang terdapat pada proses *Liquefaction Natural Gas.*
b) Menganalisis dampak penerapan tipe kontrol *Model Predictive Control* pada unit *Main Cryogenic Heat Exchanger* yang terdapat pada proses *Liquefaction Natural Gas* pada respon pengendalian dan kestabilan terhadap gangguan.

1.4 Batasan Masalah

Adapun batasan masalah pada penelitian ini adalah sebagai berikut:

a) Penelitian ini hanya membahas mengenai desain *Model Predictive Control* menggunakan metode Shridar dan Cooper pada *software* HYSYS dan dampak penerapan desain pada sistem.
b) Sistem yang diteliti adalah sistem *Main Cryogenic Heat Exchanger* (MCHE) pada teknologi pendinginan gas alam *Pre-Cooled Propane Mixed Refrigerant* (C3MR).
c) *Software* yang digunakan untuk simulasi dan permodelan pada penelitian ini adalah HYSYS.
d) Proses model yang digunakan pada penelitian ini adalah *First Order Plus Dead Time* (FOPDT).
e) Indikator yang mengukur peforma pengendali adalah *Integral Absolute Error* (IAE) dan *Error Steady State* (ESS).
f) Dampak yang dianalisa adalah respon pengendalian dari *Main Cryogenic Heat Exchanger* terhadap perubahan *set point* dan respon terhadap gangguan.

1.5 Sistematika Laporan

Sistematika penulisan laporan tugas akhir ini akan dijelaskan pada poin berikut:

BAB I Pendahuluan

Bab 1 ini berisi latar belakang, perumusan masalah, tujuan, batasan masalah dan sistematika laporan.

BAB II Tinjauan Pustaka dan Dasar Teori

BAB II meliputi pembahasan mengenai teori-teori yang berkaitan dengan penelitian yang akan dilakukan seperti proses pendinginan gas alam *Pre-Cooling Propane Mixed Refrigerant* (C3MR), analisa kesetimbangan energi, analisa kesetimbangan massa, analisa *Steady State Heat Exchanger*, PID, *First Order Plus Dead Time* (FOPDT), *Model Predictive Control* (MPC). dan *Integral Absolute Error* (IAE) serta *Error Steady State* (ESS).

BAB III Metodologi Penelitian

Bab III membahas mengenai rancangan dan langkah-langkah yang akan dilakukan pada penelitian ini.

BAB IV Hasil dan Pembahasan

Bab IV merupakan pembahasan dari hasil penelitian dari rancangan desain MPC pada MCHE yang telah dilakukan beserta hasil analisis dampak penerapan MPC terhadap kestabilan sistem.

BAB V Kesimpulan dan Saran

Bab V berisi mengenai kesimpulan yang didapat tentang penelitian ini dan saran yang dapat diberikan sebagai pelaksana maupun untuk pengembangan penelitian tugas akhir.

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB II
TINJAUAN PUSTAKA DAN SASAR TEORI

2.1 Proses Liquefaction Natural Gas

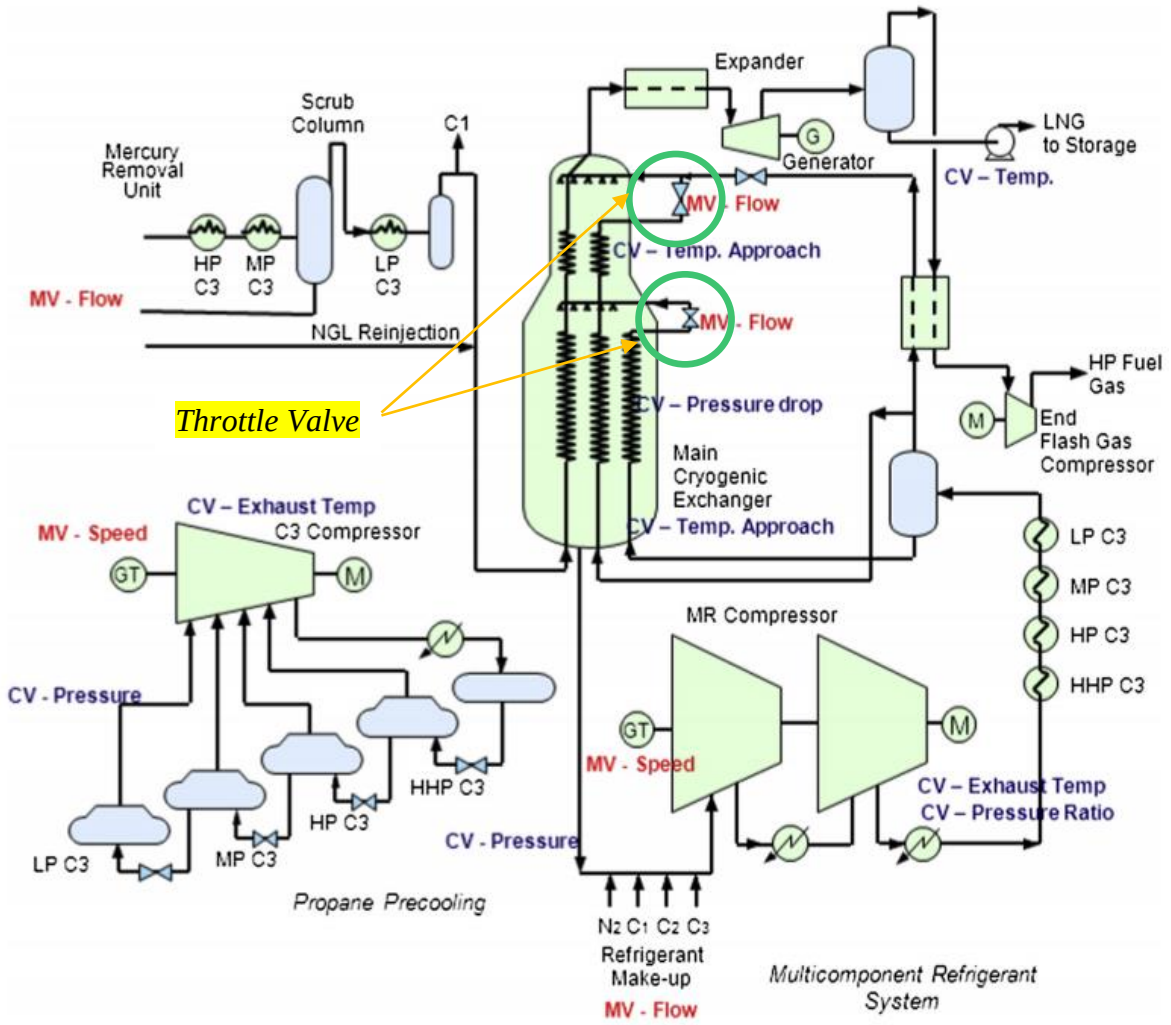
Proses dari pendinginan *Natural Gas* dapat menggunakan beberapa jenis teknologi. Teknologi yang digunakan pada penelitian ini adalah APC *Pre Cooled Propane Mixed Component Refrigerant* (MCR) yang merupakan campuran dari *nitrogen, methane, ethane,* dan *propane*. *Propane* dan MCR diperoleh dari hasil proses sampingan LNG di *plant fractionation*. Nantinya cairan *propane* akan berubah fase menjadi gas saat temperaturnya naik (setelah digunakan untuk mendinginkan *Feed Natural Gas* dan MCR). Adapun siklus pencairan *propane* yang digunakan untuk mendinginkan terdapat beberapa tingkatan, yaitu 3 tingkat untuk MCR dan 3 tingkat untuk *natural gas* sesuai dengan desain APC C3MR *Liquefaction Natural Gas*. *Propane* yang telah digunakan untuk pendinginan akan dikompresi menggunakan *propane recycle compressor* untuk mengingkatkan tekanannya. Lalu selanjutnya akan melalui proses pendinginan oleh air laut.

Cairan MCR yang telah digunakan sebagai fluida pendingin untuk *natural gas* di *Main Cryogenic Heat Exchanger* (MCHE) nantinya akan berubah menjadi fase gas dikarenakan peningkatan suhu. Selanjutnya MCR akan dikompresi oleh *first stage compressor* dan MCR *second stage compressor* untuk mendapatkan tekanan yang cukup sehingga dapat memasuki kondisi optimal untuk didinginkan kembali oleh *propane*.

Proses LNG yang dilibatkan di penelitian ini adalah proses pendinginan *natural gas* oleh MCR dan proses pendinginan *natural gas* pada MCHE. Proses ini dimulai dengan mendinginkan propana menggunakan air laut yang akan melalui 3 tahap. Setelah itu *propane* yang telah diproses oleh air lain selanjutnya akan digunakan sebagai pendingin untuk MCR dengan tujuan untuk mendinginkan MCR sehingga mencapai temperatur yang cukup untuk mendinginkan *natural* gas dengan rentang -39°C hingga -149°C melalui MCHE. Selanjutnya setelahdidinginkan oleh *propane* MCR akan memiliki 2 fase dalam satu stream, yaitu cairan dan gas. Sehingga, MCR akan melalui separator dengan tujuan untuk memisahkan kedua fase tersebut.

Pada APC C3MR nantinya akan terdapat dua tahap pendinginan didalam MCHE, yaitu pendinginan pertama dengan kondisi temperatur *natural gas* yang tinggi akan didinginkan dengan MCR berfasa gas dan tahap kedua dengan MCR berfasa cairan. Pada proses

pendinginannya, MCR akan diekspansi menggunakan *expansion valve* setelah melewati heat exchanger, tujuannya untuk menurunkan temperatur dan tekanan karena nantinya MCR tersebut akan digunakan kembali sebagai *cooling fluid* lagi (Wuryanti, 2016). Sementara itu, pada unit *Main Cryogenic Heat Exchanger* (MCHE) di desain *plant* LNG dengan teknologi APC C3MR ini, titik pengendalian utamanya adalah temperatur LNG sebagai *controlled variable* dengan *throttle valve* MCHE (ditunjukkan pada lingkaran hijau di Gambar 2,1) sebagai aktuator atau variabel yang dimanipulasi. Hal ini dikarenakan *throttle valve* pada MCHE akan berpengaruh terhadap laju aliran dan rasio MCR yang berperan sebagai *cooling fluid* pada MCHE ini, atau umumnya disebut sebagai fluida pendingin, yang berpengaruh langsung terhadap perubahan pada temperatur akhir produk Tujuan akhir dari proses pendinginan LNG ini sendiri adalah untuk merubah fase gas alam dari fase gas menjadi fase cair dengan mendinginkan gas alam hingga mencapai rentang suhu -157 Celcius sampai -162 Celcius. (Mokhatab *et al.*, 2013).

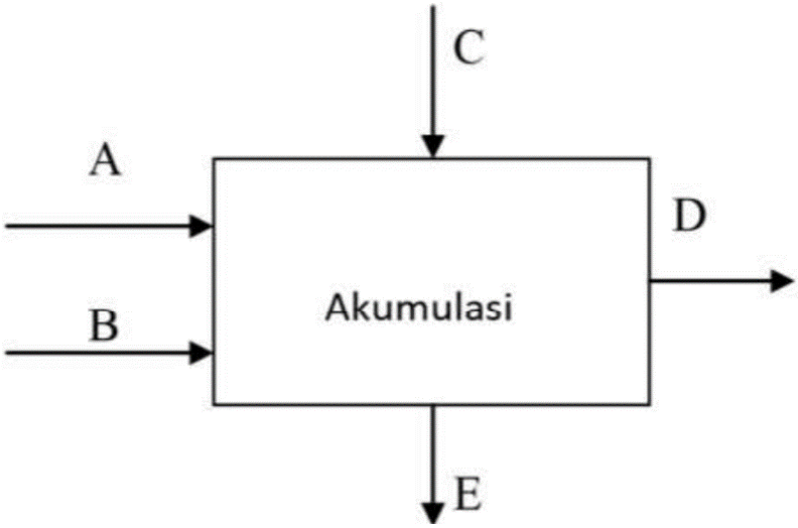


Gambar 2. 1 Proses *Liquefaction Natural Gas* APC C3MR (Mokhatab *et al.*, 2013)

2.2 *Steady State* Kesetimbangan Necara Massa

Neraca massa adalah suatu perhitungan yang akurat dari semua bahan yang masuk, terakumulasi, dan barang yang keluar tiap waktu tertentu. Hal itu sesuai dengan hukum kekekalan massa, dimana massa tidak dapat diciptakan atau dimusnahkan.

Prinsip umumnya adalah dengan membuat sejumlah persamaan yang tidak saling bergantung satu sama lain, dimana persamaan tersebut jumlahnya sama dengan jumlahnya harus sama dengan jumlah komposisi masa yang tidak diketahui. Berikut adalah persamaan neraca massa secara umum (Hatcher, Khalilpour and Abbas, 2012):



Gambar 2. 2 Diagram Neraca Massa (Hatcher, Khalilpour and Abbas, 2012)

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

$$M_A + M_B + M_C = M_D + M_E + M_{akumulasi} \tag{2.1}$$

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

$$M_A + M_B + M_C = M_D + M_E \tag{2.2}$$

2.3 *Steady State* Kesetimbangan Neraca Energi

Analisis *steady state* kesetimbangan energi dimulai dengan teori Hukum Termodinamika I yang mendefinisikan pada keadaan ini energi tidak dapat tecipta dan termusnahkan. Umumnya selisih antara energi yang masuk dan energi yang keluar adalah nol. Selama kondisi *steady state*, proses akan berjalan dengan kondisi perubahaan energi

pada sistem dianggap nol. Maka, jika energi kinteik dan energi potensial diabaikan, persamaan hukum tersebut akan dapat ditulis seperti berikut (Wang, Khalilpour and Abbas, 2013).

$$Q - W + \Sigma m_i h_i - \Sigma m_e h_e = 0 \tag{2.3}$$

Dimana,

m_i = laju massa masukan fluida kerja (kg/s)

m_e = laju massa keluaran 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 Persamaan *Steady State Heat Exchanger*

Untuk menganalisa kinerja *heat exchanger* dapat menggunakan prinsip kesetimbangan massa dan kesetimbangan energi yang terdapat pada hukum pertama termodinamika. Aliran dari fluida panas dan dingin memiliki jumlah energi yang sama.

$$Q_h = Q_c \tag{2.4}$$

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

$$Q = mc_p(T_{in} - T_{out}) \tag{2.5}$$

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 (Kuppan Thulukkanam, 2013).

$$m_h c_{p,h}(T_{h,i} - T_{h,o}) = m_c c_{p,c}(T_{c,o} - T_{c,i}) \tag{2.6}$$

dimana,

m_c = massa dari fluida pemanas (kg)

m_h = 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/lg.K)

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

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

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

$T_{c,i}$ = 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.

$$Q = UA\Delta T_m \tag{2.7}$$

dengan ΔT_m sama dengan LMTD yang memenuhi persamaan (Thirumarimurugan, Kannadasan and Ramasamy, 2008) :

$$LMTD = \frac{(T_{h,in} - T_{c,out}) - (T_{h,out} - T_{c,in})}{ln\,(\frac{T_{h,in} - T_{c,in}}{T_{h,out} - T_{c,in}})} \tag{2.8}$$

dimana,

U = *mean overall heat transfer coefficient* (kJ/sm^2K)

A = luas permukaan terjadinya perpindahan panas (m^2)

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

2.5 PID

Proporsional, Integral, Derivative (PID) adalah salah satu regulatory control yang sangat umum digunakan sebagai tipe kendali untuk berbagai sistem. Seperti namanya, PID memiliki 3 komponen kontrol didalamnya, yaitu kontroler proporsional dari *error* (P), kontoroler proporsional dengan integral error (PI), dan kontroler proporsional derivatif dari *error* (PD). Output dari pengendali PID adalah beripa nilai input yang telah dimanipulasi terhadap variabel waktu u(t), nantinya u(t) ini akan dikirim ke aktuator untuk selanjutnya memberikan dampak terhadap variabel pada sistem. Persamaan kontroler PID adalah sebagai berikut:

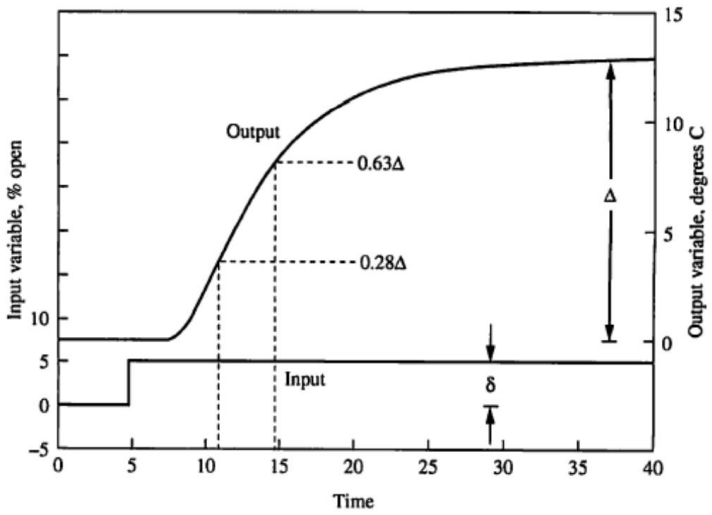
$$u(t) = Kpe(t) + Ki\int_0^t e(t)d_\tau + K_D\frac{de(t)}{dt} \tag{2.9}$$

Sementara itu terdapat 3 parameter dari kontroler PID, yaitu *proportional gain* (Kp), *integral gain* Ki, dan *derivative gain* Kd yang merupakan parameter untuk *tuning* pengendalian. Pengendali PID yang digunakan di penelitian ini adalah PI, dimana persamaan PI dapat diperoleh dengan menyederhanakan persamaan (2.9) tanpa melibatkan kontroller *derivative*, berikut adalah persamaan yang merepresentasikan kontroller PI (Chen and Seborg, 2002):

$$u(t) = Kpe(t) + Ki \int_0^t e(t)d_\tau \tag{2.10}$$

2.6 *First Order Plus Death Time* (FODPT)

Dalam mendesain sebuah kontrol dibutuhkan suatu permodelan matematis dari suatu plan, salah satu pendekatan permodelan yang paling umum digunakan adalah dengan pendekatan fungsi transfer FOPDT berdasarkan hasil pengujian *open loop*. Terdapat sinyal respon step dari proses pada uji *open loop*, nantinya akan dihasilkan grafik respon orde satu seperti pada gambar dibawah.



Gambar 2. 3 Grafik Respon Step Sistem Orde Satu (Levine, 2010)

Dari grafik respon step tersebut, model matematis dari sistem pada *plant* tersebut dapat dihitung menggunakan fungsi transfer FOPDT (*first order plus death timei*), yaitu (Levine, 2010):

$$G(s) = \frac{K_p e^{-\theta s}}{\tau s + 1} \tag{2.11}$$

Setelah mendapatkan fungsi transfer tersebut kita membutuhkan *Gain* sistem (Kp) yang dapat diperoleh dengan membandingkan perubahan proses variabel yang diukur dan sinyal output dari pengendali dengan menggunakan persamaan berikut:

$$K_p = \frac{\Delta Variabel\ Proses}{\Delta Variabel\ Manipulasi} \tag{2.12}$$

Parameter FOPDT selanjutnya adalah *Time Constant*. Pengertian dari *Time Constant* adalah waktu yang diperlukan oleh variabel proses untuk mencapai 63,2% dari perubahan total akhir. Parameter lainnya adalah *Dead Time* yang merupakan perbedaan waktu dari respon *output* pengendali yang berupa sinyal step dan respon variabel proses. Parameter *Time Constant* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut:

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

dimana:

$t_{63\%}$: Waktu yang diperlukan ketika variabel proses mencapai 63% dari nilai akhir

$t_{28\%}$: Waktu yang diperlukan ketika variabel proses mencapai 28% dari nilai akhir

Pada kondisi aktual, perbedaan waktu dari respon *output* pengendali pada saat sinyal step sampai respon proses mulai bergerak terdapat perbedaan. Hal ini dalam FOPDT disebut parameter *Dead Time* (θ) yang dapat diperoleh menggunakan persamaan berikut:

$$\theta = t_{63\%} - \tau \tag{2.14}$$

Dengan begitu respon hasil uji *open loop* dari sistem pada *plant* dapat dimodelkan dengan persamaan yang telah dijelaskan, sehingga diperoleh fungsi transfer FOPDT sebagai permodelan matematis dari sistem pada *plant*.

2.7 *Model Predictive Control*

Model Predictive Control atau MPC adalah metode advance dari kontrol proses yang telah digunakan dalam industri proses seperti pabrik kimia dan penyulingan minyak sejak 1980-an dan telah terbukti. Model Predictive Controllers bergantung pada model dinamis dari proses. MPC memiliki banyak keuntungan yang menjadikannya pendekatan yang berhasil untuk desain kontrol industri. Keuntungan yang didapatkan ketika memilih pendekatan MPC, antara lain:

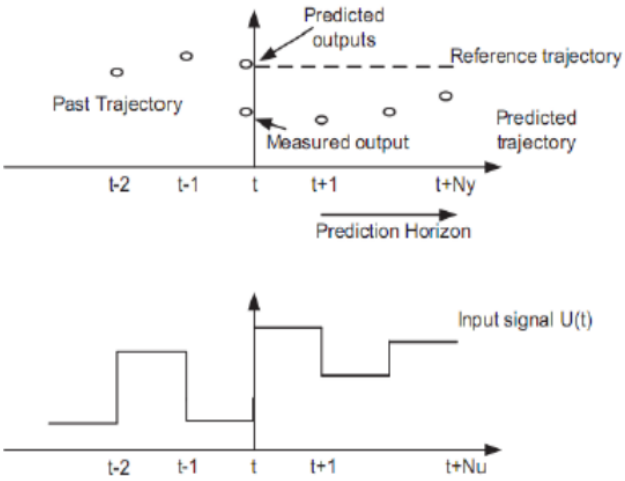
a. Kesederhanaan. Ide dasar MPC tidak membutuhkan pemodelan matematika yang rumit dan bersifat intuitif.
b. Ketersediaan. Semua komponen MPC dasar dapat disesuaikan dengan detail masalah yang dihadapi.

c. Kepraktisan. Seringkali penyelesaian masalah seperti kontrol yang memenuhi atau batasan keluaran, yang menentukan kegunaan pengontrol.

d. Sangat berguna jika sinyal referensi untuk masa datang diketahui

Model MPC memprediksi perubahan variabel dependen dari sistem yang dimodelkan yang akan disebabkan oleh perubahan variabel independen. Dalam proses kimia, variabel independen yang dapat disesuaikan oleh pengontrol sering kali berupa set point pengontrol PID pengatur (tekanan, aliran, suhu, dll.) Atau elemen kontrol akhir (katup, peredam, dll.). Variabel independen yang tidak dapat diatur oleh pengontrol digunakan sebagai gangguan (disturbance). Variabel dependen dalam proses ini adalah pengukuran lain yang mewakili tujuan pengendalian atau kendala proses. MPC menggunakan pengukuran pabrik saat ini, keadaan dinamis saat ini dari proses, model MPC, dan target dan batas variabel proses, untuk menghitung perubahan masa depan dalam variabel independen.

Langkah pertama akan diulang dengan nilai proses yang baru dan semua prosedur perhitungan yang perlu diperbaiki. Konsep *receding horizon* dapat dilihat pada Gambar 2.4:



Gambar 2. 4 *Receding Horizon* Pada *Model Predictive Control* (Shridhar and Cooper, 1998)

Pada *Model Predictive Control* ada lima konsep dasar yang digunakan, yaitu model proses dan *disturbance*, *peformance index*, pengendalian *constraints*, optimalisasi dan *receding horizon principle*. Model MPC yang digunakan pada penelitian tugas akhir ini adalah *Multivariable Model Predictive Control* yang diusung oleh Shridar and Cooper. Pada metode Shridar & Cooper hubungan antara *controled variable* (CV), *manipulated variable* (MV), dan *dynamic matrix control* (DMC) direpresentasikan pada persamaan (2.15). Proses

model yang digunakan adalah model FOPDT. Berikut adalah persamaan hubungan antara CV, MV, dan DMC (Shridhar and Cooper, 1998):

$$\begin{bmatrix} CV_1(s) \\ CV_2(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{11}(s) & G_{12}(s) \\ G_{21}(s) & G_{22}(s) \end{bmatrix} \begin{bmatrix} MV_1(s) \\ MV_2(s) \end{bmatrix} \tag{2.15}$$

Selanjutnya, untuk mendapatkan parameter dari MPC, pada metode Shridar and Cooper digunakan tuning parameter. Parameter yang akan dihitung antara lain adalah *sampling time* (T), *prediction horizon* (P), dan *control horizon* (M). Berikut adalah persamaan yang digunakan untuk mendapatkan parameter tersebut (Shridar & Cooper):

Sampling Time

$$T_{rs} = Max(0.1\tau_{rs}; 0.5\theta_{rs}) \tag{2.16}$$

Prediction Horizon

$$P = Max\left(\frac{5\tau_{rs}}{T} + k_{rs}\right) \tag{2.17}$$

Control Horizon

$$M = Max\left(\frac{\tau_{rs}}{T} + k_{rs}\right) \tag{2.18}$$

2.8 Uji *Disturbance* dan Uji Set Point

Uji *disturbance* dan uji *set point* pada penelitian ini dilakukan untuk melihat apakah MPC sudah cukup baik dalam mengendalikan sistem dan menghadapi gangguan. Untuk menilai respon sistem terhadap MPC digunakan parameter *Integral Absolute Error* (IAE) dan *Error Steady State* sebagai parameter acuan. *Integral Absolute Error* (IAE) sendiri adalah penjumlahan nilai absolut *error* dari keluaran pada proses. Berikut adalah persamaan yang digunakan untuk memperoleh IAE :

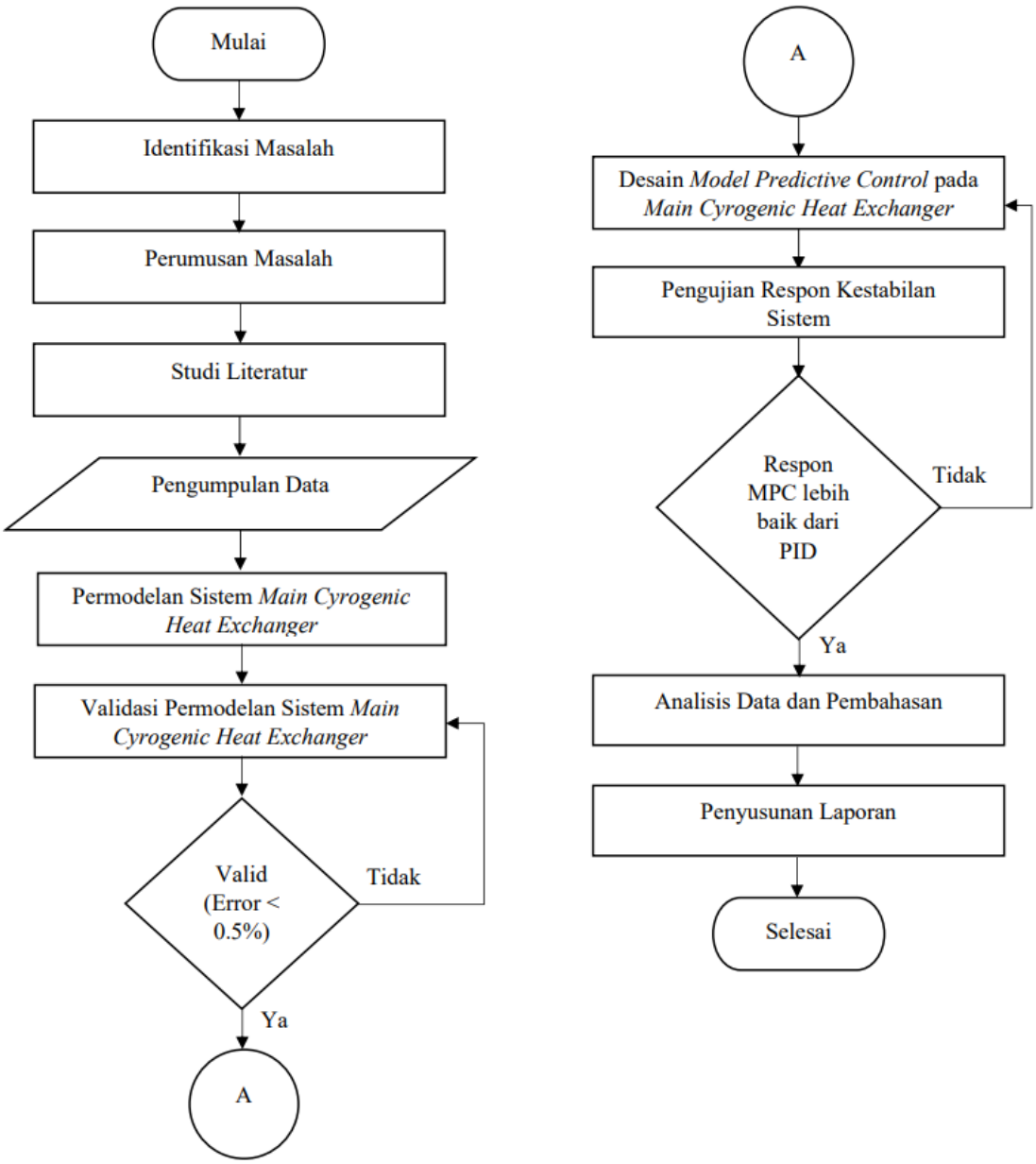
$$IAE = \int_0^\infty |SP(t) - CV(t)|dt \tag{2.19}$$

Sementara itu, *Error Steady State* atau yang disingkat ESS adalah selisih nilai variable proses yang dikendalikan (CV) dengan *set point* saat mencapai keadaan *steady* (Bolton, 2015).

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB III
METODOLOGI PENELITIAN

Adapun tahapan atau langkah-langkah yang ditempuh dalam penelitian pada tugas akhir dengan judul "Desain *Model Predictive Control* Pada *Main Cryogenic Heat Exchanger* di Proses *Liquefaction Natural Gas.* Berikut adalah diagram alir dari tahapan yang ditempuh:



Gambar 3. 1 Diagram Alir Penelitian

3.1 Studi literatur

Studi literatur pada penelitian ini ditempuh untuk memperkaya wawasan dan dasaran yang akan mendukung proses penelitian sehingga mendapatkan hasil penelitian yang ilmiah. Kegiatan studi literatur ini meliputi mempelajari jurnal ilmiah, buku, ataupun penelitian terdahulu yang berkaitan dengan topik penelitian pada tugas akhir kali ini.

3.2 Pengumpulan Data

Data yang dibutuhkan pada penelitian ini adalah dokumen *Process Flow Diagram* (PFD) serta datasheet peralatan pada *plant* seperti *Main Cryogenic Heat Exchanger* (MCHE), kondensor, *heat exchanger, valve,* dan instrumen lain yang terdapat pada sistem yang diteliti pada tugas akhir ini. Data tersebut selanjutnya akan digunakan untuk permodelan plant sehingga dapat diketahui gambaran proses secara umum menggunakan *software* HYSYS.

3.2.1 *Feed Natural Gas* pada Kondisi Desain

Adapun data *feed* atau masukan *natural gas* pada *plant* ini yang dibutuhkan untuk permodelan proses. Berikut adalah data yang telah diperoleh:

Tabel 3. 1 Data Proses Natural Gas

Variable	Unit	Value
Temperature	C	-35.180
Pressure	kPa	3850
Flowrate	kg/s	107.199

3.2.2 *Mixed Component* Refrigerant (MCR) pada Kondisi Desain

Adapun nilai data properti dari MCR pada *plant* ini yang dibutuhkan untuk permodelan proses. Berikut adalah data yang telah diperoleh:

Tabel 3. 2 Data Proses MCR

Variable	Unit	Value
Temperature	C	44.850
Pressure	kPa	7208
Flowrate	kg/s	407.014

3.2.3 Propane pada Kondisi Desain

Adapun nilai properti dari propana pada *plant* ini yang dibutuhkan untuk permodelan proses. Berikut adalah data yang telah diperoleh:

Tabel 3. 3 Data Proses Propana

Variable	Unit	Value
Temperature	C	-42.693
Pressure	kPa	5387.775
Flowrate	kg/s	210.748

3.3 Permodelan Sistem *Main Cryogenic Heat Exchanger*

Permodelan sistem yang terjadi pada *Main Cryogenic Heat Exchanger* (MCHE) dan *Mixed Component Refrigerant* pada *plant* telah dilakukan dengan menggunakan *software* Aspen HYSYS. Simulasi dari permodelan ini bertujuan untuk mengetahui gambaran proses yang terjadi pada sistem yang akan dikendalikan nantinya, yaitu MCHE dan MCR. Permodelan dibuat dengan menggunakan fitur kesetimbangan massa dan kesetimbangan energi yang terdapat pada *software* HYSYS.

Berikut adalah langkah-langkah yang ditempuh dalam permodelan simulasi *plant* pada software HYSYS:

a. Data komponen dan proses pada sistem dimasukkan.
b. Model *fluid package* yang sesuai dengan data komponen dan proses dipilih.
c. Data *feed* yang terdiri dari data properti serta komposisinya diisi. Properti yang dimaksud meliputi tekanan, suhu, dan laju aliran.
d. Jika data telah sesuai, maka desain *Process Flow Diagarm* (PFD) dari *Plant* C3MR *Liquefaction Natural Gas* dapat dimulai dengan fokus pengendalian tetap pada *Main CRYOGENIC Heat Exchanger* dan Siklus MCR.
e. Namun jika terdapat kesalahan atau error, maka analisis proses dilakukan dengan tujuan agar permodelan dengan menggunakan *software* HYSYS dapat konvergen dalama keadaan *steady state*.

Langkah diatas merupakan prosedur permodelan simulasi proses yang terjadi pada *Main Cryogenic Heat Exchanger* dan *Mixed Component Refrigerant* pad keadaan *steady state* atau pada kondisi tidak bergerak terhadap waktu, Selanjutnya akan dilakukan validasi proses terhadapdata PFD. Pada keaadan nyata proses akan berubah seiring berjalannya waktu, maka langkah yang harus dilakukan adalah mengubah permodelan proses sebelumnya menjadi kondisi dinamik. Prosedur permodelan proses menjadi proses dalam keadaan dinamik adalah sebagai berikut:

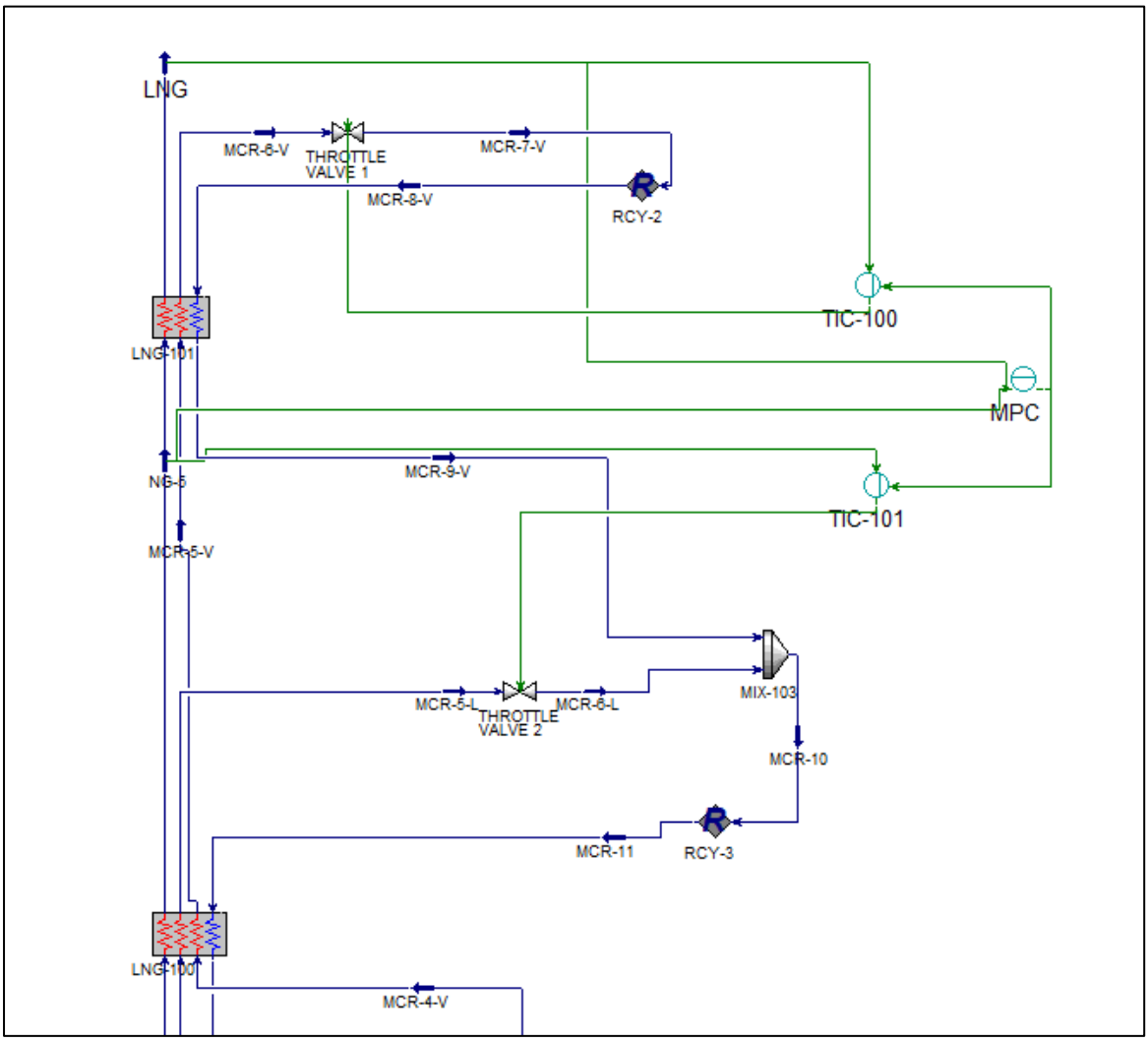
a. Melakukan *sizing* pada setiap instrumen dan semua *valve*.
b. Memastikan tidak ada *stream* yang bebas.

c. Memasang pengendali pada proses sesuai studi literatur yang telah dilakukan.

d. Melakukan pemeriksaan dengan bantuan *dynamic assistant*. Apabila masih terdapat *error*, maka dapat dilakukan analisis hubungan *flow pressure* untuk menghilangkannya. Jika tidak terdapat *error* maka dapat langsung mengubah ke keadaan dinamik dengan menekan *dynamic mode*. Pastikan untuk menyimpan permodelan *steady state* sebeluh mengubah ke mode *dynamic*.

e. Jalankan pogram dan lakukan analisis.

f. Jika terdapat respon proses yang tidak stabil, maka dilakukan *tuning* PID atau ditambahkan *strategi* pengendalian yang lain. Apabila proses dinamik telah berjalan, selanjutnya dapat diidentfikasi dengan permodelan *First Order Plus Dead Time* (FOPDT).



Gambar 3. 2 Permodelan Sistem *Main Cryogenic Heat Exchanger*

3.4 Validasi Permodelan Sistem *Main Cryogenic Heat Exchanger*

Model yang telah dirancang pada *software* HYSYS kemudian divalidasi dengan data kondisi *plant* yang telah didapat. Hasil data dari permodelan kemudian dibandingkan dengan data yang terkumpul (data kondisi operasi) yang terdpat pada PFD kemudian dihitung nilai errornya. Batas toleransi nilai error adalah dibawah 5%..

Tabel 3. 4 Validasi Proses Natural Gas pada Stream LNG

Properti	PFD Data	Simulasi	Error (%)
Temperatur (Celcius)	-157.1	-157.2	0,06%
Tekanan (kPa)	2850	2850	0%

Tabel 3. 5 Validasi Proses Natural Gas pada Stream Feed NG-3

Properti	PFD Data	Simulasi	Error(%)
Temperatur (Celcius)	-35.8	-37.02	3.4%
Tekanan (kPa)	3850	3850	0%

Stream LNG merupakan aliran *natural gas* yang telah didinginkan oleh oleh MCR setelah melewati *Main Cryogenic Heat Exchanger*. Adapun validasi hasil data simulasi dengan data PFD untuk Siklus MCR, yaitu:

Tabel 3. 6 Validasi Proses MCR pada *Stream* MCR-1

Properti	Data PFD	Simulasi	Error (%)
Temperatur (Celcius)	30	30	0%
Tekanan (kPa)	1081	1081	0%

Stream MCR-4 merupakan MCR yang telah didinginkan oleh propana. Adapun data perbandingan hasil simulasi dengan kondisi pada PFD untuk siklus Propana, yaitu:

Tabel 3. 7 Validasi Proses Natural Gas pada Stream C3-1

Properti	Data PFD	Simulasi	Error (%)
Temperatur (Celcius)	30	29.26	2,4%
Tekanan (kPa)	1081	1081	0%

Berdasarkan perbandingan data hasil simulasi dan data PFD yang telah diperoleh, dapat disimpulkan bahwa *error* pada tiap *stream* berada dibawah batas toleransi *error* (batas toleransi *error* adalah 5% tiap stream). Maka dapat disimpulkan bahwa permodelan sistem pada simulasi dapat dikatakan valid.

3.5 Desain *Model Predictive Control* pada *Main Cryogenic Heat Exchanger*

Pada penelitian ini dipilih *Multivariable Model Predictive Control* (MMPC) sebagai tipe kontrol dengan tujuan untuk mengidentifikasi dan menangkap fenomena interaksi antar variabel yang dikendalikan dan variabel yang dimanipulasi. Dikarenakan terdapat 2 masukan dan 2 keluaran pada sistem MCHE, maka akan didesain MMPC (2X2). Sehingga dibutuhkan pengambilan data respon sistem sebanyak 4 kali untuk tiap *gain*. Nantinya hasil pengambilan data respon sistem akan diolah menjadi model matematis dari sistem dengan jenis *First Order Plus Dead Time* (FOPDT). Setelah model FOPDT telah diperoleh, selanjutnya akan didapat persamaan hubungan antara variabel yang dikendalikan, variabel yang dimanipulasi, dan sinyal kendali seperti yang terdapat di persamaan (3.1). Lalu, untuk mendapatkan parameter MMPC, dilakukan perhitungan parameter *Sampling Time* (T), *Prediction Horizon* (P), dan Control Horizon (M) dengan menggunakan persamaan (2.16) sampai (2.18).

3.5.1 Parameter *First Order Plus Death Time* (FOPDT)

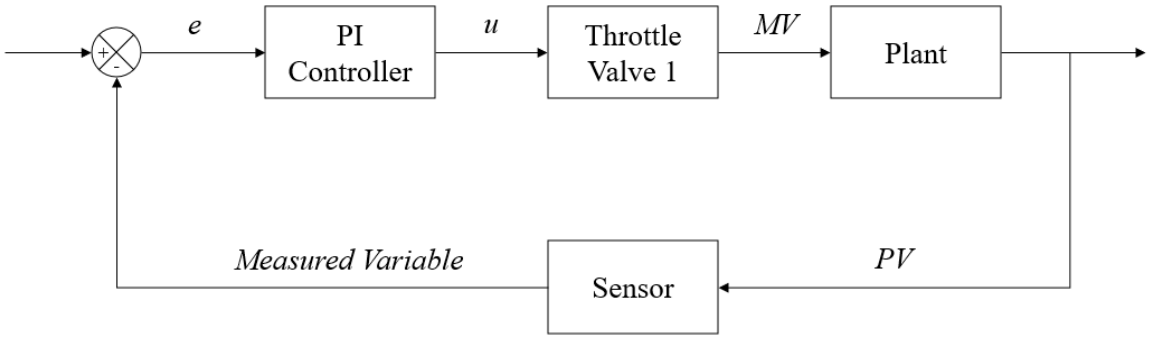
Untuk *tuning* MPC pada penelitian ini, dibutuhkan parameter FOPDT yang nantinya akan digunakan sebagai *gain* MPC. Parameter-parameter FOPDT didapat dengan melakukan uji *open loop* dan uji *set point* pada tiap gain dari hubungan *Controled Variable* (CV) dan *Manipulated Variable* (MV) Sedangkan untuk penempatan kontrol dipilih dua sub proses yaitu CV1 sebagai sub-proses 1 dan CV2 sebagai sub-proses 2. Kedua sub-sistem tersebut dipilih sesuai dengan analisa penempatan variabel yang dimanipulasi untuk mengendalikan temperatur dari produk akhir LNG pada proses pendinginan dengan teknologi APC C3MR (Mokhatab *et al.*, 2013). Berikut adalah tabel hubungan variabel pada sistem *Main Cryogenic Heat Exchanger*:

Tabel 3. 8 Hubungan Variabel Pada Sistem *Main Cryogenic Heat Exchanger*

Indicator	Controled Variable	Manipulated Variable	Actuator
CV1	Suhu *Stream* LNG	Laju Aliran pada *High Pressure Mixed Refrigerant*	*Throttle Valve 1*
CV2	Suhu *Stream* NG-5	Laju Aliran pada *Low Mixed Refrigerant*	*Throttle Valve 2*

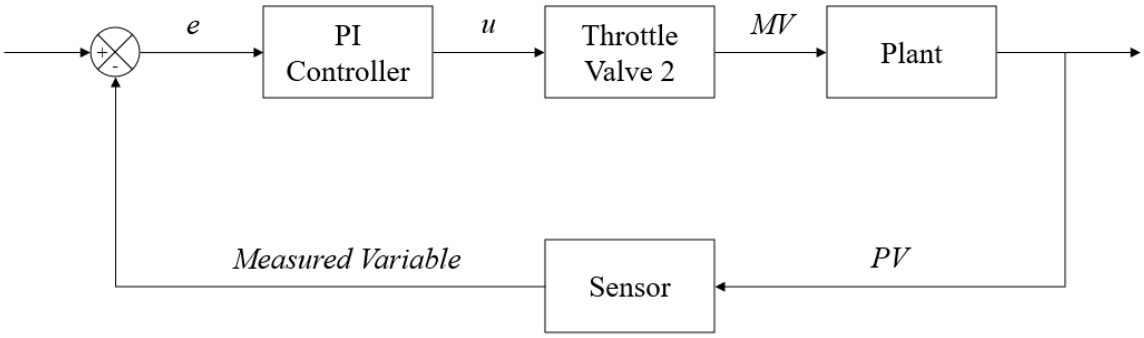
Adapun pengambilan data grafik respon sistem terhadap uji *open loop* dan uji *set point* pada *throttle valve* 1 yang terdapat pada MCHE untuk mengendalikan aliran MCR

yang nantinya digunakan untuk mencari nilai dari parameter-parameter FOPDT. Berikut adalah gambar skema uji *open loop* dan uji *set point* dari sistem yang akan dianalisis:



Gambar 3. 3 Sub-proses *Throttle Valve 1*

Adapun pengambilan data grafik respon sistem terhadap uji *open loop* dan uji *set point* pada *throttle valve* 2 yang terdapat pada MCHE untuk mengendalikan aliran MCR yang nantinya digunakan untuk mencari nilai dari parameter-parameter FOPDT. Berikut adalah gambar skema uji *open loop* dan uji *set point* dari sistem yang akan dianalisis:

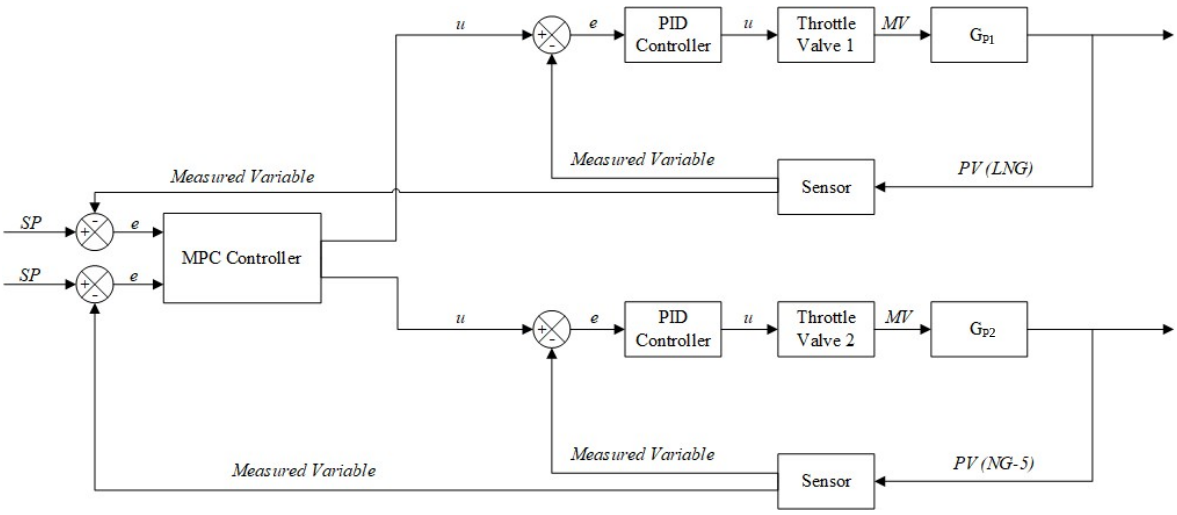


Gambar 3. 4 Sub-proses *Throttle Valve* 2

Pengujian *Open Loop* dan *Set Point* dilakukan sebanyak 2 kali pada tiap *valve*. Nantinya hasil yang diperoleh adalah 4 gain yang akan digunakan sebagai proses model MPC. Setelah didapatkan respon sistem, maka dapat dilakukan perhitungan parameter FOPDT, yaitu gain, *time constant*, dan *dead time* sesuai dengan persamaan (2.16), (2.17), dan (2.18). Nantinya akan didapat persamaan model FOPDT sebagaimana yang terlampir pada persamaan (2.11).

3.5.2 Desain dan *Tuning Model Predictive Control* (MPC)

Setelah mendapatkan parameter-parameter FOPDT dari uji open loop tiap kontroler, selanjutnya didapatkan gain MPC untuk sistem MCHE. MPC yang digunakan pada penelitian ini adalah *Multivariable* MPC (MMPC) dengan 2 *input* dan 2 *output* seperti yang dijabarkan pada Tabel 3.8. Nantinya MMPC (2x2) akan berperan sebagai *supervisory control* yang memberikan keluaran berupa *set point* kepada PID sebagai *regulatory control*. Nantinya PID akan memberikan sinyal kontrol terhadap throttle valve sehingga nantinya didapatkan perubahan yang terjadi pada sistem yang direpresentasikan sebagai Gp atau *Gain Plant* pada tiap *Controled Variable*, yang dalam penelitian ini adalah Gp dari Throttle Valve 1 sebagai *Manipulated Variable* (MV) kepada *stream* LNG sebagai *Controled Variable* (CV) dan Throttle Valve 2 sebagai *Manipulated Variable* (MV) kepada stream NG-5 sebagai *Controled Variable* (CV). Berikut adalah skema MMPC (2x2) yang akan dirancang:



Gambar 3. 5 Diagram Blok MPC pada Sistem

Setelah mendapatkan proses model dari tiap hubungan CV dan MV, maka selanjutnya adalah melakukan design MPC menggunakan metode Shridar and Cooper. Nantinya MPC (2x2) akan mengeluarkan sinyal kontrol berdasarkan identifikasi sistem yang menggunakan model FOPDT seperti yang terdapat pada persamaan (2.15). Persamaan tersebut merepresentasikan pengaruh interaksi dari perubahan dari kedua *Manipulated Variable* terhadap kedua *Controled Variable.* Kemudian, langkah selanjutnya adalah menghitung parameter MPC dengan menggunakan metode Shridar and Cooper sesuai dengan persamaan (2.16), (2.17), (2.18).

3.6 Pengujian Respon Kestabilan Sistem

Setelah desain sudah dirancang dan *gain* MPC sudah didapatkan, tahapan selanjutnya adalah pengujian kestabilan sistem. Pengujian kestabilan sistem dilakukan dengan melakukan uji perubahan *set point* dan uji *disturbance* pada sistem yang sudah didesain. Nantinya setelah setelah pengujian dilakukan akan dianalisis respon sistem berdasarkan dengan parameter *Error Steady State* dan *Integral Absolute Error* sebagai parameter penilai.

Halaman ini sengaja dikosongkan

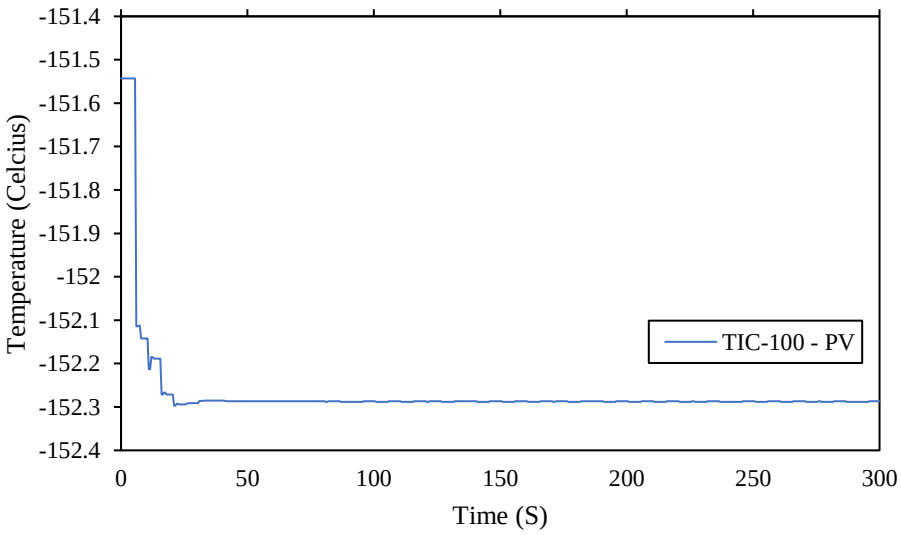
BAB IV
HASIL DAN PEMBAHASAN

4.1 Desain *Model Predictive Control*

Desain *Model Predictive Control* pada *Main Cryogenic Heat Exchanger* pada proses LNG telah berhasil dilakukan. Pada tahap awal, tuning dari MPC didapatkan dengan melakukan uji *open loop* dan *uji set point* yang telah dijalankan untuk mendapatkan parameter FOPDT. Desain MPC serta parameter MPC juga telah diperoleh menggunakan metode Shridar dan Cooper.

4.1.1 Parameter FOPDT

Adapun data hasil uji *set point* dan uji *open loop* dari tiap gain yang dibutuhkan pada penelitian ini. Berikut adalah data hasil pengujian *set point* dan *open loop* pada *throttle valve 1* yang terdapat pada MCHE terhadap *stream* LNG dan dengan *set point* terhadap temperatur produk akhir LNG yang akan menjadi G11. Berikut adalah data hasil uji *open loop* pada G11:

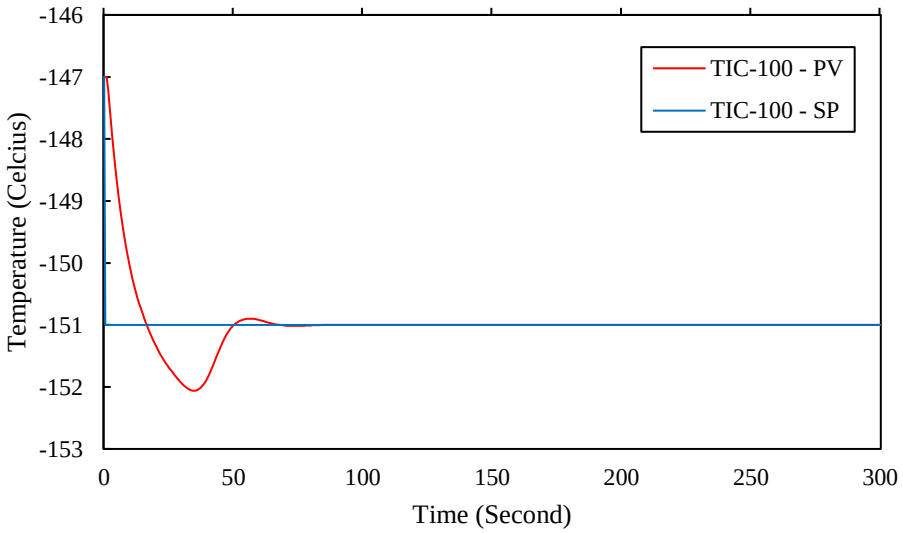


Gambar 4. 1 Uji *Open Loop* G11

Grafik pada Gambar 4. 1 yang menunjukkan respon pada uji *open loop* G11 diperoleh dengan memanipulasi bukaan *valve* dari 30% ke 40%. Dari grafik tersebut didapat perhitungan dari parameter FOPDT. Berikut adalah parameter FOPDT yang diperoleh pada sub-sistem ini:

K	: 19.51117
Time Constant	: 0.342032
Dead Time	: 5.568406
t63%	: 5.910438
t28%	: 5.628417
Gain	: -0.0744

Adapun hasil uji *set point* pada proses model G11 yang didapatkan dengan memanipulasi *set point* dari TIC-100 dari -147 Celcius ke -151 Celcius. Berikut adalah grafik hasil uji *set point* pada proses model G11:

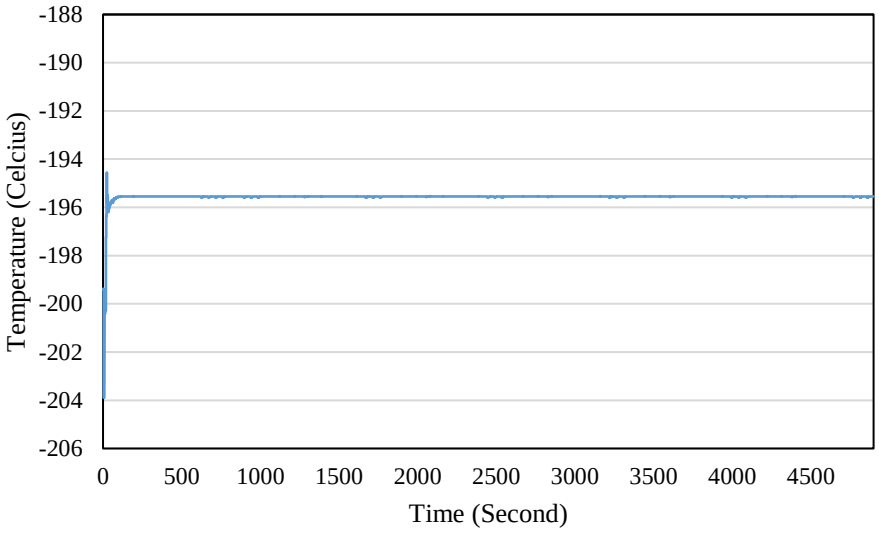


Gambar 4. 2 Uji *Set Point* G11

Grafik yang ditunjukkan pada Gambar 4. 2 menunjukkan respon proses model G11 terhadap perubahan *set point* pada tipe kontrol PID. Pengujian *set point* ini dilakukan bertujuan untuk mendapatkan parameter Tp. Berikut nilai Tp yang didapat dari grafik respon sistem terhadap *set point* pada sub-sistem *throttle valve* 1:

Tp : 35.5

Adapun hasil pengujian *open loop* dan *set point* yang telah didapatkan pada proses model G12. Berikut adalah grafik respon sistem pada uji *open loop* pada proses model G12:

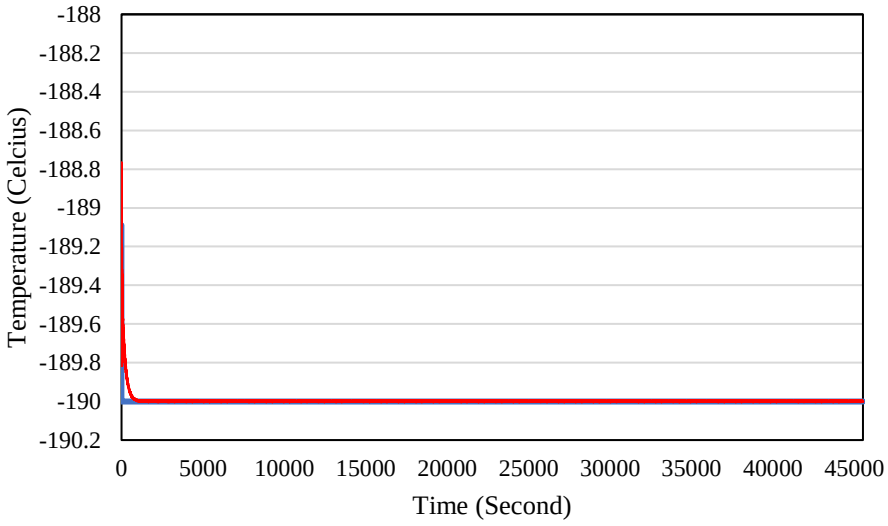


Gambar 4. 3 Uji *Open Loop* G12

Grafik pada Gambar 4.3 yang menunjukkan respon proses model G12 diperoleh dengan memanipulasi bukaan *valve* dari 40% ke 60%. Dari grafik tersebut didapat perhitungan dari parameter FOPDT. Berikut adalah parameter FOPDT yang diperoleh pada sub-sistem ini:

K	: 7.408578
Time Constant	: 1.404241583
Dead Time	: 18.35563413
t63%	: 19.75987572
t28%	: 18.82371466
Gain	: 0.19205

Adapun hasil uji *set point* pada proses model G12 yang didapatkan dengan memanipulasi *set point* dari -188 Celcius ke -190 Celcius. Berikut adalah grafik hasil uji *set point* pada proses model G12:

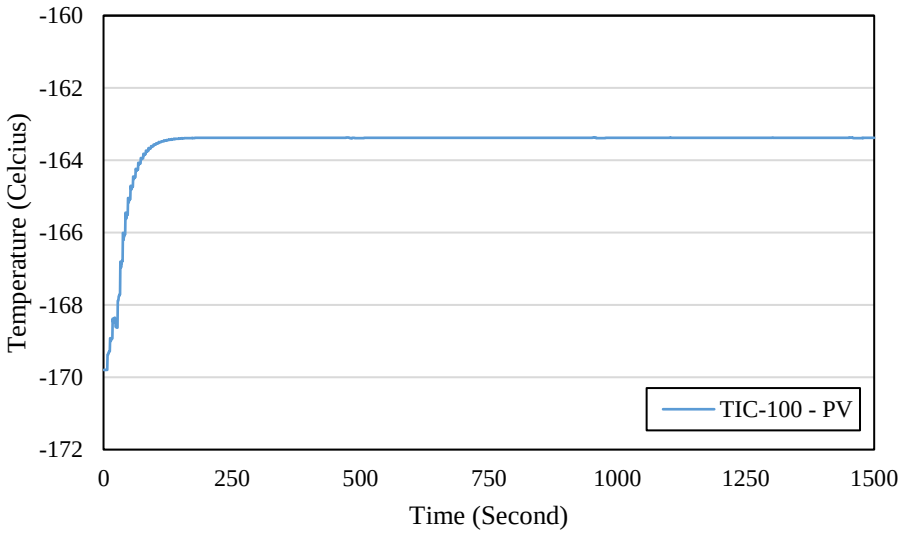


Gambar 4. 4 Uji *Set Point* G12

Grafik yang ditunjukkan pada Gambar 4. 4 menunjukkan respon proses model G12 terhadap perubahan *set point* pada tipe kontrol PID. Pengujian *set point* ini dilakukan bertujuan untuk mendapatkan parameter Tp. Berikut nilai Tp didapat dari grafik respon sistem terhadap *set point* pada proses model G12:

Tp : 24

Adapun hasil pengujian *open loop* dan *set point* yang telah didapatkan pada proses model G21. Berikut adalah grafik respon sistem pada uji *open loop* pada proses model G21:

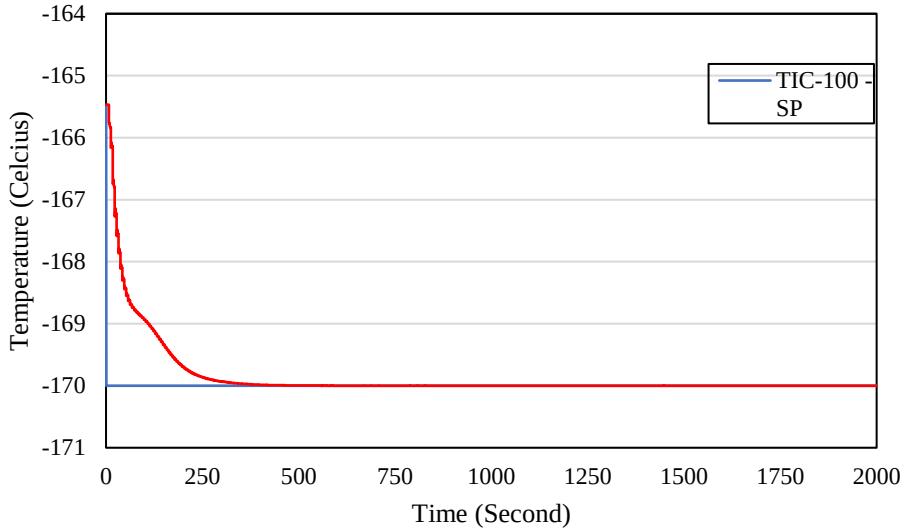


Gambar 4. 5 Uji *Open Loop* G21

Grafik pada Gambar 4.5 yang menunjukkan respon proses model G21 di *stream* awal natural gas diperoleh dengan memanipulasi bukaan *valve* dari 40% ke 50%. Dari grafik tersebut didapat perhitungan dari parameter FOPDT. Berikut adalah parameter FOPDT yang diperoleh pada sub-sistem ini:

K	: 3.927696442
Time Constant	: 22.232876770
Dead Time	: 20.01318742
t63%	: 42.24606419
t28%	: 27.42414634
Gain	: 0.6418

Adapun hasil uji *set point* pada proses model G21 didapatkan dengan memanipulasi *set point* dari -165,47 Celcius ke -170 Celcius. Berikut adalah grafik hasil uji *set point* pada proses model G21:

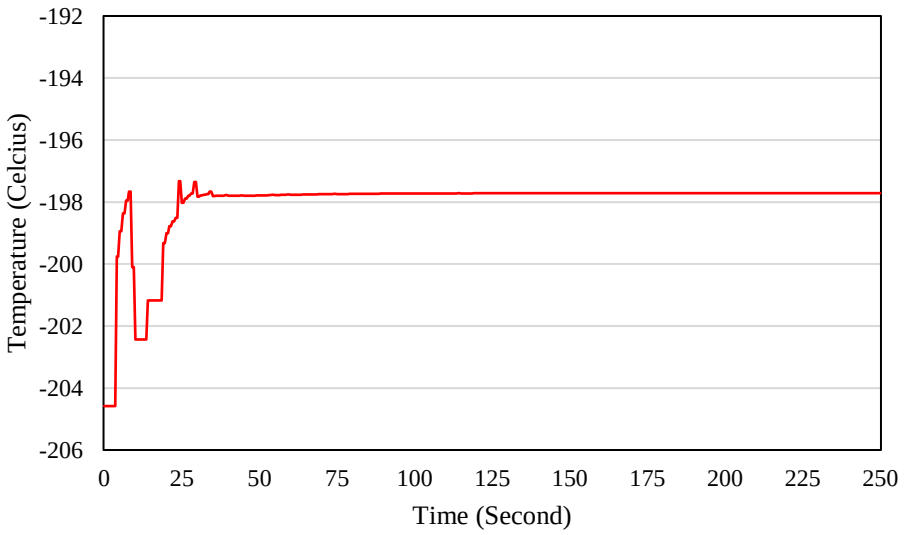


Gambar 4. 6 Uji *Set Point* G21

Grafik yang ditunjukkan pada Gambar 4.6 menunjukkan respon proses model G21terhadap perubahan *set point* pada tipe kontrol PID. Pengujian *set point* ini dilakukan bertujuan untuk mendapatkan parameter Tp. Berikut nilai Tp yang didapat dari grafik respon sistem terhadap *set point* pada proses model G21:

Tp : 8

Adapun hasil pengujian *open loop* dan *set point* yang telah didapatkan pada proses model G22. Berikut adalah grafik respon sistem pada uji *open loop* pada proses model G22:

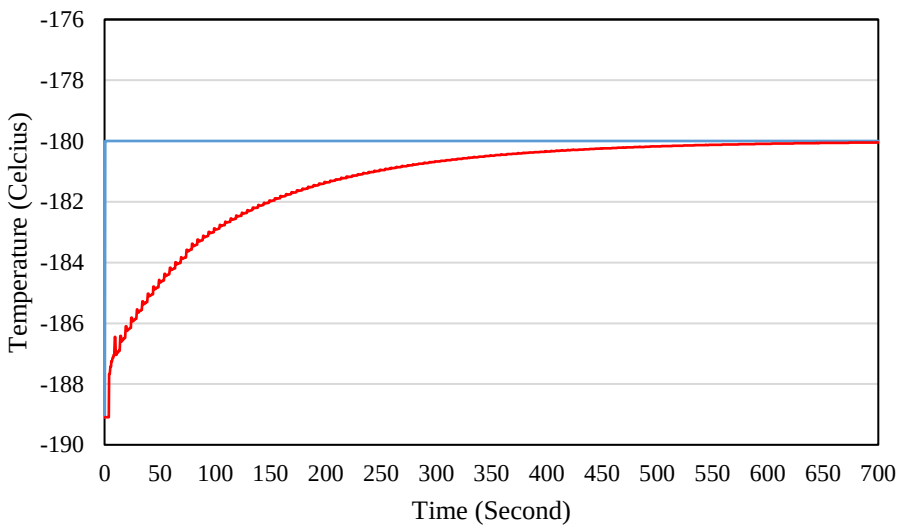


Gambar 4. 7 Uji *Open Loop* G22

Grafik pada Gambar 4.7 yang menunjukkan respon proses model G22 di *stream* awal natural gas diperoleh dengan memanipulasi bukaan *valve* dari 40% ke 50%. Dari grafik tersebut didapat perhitungan dari parameter FOPDT. Berikut adalah parameter FOPDT yang diperoleh pada sub-sistem ini:

K	: 1.656897464
Time Constant	: 6.564608721
Dead Time	: 15.59703159
t63%	: 9.032422871
t28%	: 13.40882869
Gain	: 0.6872

Adapun hasil uji *set point* pada proses model G22 yang didapatkan dengan memanipulasi *set point* dari -189,093 Celcius ke -180 Celcius. Berikut adalah grafik hasil uji *set point* pada proses model G22:



Gambar 4. 8 Uji *Set Point* G22

Grafik yang ditunjukkan pada Gambar 4.8 menunjukkan respon proses model G21terhadap perubahan *set point* pada tipe kontrol PID. Pengujian *set point* ini dilakukan bertujuan untuk mendapatkan parameter Tp. Berikut nilai Tp yang didapat dari grafik respon sistem terhadap *set point* pada proses model G21:

Tp : 500

4.1.2 Desain *Tuning Model Predictive Control*

Adapun desain *Model Predictive Control* (MPC) yang telah berhasil dirancang. Pada penelitian tugas akhir ini MPC berperan sebagai *supervisory control* dimana sistem memiliki 2 *input* dan 2 *output* dengan suhu *stream* LNG dan NG-5 sebagai input atau *Controled Variable* (CV) dan *set point* pada PID sebagai *output*. Terdapat 4 gain yang menjadi *tuning parameter Multivariable Model Predictive Control* (MMPC) (2x2) pada penelitian ini yang didapat dengan melakukan pendekatan parameter *First Order Plus Death Time* (FOPDT) sesuai dengan metode Shridar dan Cooper yang menjabarkan hubungan antar variabel di sistem MCHE. Berikut adalah matriks alih fungsi yang telah didapatkan:

$$\begin{bmatrix} CV_1(s) \\ CV_2(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{19.511e^{-0.342s}}{0.342_s+1} & \frac{7.408e^{-18.355s}}{1.404_s+1} \\ \frac{3.927e^{-20.013s}}{22.232_s+1} & \frac{1.656e^{-15.597s}}{6.564_s+1} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} MV_1(s) \\ MV_2(s) \end{bmatrix} \quad (4.1)$$

Setelah didapatkan matriks alih fungsi dari MMPC (2x2) untuk sistem MCHE pada penelitian tugas akhir kali ini, maka perlu dilakukan uji kestabilan. Untuk melakukan uji kestabilan diperlukan parameter MPC. *Tuning* parameter MPC telah diperoleh menggunakan persamaan (2.16), (2.17), (2.18) sesuai dengan metode Shridar dan Cooper. Namun, jika respon sistem tidak baik atau parameter tidak dapat diterapkan, dapat dilakukan *fine tuning* untuk memperoleh parameter MPC (Shridhar and Cooper, 1998). Berikut adalah parameter MPC, *Sampling Time* (T), *Prediction Horizon* (P) dan *Control Horizon* (M), yang telah diperoleh:

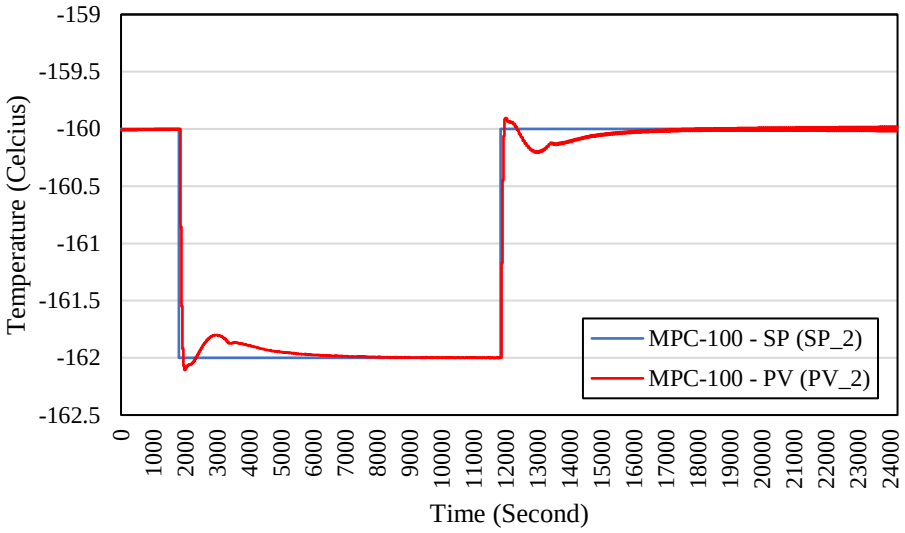
Tabel 4. 1 Tuning Parameter MPC

Tuning Method	T	P	M
Shridar-Cooper	7.455882	52.65681	12.65681
Fine Tuning	7	25	12

Pada metode *fine tuning*, dilakukan pengujian *trial and error* untuk mendapatkan parameter MPC yang menghasilkan respon terbaik. Hasil dari *fine tuning* menunjukkan bahwa *prediction horizon* (P) mengalami penurunan dari 52.65681 ke 25. Hal ini masuk akal dikarenakan jumlah P tidak memiliki pengaruh signifikan terhadap respon sistem dan kualitas pengendalian. Pengurangan nilai parameter P ini juga selaras dengan hasil penelitian Shridar dan Cooper pada tahun 1998 dimana nilai P harus lebih besar dari nilai M Sementara penambahan M akan memperbaiki respon sistem dan kualitas pengendalian dengan signifikan (Zhao *et al.*, 2018), sehingga nilai M tetap dipertahankan mendekati nilai hasil perhitungan. Sementara untuk nilai T sendiri tidak memiliki pengaruh yang signifikan dikarenakan hanya mempengaruhi horizon dari parameter P dan M, hal ini juga selaras dengan pernyataan Shridar dan Cooper pada jurnalnya di tahun 1999 yang menyebutkan bahwa parameter T tidak dipertimbangkan sebagai *tuning parameter*.

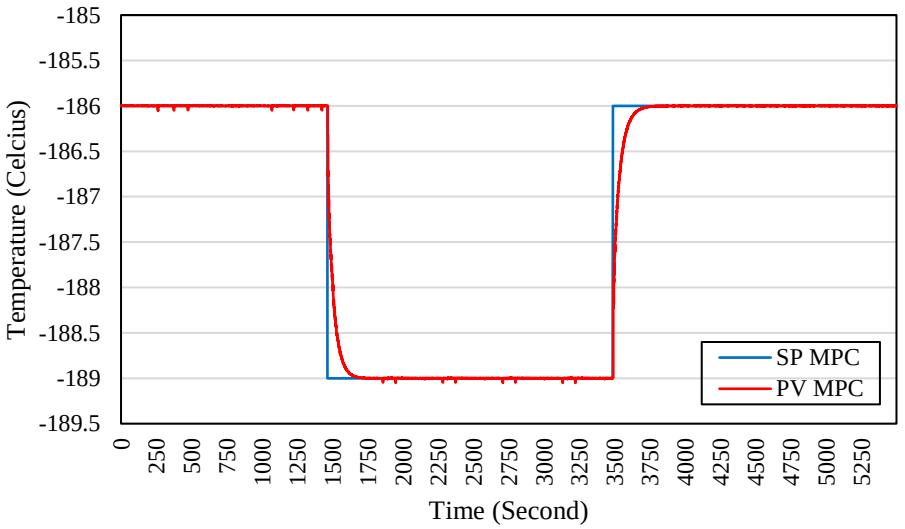
4.2 Uji Kestabilan Sistem

Setelah desain MPC telah berhasil dirancang dan parameter MPC telah diperoleh, selanjutnya diperlukan pengujian respon kestabilan sistem terhadap penerapan MPC. Pengujian kestabilan sistem dilakukan dengan melakukan uji *set point* dan uji *disturbance* pada tipe kontrol MPC dan PID. Tipe PID digunakan untuk membandingkan respon kestabilan sistem terhadap penerapan tipe kontrol antara PID dan MPC. Berikut adalah hasil uji *set point* pada stream LNG (CV1) dan stream NG (CV2) pada MPC dan PID:



Gambar 4. 9 Uji *Set Point* MPC CV1

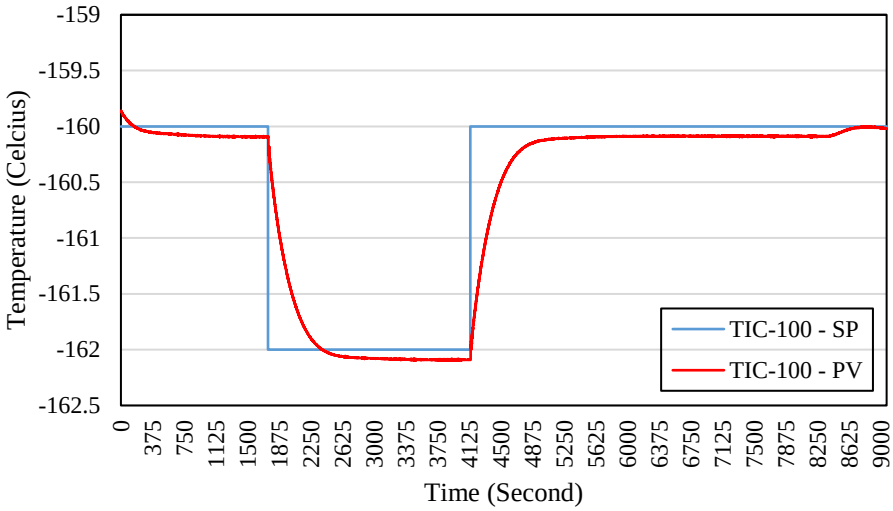
Pengujian *set point* pada CV1 dilakukan dengan merubah *set point* dari -160 Celcius ke -162 Celcius. Seperti yang terlampir pada Gambar 4.9, respon MPC terhadap uji *set point* menunjukkan hasil yang baik ditunjukkan dengan kemampuan MPC dalam mengikuti perubahan set point dan tidak terjadinya fluktuasi yang signifikan. Adapun respon uji *set point* MPC pada CV2, yaitu:



Gambar 4. 10 Uji *Set Point* MPC CV2

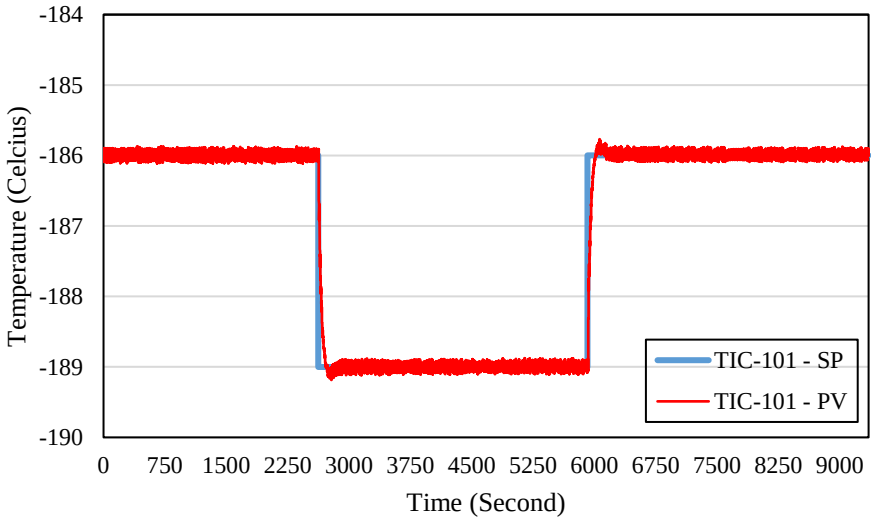
Pengujian *set point* pada CV2 ini dilakukan dengan merubah *set point* dari -186 Celcius ke -189 Celcius. Seperti halnya yang terjadi pada uji *set point* MPC di CV1 yang menunjukkan respon yang baik, hal yang sama juga ditemukan pada pengujian *set point*

MPC di CV2. MPC berhasil menunjukkan kemampuan dalam *tracking set point*. Sementara itu, adapun hasil pengujian set point yang didapatkan pada tipe kontrol PID, yaitu:



Gambar 4. 11 Uji *Set Point* PID CV1

Pengujian *set point* dilakukan sama seperti yang ada pada MPC, untuk CV1 *set point* diubah dari suhu -160 Celcius ke -162 Celcius, sementara untuk CV2 *set point* diubah dari suhu -186 Celcius ke -189 Celcius. Hasil pengujian *set point* PID pada CV1 menunjukkan respon yang cukup namun belum baik. Hal ini dikarenakan tidak tercapainya *set point* walaupun margin PV dan SP sudah relatif rendah. Selain itu, telah diperoleh juga hasil uji *set point* PID untuk CV2, yaitu:



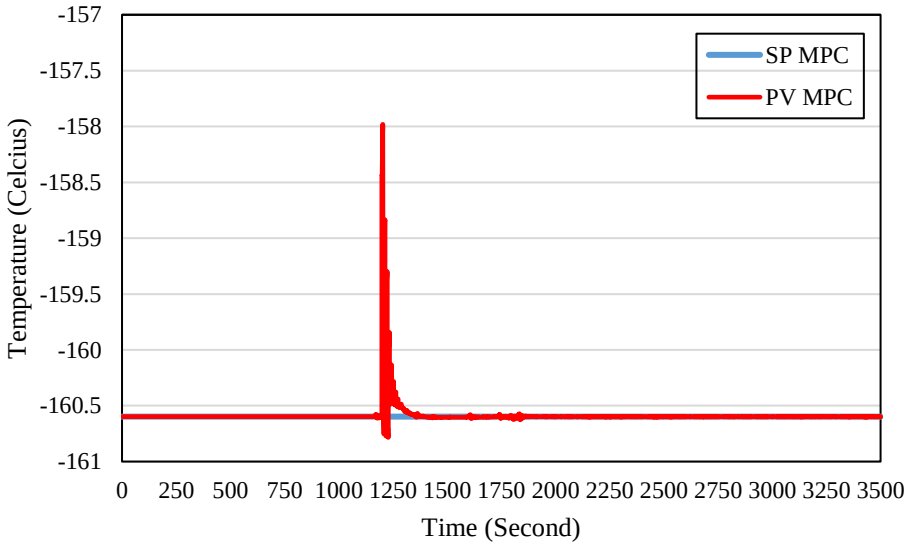
Gambar 4. 12 Uji *Set Point* PID CV2

Pada pengujian *set point* dari tipe kontrol PID di CV2, dapat dilihat bahwa tipe kontrol PID sudah dapat tracking set point walaupun terdapat fluktuasi yang sangat signifikan pada respon sistemnya. Untuk menganalisis lebih dalam terkait perbandingan respon sistem terhadap perubahan *set point* antara tipe kontrol MPC dan PID, dilakukan perhitungan *Integral Absolute Error* (IAE) dan *Error Steady State* (ESS). Hasil perhitungan IAE dan ESS untuk pengujian *set point* adalah sebagai berikut:

Tabel 4. 2 Perbandingan IAE dan ESS Uji *Set Point*

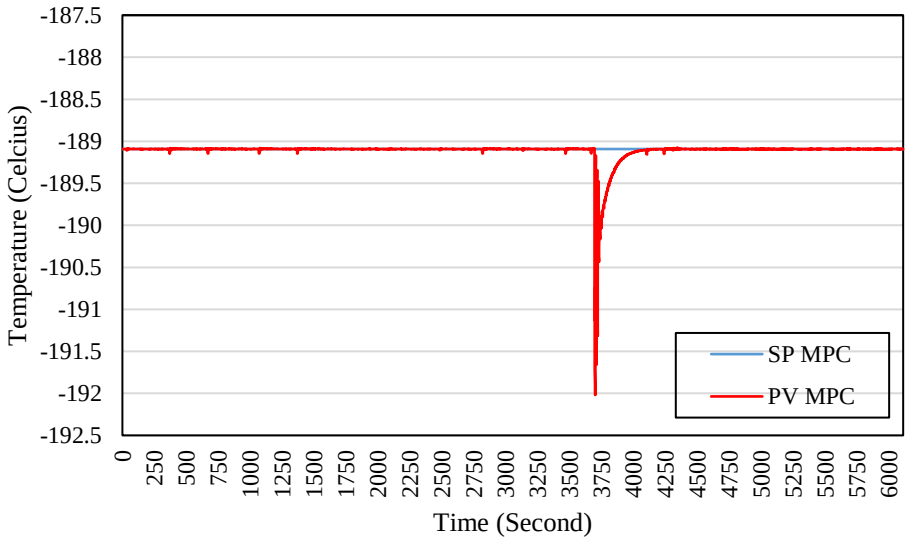
Variable	IAE		ESS		Improvement	Improvement
	PID	MPC	PID	MPC	IAE	ESS
CV1	1478	558.8925	8.89%	0.76%	62.19%	91.47%
CV2	674	224.046	5.08%	0.15%	66.78%	97.07%

Seperti yang ditunjukkan pada Tabel 4.2, MPC menunjukkan kemajuan signifikan pada IAE dan ESS di kedua *controled variable*. MPC mampu mengendalikan sistem dengan lebih baik, ditunjukkan dengan nilai ESS yang berada pada rentang *error* yang ditoleransi yaitu 2% (Tay, Mareels and Moore, 1997). Hal ini masuk akal mengingat sistem yang bersifat *multi input multi output*. Selain itu, adapun pengujian respon kestabilan sistem terhadap gangguan. Variable yang menjadi gangguan pada penelitian tugas akhir ini adalah kenaikan temperature *feed natural gas* sebanyak 5%. Berikut adalah hasil uji *disturbance* MPC pada CV1:



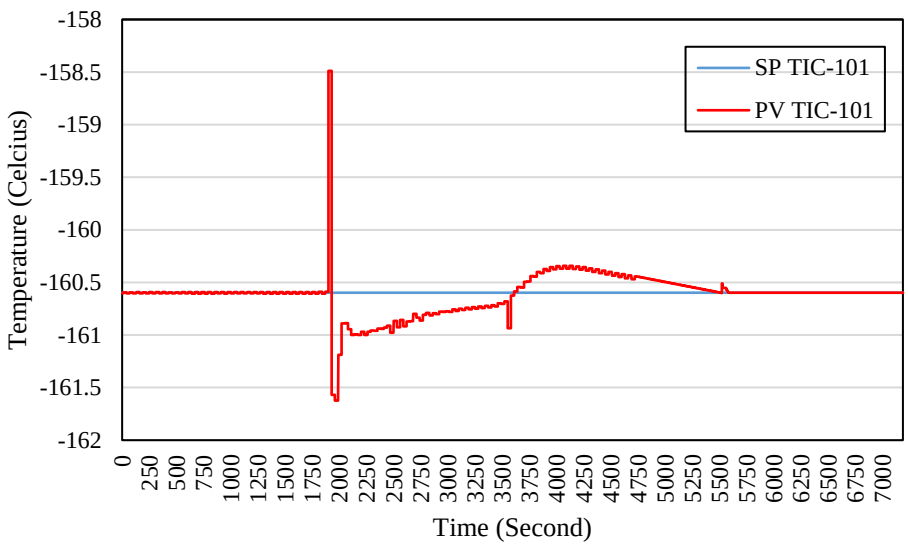
Gambar 4. 13 Uji *Disturbance* MPC CV1

Hasil pengujian *disturbance* pada MPC di CV1 seperti yang ditunjukkan pada Gambar 4.13 memperlihatkan bahwa MPC dapat menangani disturbance dengan baik walaupun terdapat *overshoot* yang cukup tinggi sampai titik -158 Celcius pada awal pemberian *disturbance*. Selain itu adapun hasil pengujian *disturbance* MPC pada CV2, yaitu:



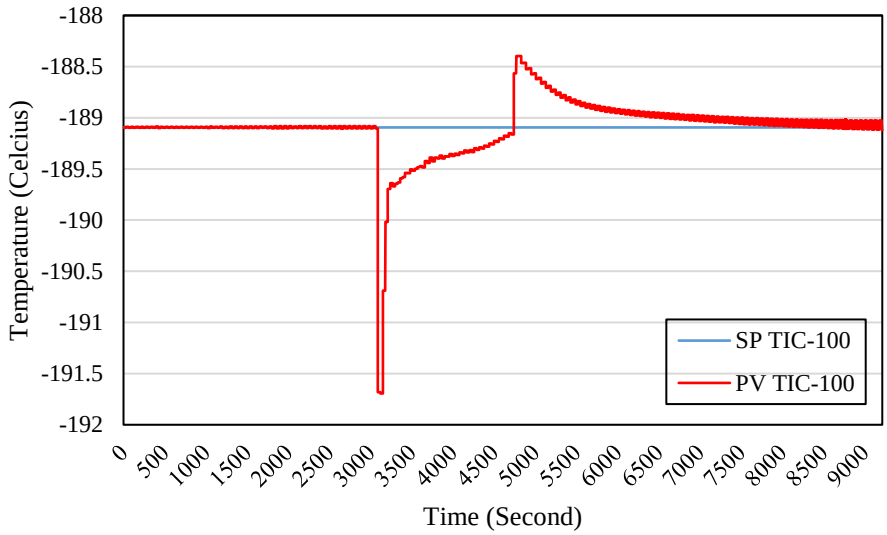
Gambar 4. 14 Uji *Disturbance* MPC CV2

Hasil pengujian *disturbance* pada MPC seperti yang ditunjukkan pada Gambar 4.14 menunjukkan hal yang sama dengan yang terjadi pada pengujian *disturbance* MPC di CV1. Terdapat fluktuasi yang cukup tinggi pada awal pemberian *disturbance* hingga mencapai titik -192 Celcius, namun fluktuasi tersebut dapat ditangani dengan cepat dan respon sistem kembali stabil dalam waktu yang relatif singkat. Selain itu, telah diperoleh juga hasil pengujian *disturbance* PID pada CV1, yaitu:



Gambar 4. 15 Uji *Disturbance* PID CV1

Telah dilakukan pengujian *disturbance* tipe kontrol PID pada CV1, hasil pengujian *distrubance* menunjukkan fluktuasi yang signifikan dengan maksimum *overshoot* berada pada titik -158,5 Celcius (0.5 derajat lebih besar dibandingkan respon MPC) dan membutuhkan respon yang lebih lama untuk kembali ke kondisi stabil seperti yang ditunjukkan pada Gambar 4.15. Adapun hasil pengujian *disturbance* tipe kontrol PID di CV2 yang telah didapatkan, yaitu:



Gambar 4. 16 Uji *Disturbance* PID CV2

Seperti halnya yang terjadi pada hasil uji *disturbance* tipe kontrol PID pada CV1, fluktuasi yang cukup besar juga terjadi pada respon sistem uji *disturbance* PID pada CV2 dengan titik tertinggi berkisar -188,5 Celcius dan titik terendah berada di -191.7 Celcius.

Selain itu, untuk menganalisis lebih dalam perbandingan respon sistem hasil uji *disturbance* antara MPC dan PID, telah dihitung perbandingan nilai IAE dan ESS pada kedua tipe kontrol. Berikut adalah hasil perbandingannya:

Tabel 4. 3 Perbandingan IAE dan ESS Uji *Distrubance*

Variable	IAE		ESS		Improvement	Improvement
	PID	MPC	PID	MPC	IAE	ESS
CV1	799.4356	49.075	1.86%	0.21%	93.86%	88.88%
CV2	1369.792	147.2665	5.18%	0.19%	89.25%	96.36%

Seperti yang dapat dilihat di Tabel 4.3, MPC juga mampu meningkatkan kualitas respon sistem dengan sangat baik ditunjukkan dengan peningkatan signifikan pada parameter IAE dan ESS. Hal ini selaras dengan landasan teori yang menyebutkan bahwa MPC memiliki kemampuan yang baik dalam menangani gangguan/*disturbance*. Dengan membandingkan nilai ESS, dapat dilihat bahwa MPC mampu mengendalikan sistem dengan lebih baik, ditunjukkan dengan nilai ESS yang berada pada rentang *error* yang ditoleransi yaitu 2% (Tay, Mareels and Moore, 1997). Berdasarkan grafik respon hasil pengujian kestabilan, dapat dilihat juga bahwa penerapan MPC pada sistem menunjukkan dampak yang positif terhadap respon perubahan *set point* dan respon sistem terhadap *gangguan*.

BAB V
KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Adapun kesimpulan yang didapat dari penelitian tugas akhir ini, yaitu:

a. Desain *Model Predictive Control* telah berhasil diterapkan pada *Main Cryogenic Heat Exchanger* pada proses *Liquified Natural Gas* dengan teknologi APC C3MR. Pada penelitian ini, nantinya MPC akan berperan sebagai supervisory control yang akan mengeluarkan sinyal kontrol berupa set point kepada pengendali PID sebagai regulatory control. Desain MPC memiliki 2 input yaitu *process variable* dari LNG (CV1) dan NG (CV2), serta 2 *ouput* yaitu *set point* ke pengendali PID. Terdapat dua pengendali PID dimana pengendali PID pertama akan mengendalikan CV1 dengan *Manipulated Variable* berupa bukaan *throttle valve 1* dan pengendali PID kedua akan mengendalikan CV2 dengan *Manipulated Variable* berupa bukaan *throttle valve* 2. Process model untuk DMC MPC juga sudah diperoleh menggunakan pendekatan FOPDT dan tuning parameter berhasil dilakukan. Dengan menggunakan persamaan (2.16) sampai (2.18) telah dapatkan nilai *tuning parameter* MPC senilai *Sampling Time* (T) = 7, *Prediction Horizon* (P) = 25, dan *Control Horizon* (M) =12.

b. Pengujian respon kestabilan sistem dengan melakukan pengujian perubahaan *set point* dan pengujian *disturbance* telah dilaksanakan. Hasil pengujian menunjukkan bahwa MPC memberikan dampak yang baik terhadap respon kestabilan sistem ditunjukkan dengan hasil grafik respon yang baik serta kemajuan signifikan pada nilai parameter *Integral Absolute Error* (IAE) dan *Error Steady State* (ESS) dibandingkan dengan tipe kontrol PID. MPC mampu memberi peningkatan pada parameter IAE pada pengujian *disturbance* sebesar 93,86% pada CV1 dan 89,25% pada CV2, dan 62,19% pada CV1 dan 66,78% di pengujian *disturbance* dibandingkan parameter PID. Sementara untuk parameter ESS, MPC mampu memberikan peningkatan sebesar 91,47% pada CV1 dan 97,07% pada CV2 di pengujian *set point*. Selain itu, pada pengujian *disturbance* MPC juga mampu memberikan peningkatan sebesar

5.2 Saran

Adapun saran yang dapat diberikan pada penelitian tugas akhir ini, yaitu:

a. Penempatan tipe kontrol lebih luas pada *Model Predictive Control* dengan memaksimalkan *manipulated variable* dan *controled variable* lain seperti kecepatan kompressor, dan sebagainya.

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR PUSTAKA

Bolton, W. (2015) 'System Response', *Instrumentation and Control Systems*, pp. 213–239. doi: 10.1016/b978-0-08-100613-9.00010-9.

Chen, D. and Seborg, D. E. (2002) 'PI/PID controller design based on direct synthesis and disturbance rejection', *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 41(19), pp. 4807–4822. doi: 10.1021/ie010756m.

Hatcher, P., Khalilpour, R. and Abbas, A. (2012) 'Optimisation of LNG mixed-refrigerant processes considering operation and design objectives', *Computers and Chemical Engineering*, 41, pp. 123–133. doi: 10.1016/j.compchemeng.2012.03.005.

Kuppan Thulukkanam (2013) *Heat Exchangers: Introduction, Classification, and Selection, Heat Exchanger Design Handbook*.

Levine, W. S. (2010) 'The Control Handbook: Control System Applications', pp. 1–883. Available at: http://books.google.com/books?hl=en&lr=&id=77aBY6NCIqAC&oi=fnd&pg=PA3&dq=Control+System+Applications&ots=cey7WmFdAx&sig=S2wTXf-WvMb6y2Cp_oKdrN9TqcE%0Ahttp://books.google.com/books?hl=en&lr=&id=77aBY6NCIqAC&oi=fnd&pg=PA3&dq=Control+system+applications&ots=.

Mokhatab, S. *et al.* (2013) *Handbook of Liquefied Natural Gas, Handbook of Liquefied Natural Gas*. doi: 10.1016/C2011-0-07476-8.

Mokhatab, S., Poe, W. A. and Mak, J. Y. (2018) *Handbook of natural gas transmission and processing: Principles and practices, Handbook of Natural Gas Transmission and Processing: Principles and Practices*. doi: 10.1016/C2017-0-03889-2.

Nugroho, H. (2004) 'Pengembangan Industri Hilir Gas Bumi Indonesia : Tantangan Dan Gagasan', *Perencanaan Pembangunan No. IX*, (22), pp. 1–25.

Panjaitan Susianto; Altway, Ali; Sembiring, Samuel, R. L. S. (2019) 'Pemanfaatan Gas Alam Sebagai Lpg (Liquified Petroleum Gas)', *Jurnal Teknik ITS*, 8(Vol 8, No 2 (2019)), pp. F206–F211. Available at: http://ejurnal.its.ac.id/index.php/teknik/article/view/47079.

Shridhar, R. and Cooper, D. J. (1998) 'A tuning strategy for unconstrained multivariable model predictive control', *Industrial and Engineering Chemistry Research*,

37(10), pp. 4003–4016. doi: 10.1021/ie980202s.

Smil, V. (2015) ‘Natural Gas- Fuel for the 21st Century’, *Wiley*, p. 310.

Tay, T. T., Mareels, I. M. Y. and Moore, J. B. (1997) *High Performance Control*. doi: 10.1007/978-1-4612-1786-2.

Thirumarimurugan, M., Kannadasan, T. and Ramasamy, E. (2008) ‘Performance analysis of shell and tube heat exchanger using miscible system’, *American Journal of Applied Sciences*, 5(5), pp. 548–552. doi: 10.3844/ajassp.2008.548.552.

Wang, M., Khalilpour, R. and Abbas, A. (2013) ‘Operation optimization of propane precooled mixed refrigerant processes’, *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 15, pp. 93–105. doi: 10.1016/j.jngse.2013.09.007.

Widodo, A. (2016) ‘Optimasi Kondisi Operasi Proses Pencairan Gas Alam Dengan Menggunakan Algoritma Genetika Natural Gas Liquefaction Process With Thermodynamics Approach Analysis Using Genetic Algorithm’.

Wuryanti, S. (2016) ‘Neraca Massa Dan Energi’, *Politeknik Negeri Bandung*, p. 66.

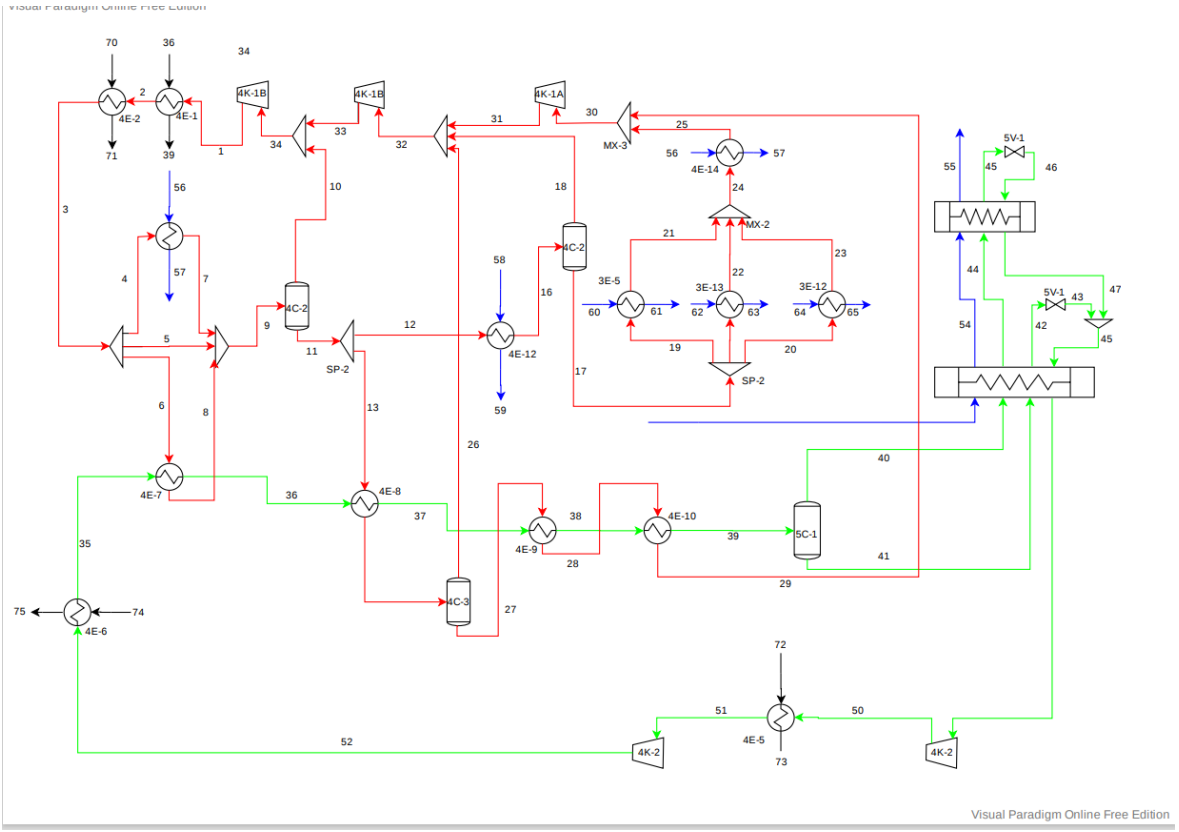
Zhang, X., Myhrvold, N. P. and Caldeira, K. (2014) ‘Key factors for assessing climate benefits of natural gas versus coal electricity generation’, *Environmental Research Letters*, 9(11). doi: 10.1088/1748-9326/9/11/114022.

Zhao, S. *et al.* (2018) ‘Effect of control horizon in model predictive control for steam/water loop in large-scale ships’, *Processes*, 6(12), pp. 1–14. doi: 10.3390/pr6120265.

Zhichao, Z., Mingxing, B. and Xiaona, C. (2015) ‘The Advantages and Prospects of Liquefied Natural Gas (LGN)’, *Studies in Sociology of Science*, 6(5), pp. 19–25. doi: 10.3968/7751.

LAMPIRAN

A. *Process Flow Diagram* (PFD) Sistem



Gambar A- 1 PFD Sistem

Tabel A- 1 Data PFD *Plant Liquefaction Natural Gas* C3MR

Name	NG-1	NG-2	C3-2-MR	C3-1	C3-3-NG
Vapour Fraction	1.00	1.00	0.0000	0.0000	0.2114
Temperature ©	1.66	-17.60	30	30	0.6625
Pressure (kPa)	3950.00	3900.00	1081	1081	483.2
Molar Flow (kgmole/h)	60000.00	60000.00	6.86E+04	8.21E+04	1.35E+04
Mass Flow (kg/h)	1.06E+06	1.06E+06	3.02E+06	3.62E+06	5.97E+05
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	3323.00	3323.00	5966	7144	1178
Heat Flow (kj/h)	-4539000000.00	-4589000000.00	-8.19E+09	-9.80E+12	-1.62E+12
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-75660.00	-76480.00	-1.19E+05	-1.19E+05	-1.19E+05
Name	C3-4-NG	C3-6-NG	C3-5-NG	C3-17	C3-18
Vapour Fraction	0.5353	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature ©	-0.0213	-0.0213	-0.0213	14.99	54.93
Pressure (kPa)	473.2	473.2	473.2	473.2	1091*

Molar Flow (kgmole/h)	13540000	6293	7248	82090000	82090000
Mass Flow (kg/h)	597100000	277500000	319600000	3620000000	3620000000
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	1178	547.7	630.8	7144	7144
Heat Flow (kj/h)	-1545000000000	-774000000000	-770800000000	-8637000000000	-8435000000000
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-114100000	-123000000	-106400000	-105200000	-102800000
Name	C3-3-MR	C3-4-MR	MR-2	MR-1	MR-3
Vapour Fraction ©	0.2114	0.3882	1.0000	1.0000	0.7828
Temperature	0.6625	-24.5200	1.6900	30.00*	-17.59
Pressure (kPa)	483.2	473.2	4740	4790	4690
Molar Flow (kgmole/h)	6.86E+07	6.86E+07	1.17E+08	1.17E+08	1.17E+08
Mass Flow (kg/h)	3.02E+09	3.02E+09	2.80E+09	2.80E+09	2.80E+09
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	5966	5966	7808	7808	7808
Heat Flow (kj/h)	-8.19E+12	-7.99E+12	-9.03E+12	-8.83E+12	-9.33E+12

Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.19E+08	-1.17E+08	-7.71E+07	-7.54E+07	-7.96E+07
Name	C3-7-MR	C3-8-MR	C3-8-NG	C3-9-NG	C3-11-NG
Vapour Fraction ©	1.14E-01	5.19E-01	5.65E-01	1.00E+00	9.45E-02
Temperature	-1.86E+01	-1.97E+01	-1.97E+01	-1.97E+01	-3.70E+01
Pressure (kPa)	2.57E+02	2.47E+02	2.47E+02	2.47E+02	126.3*
Molar Flow (kgmole/h)	4.19E+07	4.19E+07	6.29E+03	3.56E+03	2.74E+03
Mass Flow (kg/h)	1.85E+09	1.85E+09	2.78E+08	1.57E+08	1.21E+08
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	3.65E+03	3.65E+03	5.48E+02	3.10E+02	2.38E+02
Heat Flow (kj/h)	-5.16E+09	-4.86E+12	-7.24E+11	-3.82E+11	-3.42E+11
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.23E+08	-1.16E+08	-1.15E+08	-1.07E+08	-1.25E+08
Name	C3-11-MR	C3-15	C3-16	MR-4	C3-12-MR
Vapour Fraction ©	9.45E-02	1.00E+00	1.00E+00	4.51E-01	1.00E+00
Temperature	-3.70E+01	-4.01E+00	2.53E+01	-3.57E+01	-1.96E+01
Pressure (kPa)	1.26E+02	2.47E+02	4.73E+02	4.64E+03	1.16E+02

l

Molar Flow (kgmole/h)	2.02E+07	4.82E+07	4.82E+07	1.17E+08	2.02E+07
Mass Flow (kg/h)	8.89E+08	2.13E+09	2.13E+09	2.77E+09	8.89E+08
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	1.76E+03	4.20E+03	4.20E+03	7.81E+03	1.76E+03
Heat Flow (kj/h)	-2.52E+12	-5.13E+12	-5.04E+12	-9.69E+12	-2.13E+12
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.25E+08	-1.06E+08	-1.04E+08	-8.27E+07	-1.07E+08
Name	C3-12-NG	C3-14	C3-13	MR-15	MR-14
Vapour Fraction ©	1.00E+00	1.00E+00	1.00E+00	1.00E+00	1.00E+00
Temperature	-2.23E+01	1.27E+01	-2.00E+01	8.15E+01	-38.34
Pressure (kPa)	1.16E+02	2.47E+02	1.16E+02	2.30E+03	4.40E+02
Molar Flow (kgmole/h)	2.74E+03	2.29E+07	2.29E+07	1.17E+08	1.17E+08
Mass Flow (kg/h)	1.21E+08	1.01E+09	1.01E+09	2.77E+09	2.77E+09
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	2.38E+02	1.99E+03	1.99E+03	7.81E+03	7.81E+03
Heat Flow (kj/h)	-2.94E+11	-2.41E+12	-2.46E+12	-8.42E+12	-8.99E+12

Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.07E+08	-1.05E+08	-1.07E+08	-7.19E+07	-7.68E+07
Name	MR-5-L	MR-5-V	MR-6-L	MR-6-V	MR-11
Vapour Fraction ©	0.00E+00	1.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	1.49E-01
Temperature	-3.57E+01	-3.57E+01	-1.34E+02	-1.34E+02	-1.35E+02
Pressure (kPa)	4.64E+03	4.64E+03	4.14E+03	4.14E+03	4.90E+02
Molar Flow (kgmole/h)	6.43E+07	5.28E+07	6.43E+07	5.28E+07	1.17E+08
Mass Flow (kg/h)	1.67E+09	1.13E+09	1.67E+09	1.13E+09	2.77E+09
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	4.71E+03	3.10E+03	4.71E+03	3.10E+03	7.81E+03
Heat Flow (kj/h)	-5.93E+12	-3.78E+12	-6.39E+12	-4.31E+12	-1.06E+13
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-9.23E+07	-7.11E+07	-9.93E+07	-8.20E+07	-9.07E+07
Name	NG-5	NG-6	MR-7-V	MR-7-L	MR-10-V
Vapour Fraction ©	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	1.76E-02	3.23E-01
Temperature	-1.34E+02	-1.57E+02	-1.57E+02	-1.34E+02	-1.40E+02
Pressure (kPa)	3.35E+03	2.85E+03	3.64E+03	4.90E+02	4.90E+02

Molar Flow (kgmole/h)	6.00E+04	6.00E+04	5.28E+07	6.43E+07	5.28E+07
Mass Flow (kg/h)	1.06E+09	1.06E+09	1.13E+09	1.67E+09	1.13E+09
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	3.32E+03	3.32E+03	3.10E+03	4.71E+03	3.10E+03
Heat Flow (kj/h)	-5.25E+12	-5.33E+12	-4.38E+12	-6.39E+12	-4.23E+12
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-8.76E+07	-8.89E+07	-8.30E+07	-9.93E+07	-8.02E+07
Name	MR-8-V	MR-9-V	MR-12	C3-2-NG	C3-5-MR
Vapour Fraction ©	3.16E-02	3.16E-02	1.50E-01	0.00E+00	1.00E+00
Temperature	-1.58E+02	-1.58E+02	-1.35E+02	3.00E+01	-2.45E+01
Pressure (kPa)	5.40E+02	5.40E+02	4.90E+02	1.08E+03	4.73E+02
Molar Flow (kgmole/h)	5.28E+07	5.28E+07	1.17E+08	1.35E+07	2.66E+07
Mass Flow (kg/h)	1.13E+09	1.13E+09	2.80E+09	5.97E+08	1.17E+09
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	3.10E+03	3.10E+03	7.81E+03	1.18E+03	2.32E+03
Heat Flow (kj/h)	-4.38E+12	-4.38E+12	-1.06E+13	-1.62E+12	-2.83E+12

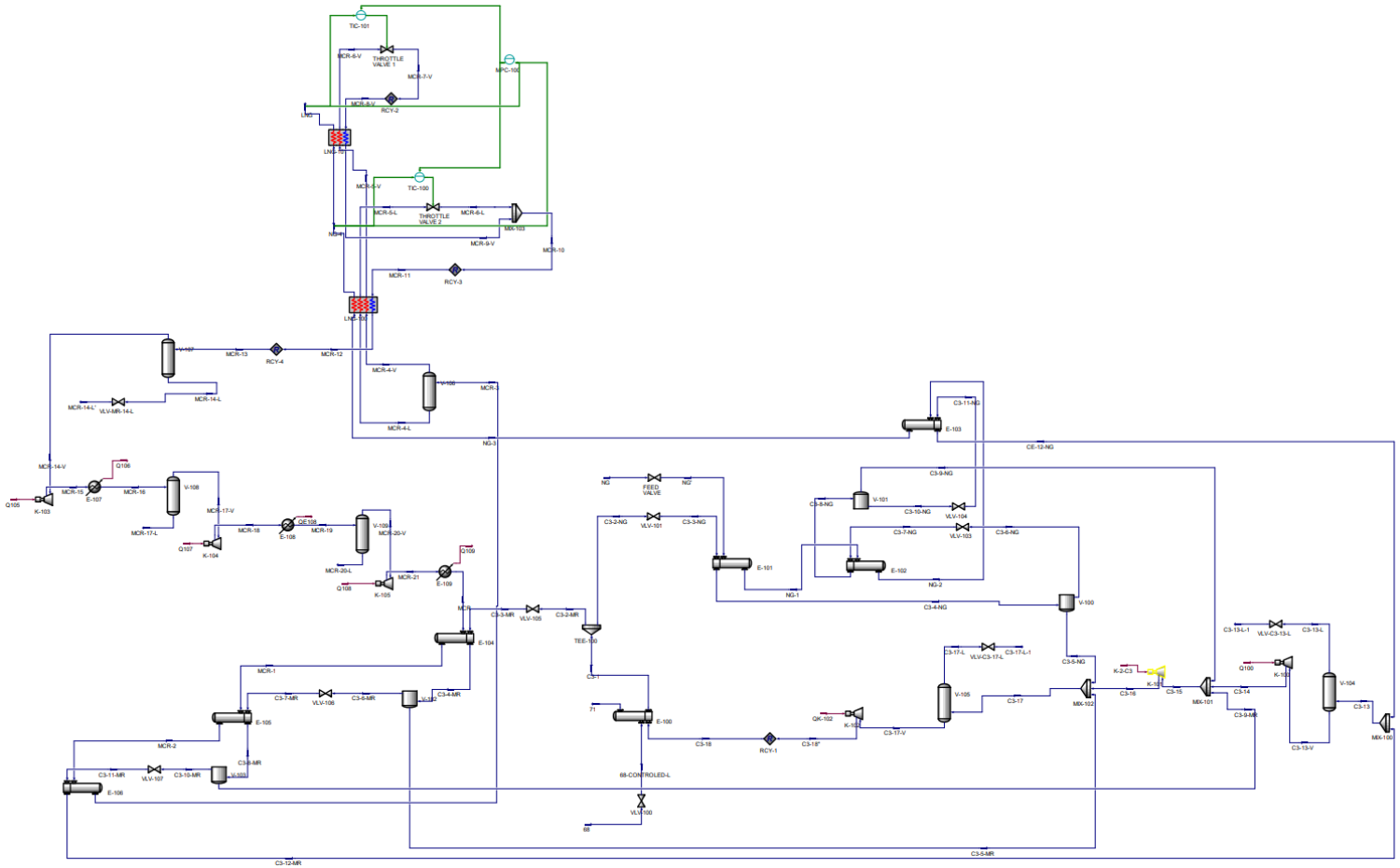
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-8.30E+07	-8.30E+07	-9.07E+07	-1.19E+08	-1.06E+08
Name	C3-6-MR	C3-7-NG	C3-10-MR	C3-10-NG	C3-9-MR
Vapour Fraction ©	0.00E+00	1.14E-01	0.00E+00	0.00E+00	1.00E+00
Temperature	-2.45E+01	-1.86E+01	-1.97E+01	-1.97E+01	-1.97E+01
Pressure (kPa)	4.73E+02	256.8*	2.47E+02	2.47E+02	2.47E+02
Molar Flow (kgmole/h)	4.19E+07	6.29E+03	2.02E+07	2.74E+03	2.18E+07
Mass Flow (kg/h)	1.85E+09	2.78E+08	8.89E+08	1.21E+08	9.60E+08
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	3.65E+03	5.48E+02	1.76E+03	2.38E+02	1.90E+03
Heat Flow (kj/h)	-5.16E+12	-7.74E+11	-2.52E+12	-3.42E+11	-2.34E+12
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.23E+08	-1.23E+08	1.25E+08	-1.25E+08	-1.07E+08
Name	MR-13	NG feed	NG-3	MR-16	MR-17
Vapour Fraction ©	1.00	1.00E+00	1.00E+00	1.00E+00	1.00E+00
Temperature	-38.34	30.00*	-3.58E+01	30.00*	6.15E+01
Pressure (kPa)	440.20	4.00E+03	3.85E+03	2.29E+03	3.38E+03

Molar Flow (kgmole/h)	1.17E+05	6.00E+04	6.00E+04	1.17E+05	1.17E+05
Mass Flow (kg/h)	2796000.00	1.06E+06	1.06E+06	2.80E+06	2.80E+06
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	7808.00	3.32E+03	3.32E+03	7.81E+03	7.81E+03
Heat Flow (kj/h)	-8989000000.00	-4.47E+09	-4.64E+09	-8.72E+09	-8.58E+09
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-76760.00	-7.45E+04	-7.73E+04	-7.45E+04	-7.32E+04
Name	MR-18	MR-19	Q-102	Q-103	Q-101
Vapour Fraction ©	1	1	_	_	_
Temperature	30	58.64	_	_	_
Pressure (kPa)	3373	4800	_	_	_
Molar Flow (kgmole/h)	1.17E+05	1.17E+05	_	_	_
Mass Flow (kg/h)	2.80E+06	2.80E+06	_	_	_
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	7808	7808	_	_	_
Heat Flow (kj/h)	-8.77E+09	-8.65E+09	2.03E+08	1.37E+09	9.08E+07
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-7.49E+04	-7.38E+04	_	_	_

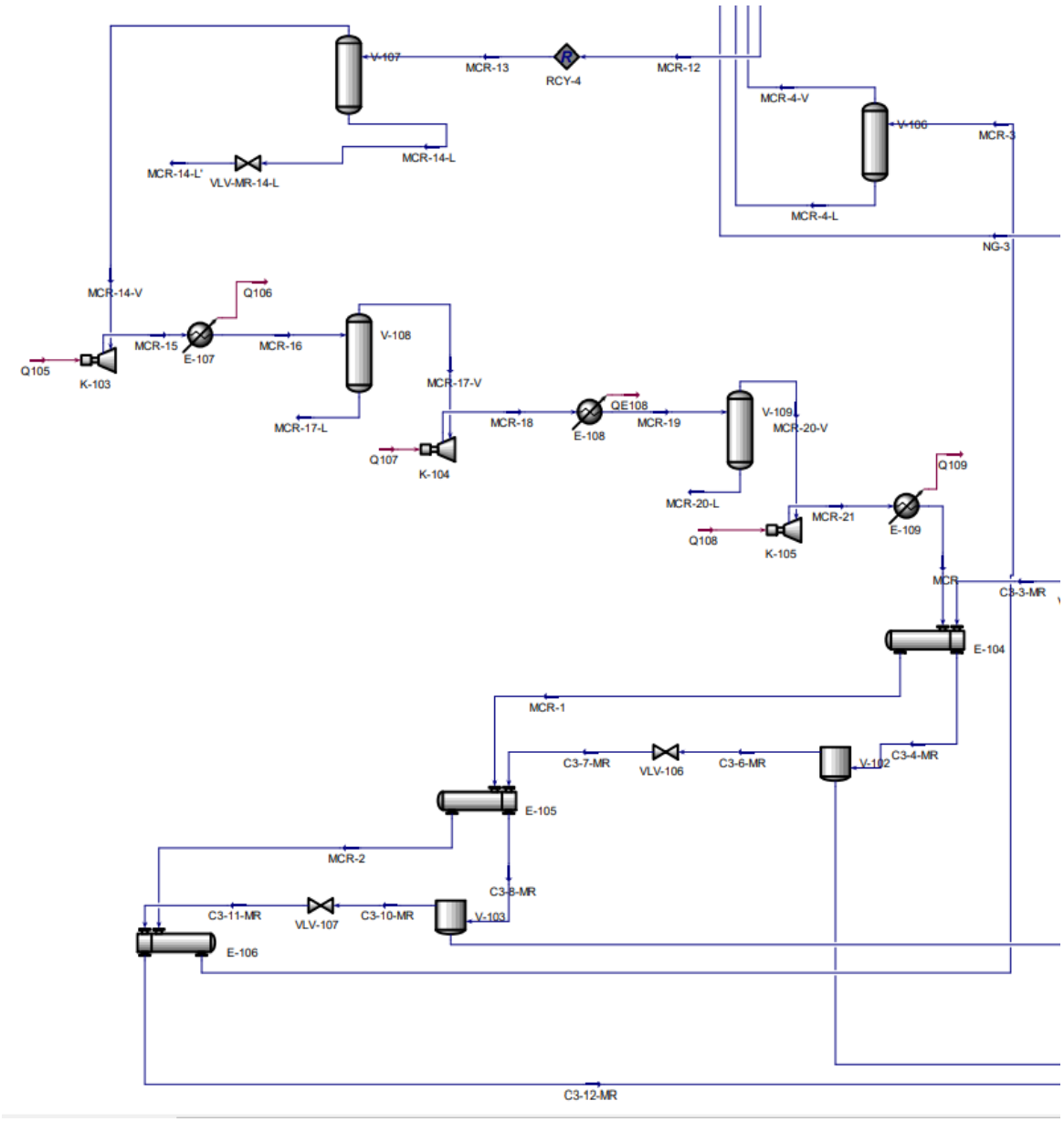
Name	Q-100	Q-104	Q-109	Q-107	Q-105
Vapour Fraction ©	_	_	_	_	_
Temperature	_	_	_	_	_
Pressure (kPa)	_	_	_	_	_
Molar Flow (kgmole/h)	_	_	_	_	_
Mass Flow (kg/h)	_	_	_	_	_
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	_	_	_	_	_
Heat Flow (kj/h)	4.88E+07	5.68E+08	1.87E+08	1.91E+08	3.00E+08
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	_	_	_	_	_
Name	Q-108	Q-106			
Vapour Fraction ©	_	_			
Temperature	_	_			
Pressure (kPa)	_	_			
Molar Flow (kgmole/h)	_	_			
Mass Flow (kg/h)	_	_			
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	_	_			

Heat Flow (kj/h)	1.23E+08	1.44E+08			
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	_	_			

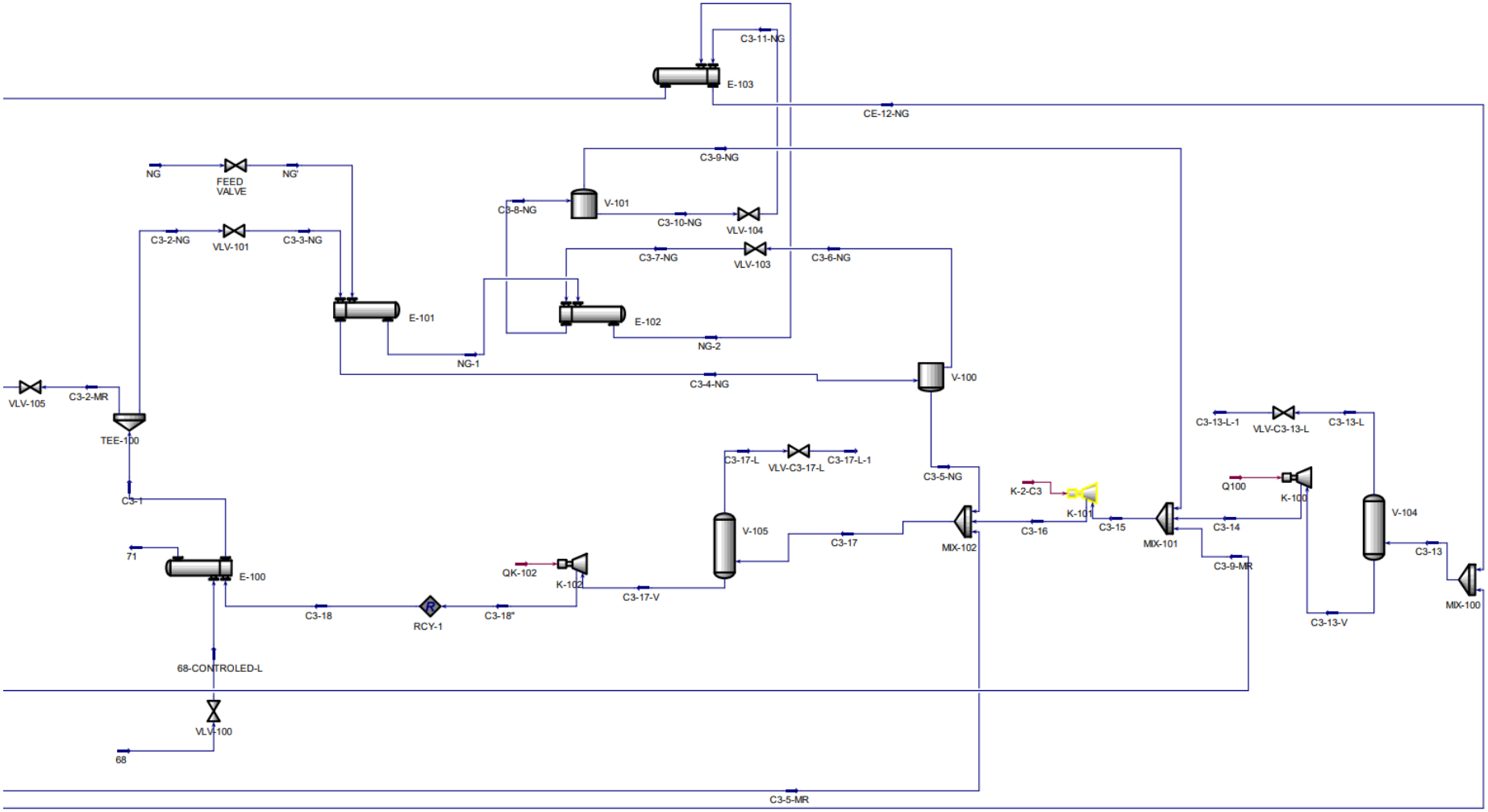
B. Permodelan HYSYS



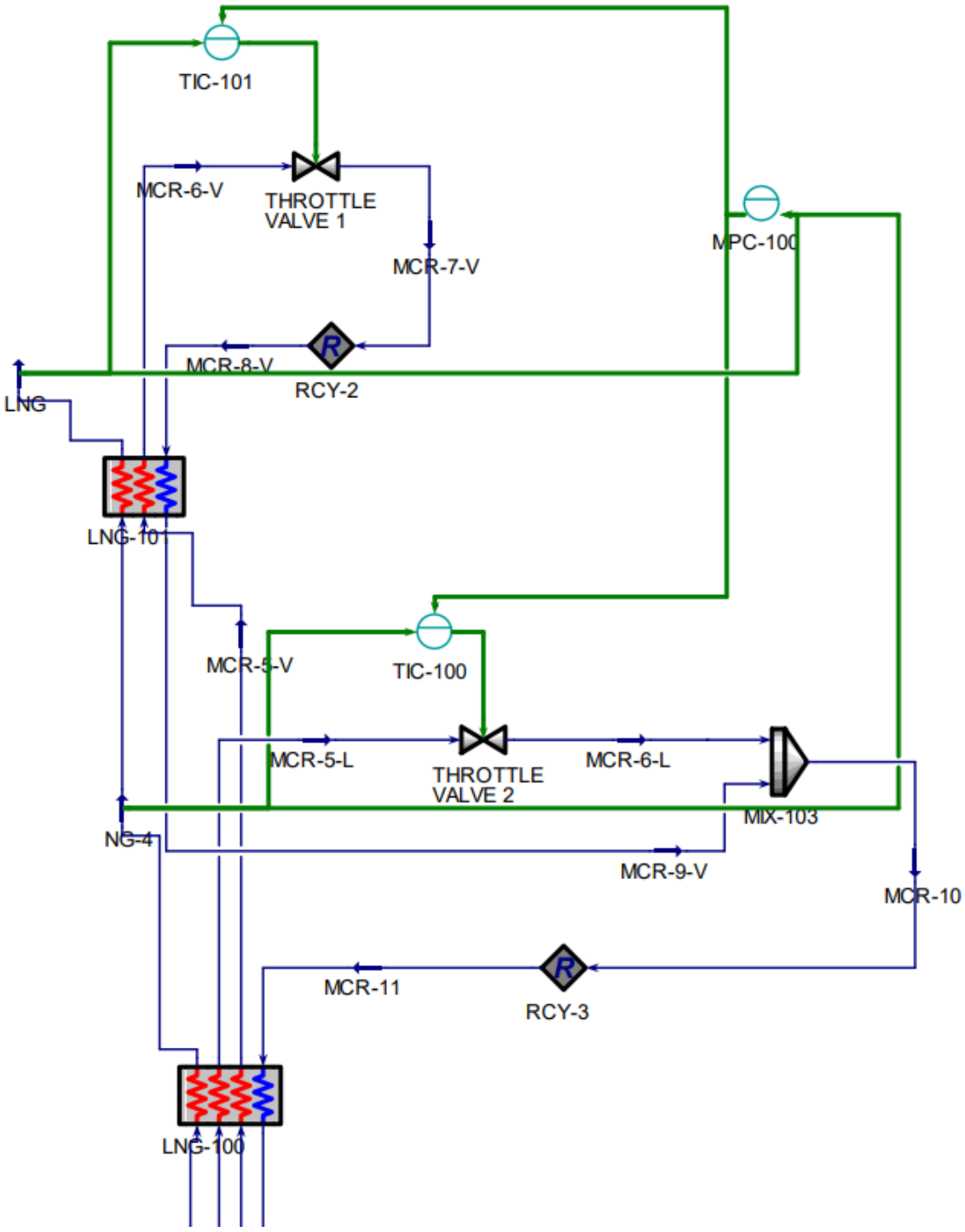
Gambar B- 1 Permodelan Seluruh Sistem



Gambar B- 2 Permodelan Pendinginan MCR



Gambar B- 3 Permodelan Pendinginan *Natural Gas*



Gambar B- 4 Permodelan MCHE

Halaman ini sengaja dikosongkan

BIODATA PENULIS

Penulis bernama lengkap M. Razan Ridho Fauzi yang akrab disapa Razan. Penulis merupakan anak pertama dari tiga bersaudara. Lahir di kota Bandung pada tanggal 18 April 1999, penulis menempuh pendidikan di SDN Tugu 10 lulus pada tahun 2011, SMPIT Nurul Fikri dan lulus pada tahun 2014, dan SMAN 1 Depok lulus pada tahun 2017. Pendidikan sarjana ditempuh di Jurusan Teknik Fisika ITS melalui jalur PKM Mandiri pada tahun 2017. Selama aktif menjadi mahasiswa, penulis bergabung dalam kepanitiaan EPW sebagai Koordinator Divisi Sponsorship. Selain aktif dalam berorganisasi, penulis juga aktif dalam mengembangkan bakat di bidang bisnis dengan membangun bisnis coffee shop bernama Kopi Jerami. Adapun pengalaman internship di Medco Energi selama 2 bulan mempelajari mengenai *Project Management*. Penulis juga pernah melakukan Kerja Praktik di PT. Media Testerindo pada bagian Intstrumentasi dan Kontrol kilang minyak di Jambi. Bidang minat penulis dalam mengerjakan tugas akhir adalah instrumentasi. Penulis dapat dihubungi di email razanridho@gmail.com