



TUGAS AKHIR TF 181801

**STRATEGI *PLANTWIDE CONTROL* PADA
PROSES FRAKSINASI LIQUEFIED NATURAL
GAS (LNG)**

**Dimas Bayu Priantama
NRP 0231164000052**

**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

**STRATEGY PLANTWIDE CONTROL ON
FRACTIONATION PROCESS OF LIQUEFIED
NATURAL GAS (LNG)**

**Dimas Bayu Priantama
NRP 0231164000052**

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

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

Halaman ini sengaja dikosongkan

PERNYATAAN BEBAS PLAGIASI

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Dimas Bayu Priantama
NRP : 02311640000052
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 "STRATEGI *PLANTWIDE CONTROL* PADA PROSES FRAKSINASI *LIQUEFIED NATURAL GAS* (LNG)" 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, 20 Januari 2020
Yang membuat pernyataan,



Dimas Bayu Priantama
NRP. 02311640000052

Halaman ini sengaja dikosongkan

LEMBAR PENGESAHAN

**STRATEGI PLANTWIDE CONTROL PADA PROSES
FRAKSINASI LIQUEFIED NATURAL GAS (LNG)**

Oleh:



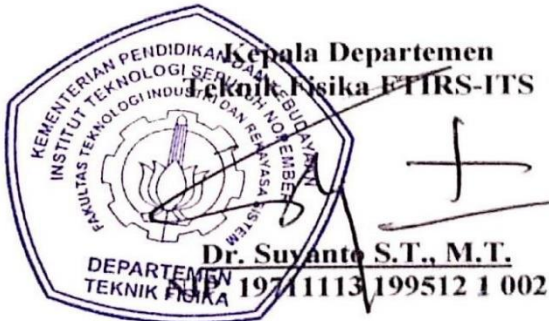
Dimas Bayu Priantama
NRP 0231164000052

Surabaya, 20 Januari 2020
Mengetahui/Menyetujui

Pembimbing



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



Halaman ini sengaja dikosongkan

LEMBAR PENGESAHAN

STRATEGI *PLANTWIDE CONTROL* PADA PROSES FRAKSINASI *LIQUEFIED NATURAL GAS* (LNG)

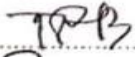

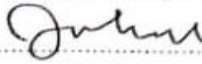
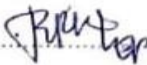
TUGAS AKHIR

Diajukan untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
pada
Program Studi S-I Departemen Teknik Fisika
Fakultas Teknologi Industri Dan Rekayasa Sistem
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :

Dimas Bayu Priantama
NRP. 0231164000052

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

1. Totok Ruki Biyanto, Ph.D.....  (Pembimbing)
2. Hendra Cordova S.T.,M.T.  (Ketua Penguji)
3. Ir. Zulkifli, M.Sc.....  (Penguji 1)
4. Erna Setyaningrum S.T, M.T.....  (Penguji 2)

SURABAYA
20 Januari 2020

Halaman ini sengaja dikosongkan

STRATEGI *PLANTWIDE CONTROL* PADA PROSES *LIQUEFIED NATURAL GAS (LNG)*

Nama Mahasiswa : Dimas Bayu Priantama
NRP : 0231154000052
Program Studi : S1 Teknik Fisika,
Jurusan : Teknik Fisika FTIRS-ITS
Dosen Pembimbing : Totok Ruki Biyanto, Ph.D.

Abstrak

Penggunaan energi yang kian meningkat menyebabkan emisi karbon yang meningkat, hal ini mendorong untuk menemukan *alternative energy*. Gas alam adalah salah satu sumber *energy* dengan pembakaran yang rendah emisi karbon. Namun gas alam sebelum dikonsumsi harus dipisahkan terlebih dahulu. Pada proses *Liquefied Natural Gas (LNG)* unit fraksinasi adalah pemisahan berdasarkan fraksi. Kualitas LNG ditentukan dengan Pengendalian proses yang aman dan menguntungkan dari segi ekonomi. *Plantwide control (PWC)* adalah strategi kontrol peletakan sensor dan aktuator untuk menghindari efek *snow ball*. Metode kontrol yang dipilih pada tugas akhir ini menggunakan *regulatory control (PID)* serta *decentralized supervisory control* untuk *supervisory control (MPC)* dan untuk optimisasinya menggunakan *real time optimizer*. Penerapan PWC ketika kenaikan *disturbance* 5% biaya operasional ketika menggunakan 4 MPC dapat menghemat \$ 653,701/jam dengan profit \$ 123383,901/jam dan menggunakan 1 MPC dapat menghemat \$631,84 per jam dengan total keuntungan \$122587,04. Pada pengujian penurunan 5% non PWC (PID) menghasilkan laju produk dengan harga jual \$10376/jam, sedangkan ketika memakai 4 MPC laju meningkat sebesar \$ 112895/jam begitupun dengan memakai 1 MPC meningkat sebesar \$10395/jam. Penerapan PWC Pada respon sistem yang stabil ketika diberi gangguan.serta menurunnya nilai IAE.

kata kunci :*Plantwide control*, fraksinasi, optimisasi, LNG.

Halaman Ini Sengaja Dikosongkan

**STRATEGY PLANTWIDE CONTROL ON
FRACTIONATION PROCESS OF LIQUEFIED
NATURAL GAS (LNG)**

Student Name : Dimas Bayu Priantama
NRP : 0231164000052
Departement : EGINEERING PHYSICS
Supervisor : Totok Ruki Biyanto, Ph.D.

Abstract

Increased energy use causes carbon emissions to increase, this pushes to find alternative energy. Natural gas is a source of energy with low carbon emissions. However, natural gas before consumption must be completed first. In the process of Liquefied Natural Gas (LNG) the fractionation unit is an agreement based on the faction. LNG quality is determined by controlling a safe and profitable economic process. Plantwide control (PWC) is a control strategy for placing sensors and actuators to avoid the snowball effect. The control method chosen in this thesis uses regulatory controls (PID) as well as decentralized supervisory controls for supervisory control (MPC) and for optimization using real time optimizers. The adoption of PWC increases 5% increase in operating costs using 4 MPC to save \$ 653,701 / hour with a profit of \$ 123383,901 / hour and using 1 MPC can save \$ 631.84 per hour with a total profit of \$ 122587.04. A 5% non-PWC (PID) reduction resulted in a product price at a selling price of \$ 10376 / hour, while compilation using 4 MPC a rate of increase of \$ 112895 / hour as well as using 1 MPC increased by \$ 10395 / hour. Application of PWC in a stable response system that is complicated by complications and decreasing IAE values.

keywords : Plantwide control, fractionation, optimization, LNG.

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:

“STRATEGI *PLANTWIDE CONTROL* PADA PROSES FRAKSINASI *LIQUEFIED NATURAL GAS (LNG)*”

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. Kedua orang tua serta kakak dan adik kandung penulis yang kebaikannya pada penulis tidak mungkin bisa penulis balas meski sampai penulis telah tiada.
2. Totok Ruki Biyanto, Ph. D sekaligus pembimbing tugas akhir ini, yang selalu memberikan semangat dan ide ide baru.
3. Tim penguji yang telah memberikan saran dan perbaikan paper pada tugas akhir ini.
4. Bapak Ir. Totok Suhartanto, DEA. selaku dosen wali penulis.
5. Segenap Bapak/Ibu dosen pengajar di departemen Teknik Fisika - ITS.
6. Segenap karyawan TU di jurusan Teknik Fisika - ITS
7. Keluarga besar Warga HMTF-ITS, yang senantiasa memberikan motivasi dan perhatian.
8. Teman-teman angkatan 2016 dan adik-adik angkatan 2017, dan 2018.
9. Temen-temen pengurus lab dari Laboratorium Rekayasa Instrumentasi dan Kontrol
10. Celine Dian Sitorus selaku mantan yang membuat berjuang karena terluka.

11. Rekan-rekan seperjuangan TA yang telah mendukung secara mental-batin dan memberikan bantuan bantuan dalam penyelesaian laporan tugas akhir ini.
12. 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, 20 Januari 2020

Penulis

DAFTAR ISI

PERNYATAAN BEBAS PLAGIASI.....	v
LEMBAR PENGESAHAN	vii
LEMBAR PENGESAHAN	ix
Abstrak	xi
<i>Abstract</i>	xiii
KATA PENGANTAR.....	xv
DAFTAR ISI	xvii
DAFTAR GAMBAR.....	xxi
DAFTAR TABEL	xxiii
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Rumusan Permasalahan	2
1.3 Tujuan.....	2
1.4 Lingkup Kerja.....	2
1.5 Sistematika Laporan	3
BAB II DASAR TEORI	5
2.1 Proses Fraksinasi LNG	5
2.2 Kolom Destilasi	6
2.2.1 Kolom Demethanizer	11
2.2.2 Kolom <i>Deethanizer</i>	11
2.2.3 Kolom Depropanizer.....	11
2.2.4 Kolom <i>Debutanizer</i>	12
2.3 Kontroler PID	12
2.4 Degrees of Freedom (DOF)	13
2.5 <i>First Order Plus Death Time</i> (FOPDT).....	14
2.6 <i>Control Feedforward</i>	15
2.7 <i>Control Analisis Performance</i>	17
2.8 Plantwide Control (PWC).....	19

2.9 <i>Capital Expenditure</i> (CAPEX) dan <i>Operational Expenditure</i> (OPEX).....	21
2.9.1 <i>Capital Expenditure</i> (CAPEX)	22
2.9.2 <i>Operational Expenditure</i> (OPEX).....	23
2.10 <i>Total Annual Cost</i> (TAC)	23
BAB III METODOLOGI PENELITIAN.....	25
3.1 Pengumpulan Data Komponen pada Proses Fraksinasi <i>Liquefied Natural Gas</i> (LNG).....	25
3.1.1 <i>Feed Natural Gas</i> pada Kondisi Desain	26
3.1.2 Data Desain pada kolom <i>Demethanizer</i>	26
3.1.3 Data Desain pada kolom <i>Deethanizer</i>	28
3.1.4 Data Desain pada kolom <i>Depropanizer PFD</i>	31
3.1.5 Data Desain pada kolom <i>Debutanizer</i>	32
3.2 Permodelan Proses Fraksinasi pada plant LNG	34
3.3 Validasi Proses Fraksinasi <i>Liquefied Natural Gas</i> (LNG)	38
3.4 Problem Formulation	41
3.5 Penentuan Fungsi Objektif.....	41
3.6 Perancangan Plantwide Control	42
3.6.1 Mengidentifikasi DOF	42
3.6.2 Pemodelan Laju Produksi (<i>Throughout Manipulator</i>).....	44
3.6.3 Penentuan Variabel Ekonomi (<i>Economical Controlled Variable</i>).....	45
3.6.4 Integrasi Proses (<i>Process Integration</i>)	46
3.6.5 Strategi Kontrol Supervisory	48
3.7 Diagram Blok	53
3.8 Optimisasi	54
3.9 Pengujian Performansi Sistem dan Analisis.....	55
<i>Halaman Sengaja dikosongkan</i>	56
BAB IV ANALISA DATA DAN PEMBAHASAN	57
4.1 Analisa Hasil Perancangan <i>Feed Forward</i>	57

4.2	Analisa Hasil Perancangan PWC	59
4.3	Analisis Hasil Optimasi	65
4.4	Analisis Pengujian Performansi	69
4.5	Perhitungan <i>Total Annual Cost</i>	82
4.6	Pembahasan	83
BAB V PENUTUP		87
5.1	Kesimpulan	87
5.2	Saran	87
DAFTAR PUSTAKA		89
LAMPIRAN A		91
LAMPIRAN B		101
LAMPIRAN C		103
BIODATA PENULIS		105

Halaman ini Sengaja Dikosongkan

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1	Proses Fraksinasi LNG	5
Gambar 2.2	Bagian-bagian kolom distilasi	8
Gambar 2.3	Kesetimbangan massa pada kondensor dan <i>reflux drum</i>	9
Gambar 2.4	Kesetimbangan massa pada <i>reboiler</i> dan <i>base kolom</i>	10
Gambar 2.5	Grafik respon sistem	14
Gambar 2.6	Respon pengendali.....	17
Gambar 2.7	Interpretasi IAE pada (a) uji <i>disturbance</i> , dan (b) uji <i>set point</i>	18
Gambar 3.1	Diagram Alir Penelitian.....	25
Gambar 3.2	<i>Process Flow Diagram Demethanizer</i>	27
Gambar 3.3	<i>Process Flow Diagram Deethanizer</i>	29
Gambar 3.4	<i>Process Flow Diagram Depropanizer</i>	31
Gambar 3.5	<i>Process Flow Diagram Debutanizer</i>	33
Gambar 3.6	Pemodelan Proses <i>Demethanizer</i>	36
Gambar 3.7	Pemodelan Proses <i>Deethanizer</i>	37
Gambar 3.8	Pemodelan Proses <i>Depropanizer</i>	37
Gambar 3.9	Pemodelan Proses <i>Debutanizer</i>	38
Gambar 3.10	Lokasi TPM pada Proses Fraksinasi	45
Gambar 3.11	Pengendalian <i>Feed Forward</i> pada <i>feed</i>	46
Gambar 3.12	Pengendalian <i>Feed Forward</i> pada <i>Deethanizer</i>	47
Gambar 3.13	Pengendalian <i>Feed Forward</i> pada <i>Depropanizer</i>	47
Gambar 3.14	Pengendalian <i>Feed Forward</i> pada <i>Debutanizer</i>	48
Gambar 3.15	<i>Controller</i> pada <i>Demethanizer</i>	49
Gambar 3.16	<i>Controller</i> pada <i>Deethanizer</i>	50
Gambar 3.17	<i>Controller</i> pada <i>Depropanizer</i>	50
Gambar 3.18	<i>Controller</i> pada <i>Debutanizer</i>	51
Gambar 3.19	Pemasangan 1 MPC <i>Controller</i> pada <i>plant</i> . 52	
Gambar 3.20	Diagram Blok MPC <i>Demethanizer</i>	53
Gambar 3.21	Diagram Blok MPC <i>Deethanizer</i>	53

Gambar 3.22 Diagram Blok MPC <i>Depropanizer</i>	54
Gambar 3.23 Diagram Blok MPC <i>Debutanizer</i>	54
Gambar 4.1 Uji <i>Open Loop Flow Feed</i>	57
Gambar 4.2 Uji <i>Disturbance Flow Feed</i>	58
Gambar 4.3 Uji <i>Disturbance -5% demathanizer</i>	58
Gambar 4.4 Uji <i>Disturbance -5% deethanizer</i>	58
Gambar 4.5 Uji <i>Disturbance -5% depropanizer</i>	59
Gambar 4.6 Uji <i>Disturbance -5% debutanizer</i>	59
Gambar 4.7 Respon <i>disturbance</i> +5% pada Demethanizer	60
Gambar 4.8 Respon <i>disturbance</i> -5% pada Demethanizer	60
Gambar 4.9 Respon <i>disturbance</i> +5% pada Deethanizer ..	61
Gambar 4.10 Respon <i>disturbance</i> -5% pada Deethanizer .	61
Gambar 4.11 Respon <i>disturbance</i> +5% pada <i>Depropanizer</i>	62
Gambar 4.12 Respon Uji Set Point -5% pada <i>Depropanizer</i>	63
Gambar 4.13 Respon Uji Set Point +5% pada <i>Debutanizer</i>	63
Gambar 4.14 Respon Uji Set Point -5% pada <i>Debutanizer</i>	64
Gambar 4.15 Respon diberi <i>disturbance</i> +5% pada <i>feed</i> ...	70
Gambar 4.16 Respon diberi <i>disturbance</i> -5% pada <i>feed</i>	70
Gambar 4.17 Respon <i>disturbance</i> +5% pada Demethanizer	71
Gambar 4.18 Respon <i>disturbance</i> -5% pada Demethanizer	72
Gambar 4.19 Respon <i>disturbance</i> +5% pada Deethanizer.	74
Gambar 4.20 Respon <i>disturbance</i> -5% pada Deethanizer..	75
Gambar 4.21 Respon <i>disturbance</i> +5% pada Depropanizer	77
Gambar 4.22 Respon <i>disturbance</i> +5% pada Depropanizer	78
Gambar 4.23 Respon <i>disturbance</i> +5% pada Debutanizer	80
Gambar 4.24 Respon <i>disturbance</i> -5% pada Debutanizer .	81

DAFTAR TABEL

Tabel 3.1 Properti pada <i>Feed Natural Gas</i>	26
Tabel 3.2 Kondisi Operasi pada <i>Demethanizer</i>	27
Tabel 3.3 Parameter dan data aliran <i>Demethanizer</i>	27
Tabel 3.4 Beban Energi pada <i>Demethanizer</i>	28
Tabel 3.5 Kondisi Operasi pada <i>Deethanizer</i>	29
Tabel 3.6 Parameter dan data aliran <i>Deethanizer</i>	30
Tabel 3.7 Beban Energi pada <i>Deethanizer</i>	30
Tabel 3.8 Kondisi Operasi pada <i>Depropanizer</i>	31
Tabel 3.9 Parameter dan data aliran <i>Depropanizer</i>	32
Tabel 3.10 Beban Energi pada <i>Depropanizer</i>	32
Tabel 3.11 Kondisi Operasi pada <i>Debutanizer</i>	33
Tabel 4.1 Perbandingan laju produk pada proses fraksinasi dengan <i>disturbance</i> naik 5%.....	65
Tabel 4.2 Perbandingan laju produk pada proses fraksinasi dengan <i>disturbance</i> turun 5%.....	66
Tabel 4.3 Penggunaan Energi Reboiler dengan Kontrol 4 MPC.....	66
Tabel 4.4 Penggunaan Energi Kondenser dengan Kontrol 4 MPC.....	66
Tabel 4.5 Penggunaan Energi Reboiler dengan Kontrol 1 MPC.....	67
Tabel 4.6 Penggunaan Energi Kondenser dengan Kontrol 1 MPC.....	67
Tabel 4.7 Penggunaan Energi Reboiler dengan Kontrol Non-PWC (PID).....	68
Tabel 4.8 Penggunaan Energi Kondenser dengan Kontrol Non-PWC (PID)	68
Tabel 4.9 Perbandingan Perhitungan Keuntungan pada proses fraksinasi.....	69
Tabel 4.10 Perbandingan karakteristik respon komposisi <i>Demethanizer</i> kenaikan 5%.....	72
Tabel 4.11 Perbandingan karakteristik respon komposisi <i>Demethanizer</i> penurunan 5%	73

Tabel 4.12	Perbandingan karakteristik respon komposisi <i>Deethanizer</i> kenaikan 5%	75
Tabel 4.13	Perbandingan karakteristik respon komposisi <i>Deethanizer</i> penurunan 5%	76
Tabel 4.14	Perbandingan karakteristik respon komposisi <i>Depropanizer</i> kenaikan 5%	78
Tabel 4.15	Perbandingan karakteristik respon komposisi <i>Depropanizer</i> penurunan 5%	79
Tabel 4.16	Perbandingan karakteristik respon komposisi <i>Debutanizer</i> kenaikan 5%	81
Tabel 4.17	Perbandingan karakteristik respon komposisi <i>Debutanizer</i> penurunan 5%	82

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Isu *global warming* saat ini mendorong untuk penggunaan *clean energy*, dan gas alam adalah salah satu dari sumber *clean energy* pengganti *petroleum* sebagai sumber energi utama[1]. Penggunaan gas alam di dunia terus meningkat digunakan sebageaian besar sebagai pembangkit listrik dan berdampak dari sisi ekonomi suatu negara. Tahun 2017 meningkatnya permintaan gas alam mencapai 400 *billion cubic meters* (bcm) dan pada tahun 2035 diprediksi akan meningkat sampai 800 bcm mendorong permintaan akan LNG meningkat[2]. Sebelum di transportasikan ke *buyer*, gas alam terlebih dahulu harus dicairkan menjadi produk LNG atau dapat disebut *liquefied natural gas* agar lebih efisien dan LNG harus memenuhi syarat spesifikasi quality tertentu. Untuk mencapai spesifikasi yang ingin dicapai diperlukan pengolahan proses pemisahan gas alam agar menjadi LNG.

Penyusun gas alam adalah hidrokarbon campuran seperti metana, etana , butana dan fraksi lainnya. Pada pengolahan gas alam yaitu proses fraksinasi, terdiri dari 4 colom utama untuk proses pemisahan yaitu *demethanizer*, *deethanizer*, *depropanizer*, dan *debutanizer*[3]. Pada proses pengolahan LNG (*Liquefied Natural Gas*) dibagi menjadi 2 proses penting, yaitu refrigerasi dan fraksinasi. Pemisahan komponen gas alam seperti etana (C_2H_6), propana (C_3H_8) dan butana (C_4H_{10}) berdasarkan berat komponen penyusunnya., *feed gas* memiliki komponen penyusun utama yang terdiri atas N_2 , C_1 , C_2 , C_3 , C_4 , dan komponen hidrokarbon lain yang lebih berat. Sedangkan komponen utama penyusun LNG adalah nitrogen dan metana. LPG mengandung hampir seluruhnya propana dan butana[4]. Oleh karena itu, gas tersebut harus dipisahkan di Plant fraksinasi . Kolom pemisahan menggunakan kolom destilasi yang membutuhkan pengendalian proses agar tercapainya pemisahan dengan kualitas yang diinginkan[5].

Plantwide control adalah salah satu metode yang dapat digunakan untuk menentukan strategi control pada proses

fraksinasi. Tujuan dari *Plantwide control* adalah menghindari *efek snowball* dari process. Metode ini digunakan untuk menentukan sistem kontrol yang paling tepat agar respon dari Proses Fraksinasi yang bersifat *robust* terhadap perubahan gangguan. Selain itu, strategi penggunaan *plantwide control* dapat mengendalikan komposisi dari suatu proses. Strategi *Plantwide control* milik Skogestad dengan menentukan bottom-up dan top-down sebagai sisi economical dalam perancangan desain kontrol[6].

Dalam tugas akhir ini, akan dilakukan *redesign* pada *fractionation process* dengan menggunakan metode *plantwide control* dengan modifikasi pada sisi *economic PWC* dan optimasi menggunakan *real time optimizer* (RTO) agar dapat menjaga komposisi dan quality yang diinginkan serta penggunaan energi yang optimum.

1.2 Rumusan Permasalahan

Permasalahan penelitian yang berdasarkan latar belakang pada tugas akhir ini maka permasalahan adalah sebagai berikut:

1. Diperlukan Strategi Kontrol untuk plant fraksinasi unit.
2. Bagaimana dampak terhadap kualitas produk, ekonomi dan energy dari penerapan PWC pada plant Fraksinasi.
3. Dampak penerapan PWC di plant Fraksinasi pada respon kontrol ketika terjadi gangguan.

1.3 Tujuan

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

1. Melakukan perancangan PWC pada proses Fraksinasi LNG
2. Mengetahui dampak terhadap kualitas produk, ekonomi dan energy dengan diterapkannya PWC pada proses Fraksinasi LNG
3. Mengetahui dampak penerapan PWC pada proses Fraksinasi LNG dalam segi kestabilan respon akibat adanya gangguan.

1.4 Lingkup Kerja

Adapun ruang lingkup dalam tugas akhir ini adalah pertama mengumpulkan data mulai dari PFD, P&ID, serta datasheet dari

Fraksinasi LNG *plant* , yang terdiri dari *De-Methanizer*, *De-Ethanizer*, *De-Propanizer*, dan *De-Butanizer*. 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 Mengurangi penggunaan energy dari reboiler. 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, seperti *Fractionation Process*, kolom Destilasi, Equation of State, Degrees of Freedom, PWC, FOPDT dan optimasi.

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 *Fractionation Process* LNG.

BAB V Kesimpulan dan Saran

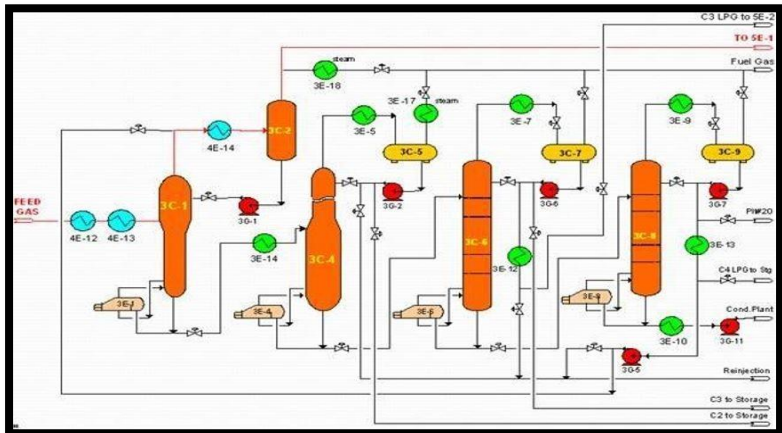
Bab V ini diberikan kesimpulan tentang tugas akhir ini dan saran yang membangun sebagai penunjang maupun pengembangan tugas akhir selanjutnya.

Halaman ini Sengaja Dikosongkan

BAB II DASAR TEORI

2.1 Proses Fraksinasi LNG

Feed gas yang sudah dihilangkan kandungan CO_2 dan pengotor lainnya, kemudian akan mengalami proses fraksinasi atau pemisahan berdasarkan berat komponen penyusunnya. Selain pengotor, *feed gas* memiliki komponen penyusun utama yang terdiri atas N_2 , C_1 , C_2 , C_3 , C_4 , dan komponen hidrokarbon lain yang lebih berat. Sedangkan komponen utama penyusun LNG adalah nitrogen dan metana. LPG mengandung hampir seluruhnya propana (C_3) dan butana (C_4). Oleh karena itu, gas tersebut harus difraksinasi di Plant 3. Proses fraksinasi terjadi di dalam *scrub column*. *Feed gas* dipisahkan sesuai dengan kandungan hidrokarbonnya pada *de-methanizer*, *de-ethanizer*, *de-propanizer*, dan *debutanizer*. Produk yang dihasilkan, yaitu metana, sebagian besar akan disalurkan ke *Liquifaction unit* untuk didinginkan dan dicairkan lebih lanjut. Sedangkan sebagian kecil sisanya seperti propana dan butana diambil sebagai LPG dan juga digunakan sebagai *refrigerant* pada plant *refrigerant* dan produk sampingan seperti kondensat ditampung tersendiri dan dapat dijadikan *fuel gas* [7].



Gambar 2.1 Proses Fraksinasi LNG

2.2 Kolom Destilasi

Kolom Distilasi adalah unit operasi utama dalam proses pemisahan dan pemurnian pada industri minyak dan gas. Perbedaan volatilitas dapat menyebabkan terpisahnya komposisi p [8]. Panas yang ditambahkan ke *reboiler* menyebabkan aliran uap yang di produksi di *reboiler* naik melalui kolom dan mengalami kontak dengan aliran cairan dari umpan dan kondensor yang mengalir ke bawah kolom.

Pada kolom destilasi penukaran energi terbesar terletak pada kondensor dan reboiler dimana konsumsi energi dari kolom destilasi mencapai 40% dari total penggunaan energi pada unit operasi pabrik dikarenakan perubahan fasa dari gas menjadi cair pada kondensor .

Kompleksitas yang tinggi dari kolom destilasi dikarenakan salah satu sistem yang nonlinear dan memiliki banyak interaksi multivariabel dalam prosesnya dari tekanan yang dapat menyebabkan terjadinya gangguan jika terlalu tinggi dan terlalu rendah pada kondensasi [9]. Komposisi juga di pengaruhi temperatur secara langsung . Penggunaan energi yang begitu besar membutuhkan adanya kenaikan efisiensi dalam prosesnya. Perubahan laju aliran umpan (*feed*) yang terjadi pada kolom distilasi juga dapat mengganggu kualitas atau komposisi produk yang dihasilkan .

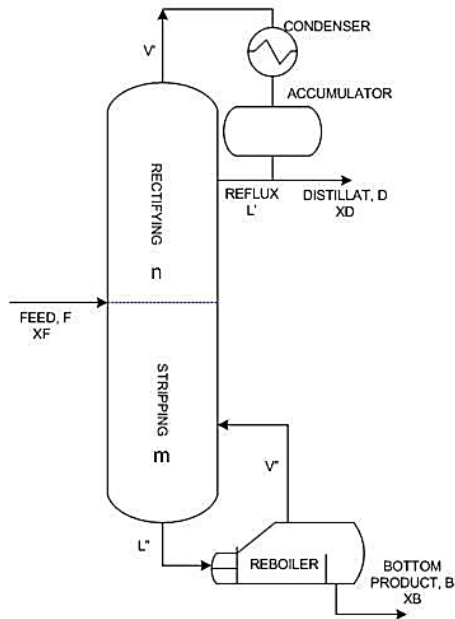
Aliran umpan yang memiliki fraksi yang lebih ringan akan mengalir ke atas karena memiliki volatilitas yang lebih rendah. Gas yang mengalir keluar kolom atas (*top stage*) masuk ke dalam kondensor untuk didinginkan sehingga berubah fasa menjadi cair (*liquid*). Cairan yang terkondensasi disimpan pada *reflux drum*. Sebagian dari cairan ini ada yang diumpan balikkan ke bagian atas kolom dan ada pula yang dikeluarkan sebagai produk. Cairan yang diumpan balikkan disebut sebagai refluks (*reflux*). Sistem refluks dibutuhkan untuk mempertahankan kualitas distilat produk dengan mengubah kembali cairan menjadi uap (*vapour*). Sedangkan aliran umpan yang memiliki fraksi lebih berat akan mengalir ke bagian

bawah kolom yang selanjutnya dikumpulkan pada *reboiler*. Panas ditambahkan pada *reboiler* digunakan untuk menguapkan kembali komposisi dengan volatilitas rendah yang tidak teruapkan. Uap yang dihasilkan *reboiler* diumpankan kembali ke bagian bawah kolom. Sedangkan cairan yang dikeluarkan *reboiler* berupa naphta disebut sebagai produk bawah (*bottom product*).

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

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

Berikut merupakan gambaran sederhana dari kolom distilasi.



Gambar 2.2 Bagian-bagian kolom distilasi [9]

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

dimana:

F = laju aliran umpan

D = laju aliran distilat

B = laju aliran produk bawah

dengan kesetimbangan massa komponen kolom distilasi sebagai berikut:

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

dimana:

X_F = fraksi umpan

X_D = fraksi distilat

X_B = fraksi produk bawah

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

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

dimana:

V_T = laju aliran uap keluaran kolom atas

L = laju aliran refluks

Dan kesetimbangan massa komponen pada kondensor dirumuskan sebagai berikut:

$$\frac{d(M_D X_D)}{dt} = V_T X_{V_T} - (L + D) X_D \quad (2.4)$$

dimana X_{V_T} merupakan fraksi dari uap keluaran kolom distilasi. Sehingga kesetimbangan massa energi pada kondensor dapat ditulis dengan rumus sebagai berikut:

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

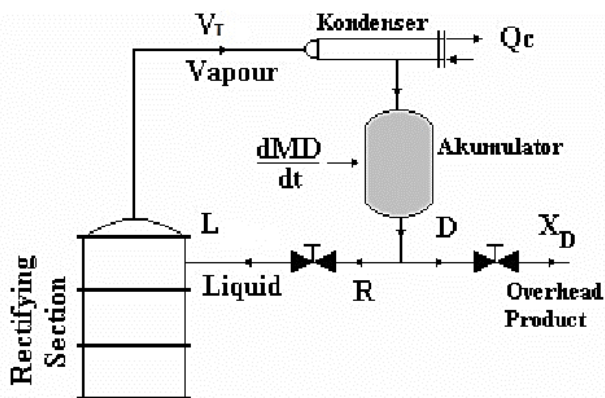
dimana:

h_{V_T} = entalpi pada uap keluaran kolom atas

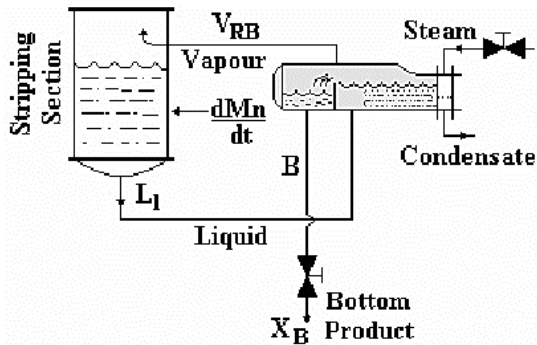
h_D = entalpi pada distilat

h_L = entalpi pada refluks

Q_C = laju aliran panas kondensor



Gambar 2.3 Kesetimbangan massa pada kondensor dan reflux drum [9]



Gambar 2.4 Kesetimbangan massa pada *reboiler* dan *base* kolom [9]

Untuk kesetimbangan massa total pada *reboiler* dan *base* kolom dapat dituliskan dengan rumus sebagai berikut:

$$\frac{dM_B}{dt} = L_1 - V_{RB} - B \quad (2.6)$$

dimana:

L_1 = laju aliran keluaran kolom bawah

V_{RB} = laju aliran *steam reboiler*

dengan kesetimbangan massa komponen sebagai berikut:

$$\frac{d(M_B X_B)}{dt} = L_1 X_1 - V_{RB} X_{V_{RB}} - B X_B \quad (2.7)$$

dimana:

X_1 = fraksi keluaran *bottom stage* kolom

$X_{V_{RB}}$ = fraksi *steam reboiler*

dan kesetimbangan massa energi pada *reboiler* dan *base* kolom dapat dirumuskan sebagai berikut:

$$\frac{d(M_B h_B)}{dt} = L_1 h_1 - V_{RB} h_{V_{RB}} - B h_B + Q_B \quad (2.8)$$

dimana:

h_1	= entalpi keluaran kolom bawah
h_{RB}	= entalpi <i>steam reboiler</i>
h_B	= entalpi produk bawah
Q_B	= laju aliran panas pada <i>reboiler</i> .

Pada proses fraksinasi terdapat tiga kolom distilasi yaitu *demethanizer*, *deethanizer*, *depropanizer*, dan *debutanizer* yang digunakan untuk memisahkan fraksi metana, etana, *propana*, dengan butana dan hidrokarbon yang lebih tinggi.

2.2.1 Kolom Demethanizer

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

2.2.2 Kolom Deethanizer

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

2.2.3 Kolom Depropanizer

Kolom *Depropanizer* merupakan salah satu kolom distilasi yang digunakan untuk memisah propana dari campuran yang mengandung butana dan komponen lainnya berdasarkan volatilitas zat. Tidak hanya itu, pemisahan komponen juga tergantung dari

konsentrasi komponen tersebut. Umpan kolom *depropanizer* merupakan produk bawah dari *deethanizer*. Kolom *depropanizer* memfraksinasi umpan menjadi produk yang kaya propana dan produk bawah yang terdiri dari butana dan minyak gas alam. Keluaran atas dari kolom *depropanizer* kaya akan propana dan dikondensasikan dalam kondensor, kemudian kondensat dikumpulkan di *reflux drum*. Sebagian kondensat dikirim kembali ke kolom dengan menggunakan pompa sedangkan sebagian lainnya yang tersisa ditarik sebagai produk propana cair. Produk bawah dari kolom *depropanizer* kemudian dikirim ke *debuthanizer*.

2.2.4 Kolom Debutanizer

Kolom *debutanizer* merupakan kolom distilasi yang digunakan pada unit fraksinasi untuk mendapatkan butana dan senyawa nafta. Butana akan dijual sebagai LPG sedangkan nafta digunakan untuk menambahkan nilai oktan pada bensin. *Debutanizer* merupakan kolom distilasi yang digunakan pada unit fraksinasi LPG untuk mendapatkan butana sebagai produk atas yang akan dijual sebagai LPG dan produk bawah yang merupakan senyawa nafta digunakan untuk menambahkan nilai oktan pada bensin. Proses memisahkan komponen-komponen hidrokarbon berat yang terkandung di dalam umpan dipisahkan berdasarkan titik didih dari masing-masing komponen.

2.3 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.

$$u(t) = K_p e(t) + K_i \int_0^t e(t) d\tau + K_D \frac{de(t)}{dt} \quad (2.9)$$

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 [10].

$$u(t) = K_p e(t) + K_i \int_0^t e(t) d\tau \quad (2.10)$$

2.4 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 (2.11)

$$\text{DOF} = \text{Jumlah variabel} - \text{Jumlah persamaan independent} \quad (2.11)$$

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 (2.12) sebagai berikut [11].

$$CDOF = N_{streams} - \sum_1^{all \ the \ units} (N_{restraining}) - N_{redundant} \quad (2.12)$$

dimana :

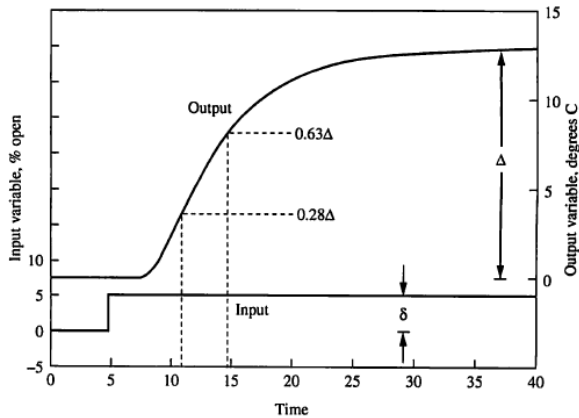
$N_{streams}$: Jumlah stream yang ada pada proses

$N_{restraining}$: Jumlah stream proses yang tidak dapat dimanipulasi

$N_{redundant}$: Jumlah stream proses yang tidak butuh untuk dikontrol pada prosesnya

2.5 First Order Plus Death Time (FOPDT)

Sistem dinamik dari proses industri dapat dimodelkan dengan fungsi transfer FOPDT (*first order plus death time*). FOPDT didapatkan dari melakukan uji *open loop* sehingga akan didapatkan grafik respon orde satu pada Gambar 2.5 sebagai berikut.



Gambar 2.5 Grafik respon sistem [12]

Dari grafik respon sistem pada gambar 2.5, maka akan didapatkan fungsi transfer FOPDT pada persamaan (2.13) sebagai berikut [13].

$$G(s) = \frac{Ke^{-\theta s}}{\tau s + 1} \quad (2.13)$$

K merupakan *gain* sistem yang diperoleh dari perbandingan perubahan proses variabel yang diukur dan sinyal *output* dari *controller* dengan rumus matematis pada Persamaan (2.14).

$$K = \frac{\Delta}{\delta} = \frac{\Delta \text{Process Variable}}{\Delta \text{Manipulated Variable}} \quad (2.14)$$

Untuk τ (*time constant*) didapatkan dari Persamaan (2.15) sebagai berikut.

$$\tau = 1,5 (t_{63\%} - t_{28\%}) \quad (2.15)$$

dimana:

- $t_{63\%}$: Waktu yang dibutuhkan ketika variabel proses mencapai 63% dari nilai akhir
- $t_{28\%}$: Waktu yang dibutuhkan ketika variabel proses mencapai 28% dari nilai akhir

Sedangkan θ (*dead time*) adalah perbedaan waktu dari respon *output controller* pada saat sinyal step diberikan hingga respon proses mulai bergerak. Atau bisa dituliskan pada Persamaan (2.16) berikut.

$$\theta = t_{63\%} - \tau \quad (2.16)$$

Dengan menggunakan persamaan tersebut yang didapatkan dari grafik respon sistem, maka akan didapatkan fungsi transfer FOPDT sebagai pemodelan dari *plant*. Pada tugas akhir ini menggunakan persamaan FOPDT sebagai pemodelan dari *Gas Processing Facility (GPF) Plant*.

2.6 Control Feedforward

Pengendali *feedforward* merupakan pengendali yang dapat memberikan informasi mengenai adanya gangguan kepada kontrol PID. Pengendali ini dapat memberikan peringatan lebih dahulu atas adanya indikasi gangguan yang akan terjadi, sehingga pengendali

feedforward akan memberikan sinyal kepada aktuator agar dapat menyesuaikan terhadap gangguan [14].

Agar dapat mengindikasikan adanya gangguan yang akan terjadi, maka pada perancangan pengendali *feedforward* harus mempertimbangkan karakteristik *plant*, beserta dampak adanya gangguan terhadap *plant* tersebut. Untuk itu, diberikan pemodelan untuk pengendali *feedforward* pada Persamaan (2.17) sebagai berikut.

$$G_{ff}(s) = -\frac{G_d(s)}{G_p(s)} \quad (2.17)$$

dimana:

$G_{ff}(s)$: Pemodelan *feedforward*

$G_d(s)$: Pemodelan *disturbance*

$G_p(s)$: Pemodelan *plant*

Untuk mendapatkan pemodelan *disturbance* dan pemodelan *plant*, jika digunakan persamaan FOPDT maka akan mendapatkan Persamaan (2.18-2.19) sebagai berikut.

$$G_p(s) = \frac{K_p \cdot e^{-\theta_p s}}{\tau_p s + 1} \quad (2.18)$$

$$G_d(s) = \frac{K_d \cdot e^{-\theta_d s}}{\tau_d s + 1} \quad (2.19)$$

Jika persamaan (2.18-2.19) disubstitusikan pada persamaan tersebut, maka akan didapatkan Persamaan (2.20) yang merupakan pemodelan *feedforward*.

$$G_{ff}(s) = -\frac{G_d(s)}{G_p(s)} = K_{ff} \left(\frac{T_{ld}s+1}{T_{lg}s+1} \right) e^{-\theta_{ff}s} \quad (2.20)$$

dimana :

$$K_{ff} = -\frac{K_d}{K_p} \quad : \text{Feedforward controlle gain}$$

$$\theta_{ff} = \theta_d - \theta_p \quad : \text{Feedforward controller dead time}$$

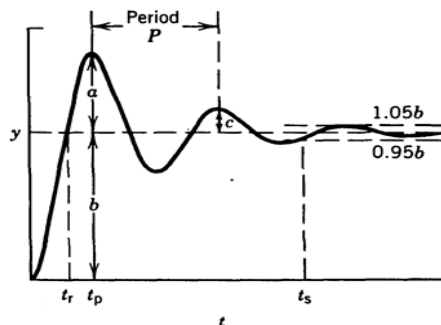
$$T_{ld} = \tau_p \quad : \text{Feedforward controller lead time}$$

$$T_{lg} = \tau_d \quad : \text{Feedforward controller lag time}$$

Pada tugas akhir ini, selain menggunakan pengendali PID sebagai pengendali variabel-variabel proses yang terdapat pada proses fraksinasi, juga digunakan pengendali *feedforward* pada feed.

2.7 Control Analisis Performance

Analisis performansi pengendali merupakan analisis yang dapat dilakukan secara kuantitatif dan kualitatif pada hasil respon sistem dari pengendali. Analisis kuantitatif dapat dilakukan dengan minimal mencari tiga karakteristik antara lain *maximum overshoot*, *settling time* dan eror *steady state*. Sedangkan analisis kualitatif dengan mencari nilai *Integral Absolute Error* (IAE) Pada Gambar 2.6 ditunjukkan parameter-parameter yang digunakan dalam melakukan analisis performansi pengendali.



Gambar 2.6 Respon pengendali

Berdasarkan Gambar 2.6 di atas, parameter yang dibutuhkan dalam melakukan analisa performansi pengendali antara lain:

- Nilai *settling time* (t_s), waktu saat *output* proses mencapai lebar pita $\pm 5\%$ dari perubahan total *output* proses.

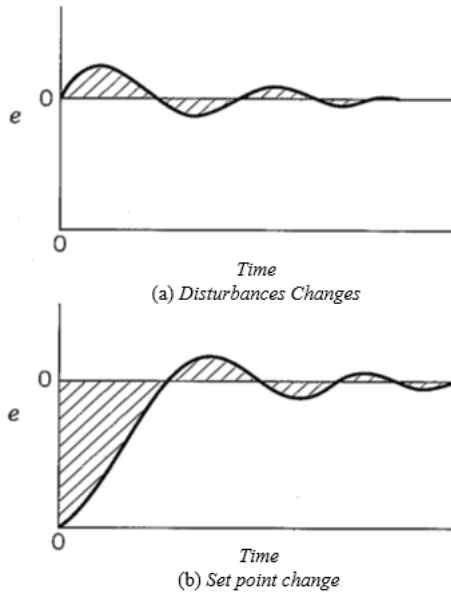
- b. *Maximum overshoot* (M_p), dengan perhitungan nilai menggunakan Persamaan (2.21) sebagai berikut.

$$M_p = \frac{a}{b} \times 100\% \quad (2.21)$$

- c. *Error steady state* (E_{ss}), dengan mengitung selisih *output* dengan *set point* pada saat keadaan *steady state* atau tunak.
- d. Nilai IAE adalah penjumlahan nilai *absolute error* dari *output* proses, nilai IAE di interpretasikan pada area yang diarsir seperti pada Gambar 2.7. Nilai IAE dihitung seperti pada persamaan (2.22) berikut.

$$IAE = \int_0^{\infty} |e(t)| dt \quad (2.22)$$

Ilustrasi perhitungan IAE akan dijelaskan pada Gambar 2.7 berikut.



Gambar 2.7 Interpretasi IAE pada (a) uji *disturbance*, dan (b) uji *set point*

2.8 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.

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.

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[15].

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[16].

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.

2.9 Capital Expenditure (CAPEX) dan Operational Expenditure (OPEX)

Pada suatu perencanaan *project* disuatu pabrik maka tidal terlepas dari segi bisnis. Pada kondisi ini bagaimana cara memaksimalkan keuntungan yang semaksimal mungkin. Diperlukan modal (*capital investment*) untuk mendirikan atau mendirikan dengan tujuan menghasilkan suatu produk tertentu. Metode *unit-cost estimate* digunakan untuk mendapatkan *capital cost*.

$$C_n = [\sum (E+E_L) + \sum (f_x M_x + F_y M_L) + \sum f_e H_e + \sum f_d d_n] (f_F) \quad (2.23)$$

Dimana:

C_n = *Capital Expenditure*

E = Harga Peralatan

E_L = Biaya buruh untuk pemasangan peralatan

f_x = Harga Material

M_x = Jumlah spesifik material

F_y = Jumlah buruh untuk spesifik material

M_L = Biaya buruh setiap jam untuk spesifik material

f_e = Harga *engineering* setiap unit

H_e = Harga pekerja *engineering* setiap jam

f_d = Harga setiap gambar atau spesifikasi

d_n = Jumlah gambar atau $\frac{\text{Spesifikasi}}{\text{unit}}$

f_F = Faktor harga konstruksi atau lahan >1

2.9.1 *Capital Expenditure* (CAPEX)

Anggaran untuk mendirikan pabrik terdiri dari modal *manufacturing* dan *non manufacturing*. *Capex* terdiri dari :

- Biaya Langsung (*Direct Cost*)
 Modal untuk pembelian atau pengadaan peralatan proses produksi, meliputi :
 - *Purchased equipment*
 - *Purchased equipment installation*
 - Instrumentasi dan kontrol
 - Perpipaan
 - *Electrical dan Material*
 - *Building*
 - *Yard improvement*
 - *Service facilities*
 - Tanah

2.9.2 *Operational Expenditure (OPEX)*

Kegiatan untuk menjalankan kegiatan pabrik dalam jangka tertentu atau dapat disebut OPEX digunakan sebagai biaya satu unit produksi dari produk utama. Biaya kegiatan operasional ditinjau dari ongkos produksi, dan laba yang didapatkan dari penjualan produksi dikurangi biaya operasional.

2.10 *Total Annual Cost (TAC)*

TAC adalah suatu biaya yang dibutuhkan dalam jangka waktu satu tahun. Penyelesaian pembangunan dari suatu proyek merupakan waktu awal dari proyek dioperasikan yang telah disusun sesuai jadwal perencanaan. Biaya tahunan dipengarungi oleh bunga, inflasi, penyusutan (depresiasi) serta biaya operasi dan pemeliharaan.

- Bunga : Perubahan modal dapat dipengaruhi oleh suku bunga selama umur dari proyek
- Inflasi : Kenaikan harga dapat menyebabkan harga dari mata uang turun yang menyebabkan *project cost* naik
- Penyusutan/Depresiasi : Penurunan dari suatu harga/ nilai dari sebuah benda karena pemakaian dan kerusakan benda tersebut.
- Biaya operasi : Biaya ini dapat disebut biaya *maintenance* / pemeliharaan agar dapat mencapai umur proyek yang telah ditentukan.

Adapun biaya (*Annual Cost*) dapat dihitung melalui persamaan berikut [22].

$$TAC = \frac{\text{Capital Investment}}{\text{Waktu Pengembalian}} + \text{Biaya energi} \quad (2.24)$$

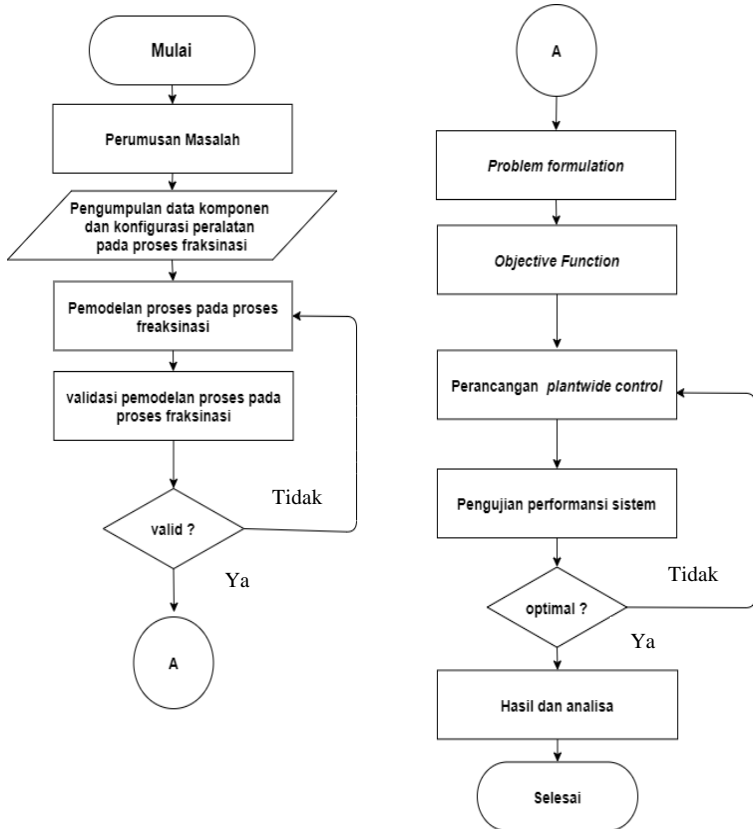
Dimana :

Waktu : Estimasi waktu pengembalian peralatan dan penggunaan peralatan yang ditambah.

Halaman ini Sengaja Dikosongkan

BAB III METODOLOGI PENELITIAN

Pada tugas akhir ini di rancang dengan berbagai tahapan. Adapapun diagram alir dibawah ini adalah tahapan dari perancangan tersebut :



Gambar 3.1 Diagram Alir Penelitian

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

Pada Tahap pengumpulan data yang diambil adalah dokumen Process Flow Diagram (PFD) (lampiran A) , Piping and

Instrumentation Diagram (P&ID) dan *datasheet equipment*. Data tersebut digunakan untuk memodelkan proses fraksinasi berdasarkan *column internal datasheet* sehingga di dapatkan gambaran umum proses serta *properties demethanizer, deethanizer, depropanizer, dan debutanizer* yang akan digunakan untuk memodelkan variabel pada fraksinasi LNG menggunakan *software HYSYS*.

3.1.1 Feed Natural Gas pada Kondisi Desain

Data yang dibutuhkan pada proses Feed awal proses masuk Fraksinasi *Liquefied Natural Gas* (LNG) adalah komposisi, kondisi operasi dan *properties* dari *feed natural gas* pada *plant*. Berikut merupakan data yang didapatkan.

Tabel 3.1 Properti pada *Feed Natural Gas*

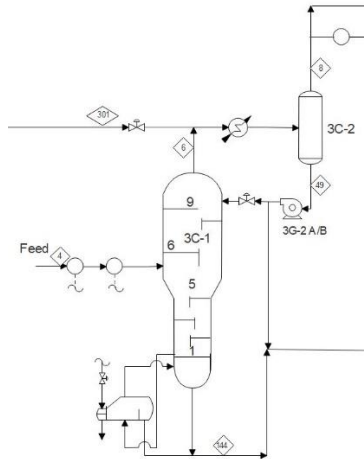
Variabel	Satuan	Nilai
Temperatur	°C	-28,89
Pressure	Psia	580
Mass Flow	kg/h	360525

3.1.2 Data Desain pada kolom *Demethanizer*

Pada permodelan proses Fraksinasi *Liquefied Natural Gas* (LNG) dibutuhkan data operasi, komposisi, dan desain pada kolom *Demethanizer* sebagai berikut.

Ukuran : 1,37m/ 3,35mm i.d/16,22 m T/T

Jumlah Tray : 9 *bottom up*



Gambar 3.2 Process Flow Diagram Demethanizer

Dari PFD, P&ID, dan *datasheet* kolom *Demethanizer* diperoleh kondisi operasi dan komposisi pada setiap *stream* sebagai berikut.

Tabel 3.2 Kondisi Operasi pada *Demethanizer*

Variabel	Satuan	Feed	Top	Bottom
Temperatur	°C	-28,89	-30,3	52,2
Pressure	Psia	580	566,7	581,3

Tabel 3.3 Parameter dan data aliran *Demethanizer*

Variabel	Satuan	Feed	Destilate	Bottom
Temperatur	°C	-28,89	-33,9	52,2
Pressure	Psia	580	566,7	581,3
Flow Rate	Kg/hr	360525	312917	45663
Komposisi	Nitrogen	0	0	0,113
	Methane	0,889	0,92	0,146

Tabel 3.3 Parameter dan data aliran *Demethanizer* (lanjutan)

Variabel	Satuan	Feed	Destilate	Bottom
Komposisi	Ethane	0,057	0,051	0,292
	Propane	0,032	0,017	0,116
	i-Butane	0,005	0,004	0,174
	n-Butane	0,006	0,005	0,047
	i-Pentane	0,002	0	0,032
	n-Pentane	0,001	0	0,076
	n-Hexane	0,003	0	0,292
	H2O	0	0	0

Tabel 3.4 Beban Energi pada *Demethanizer*

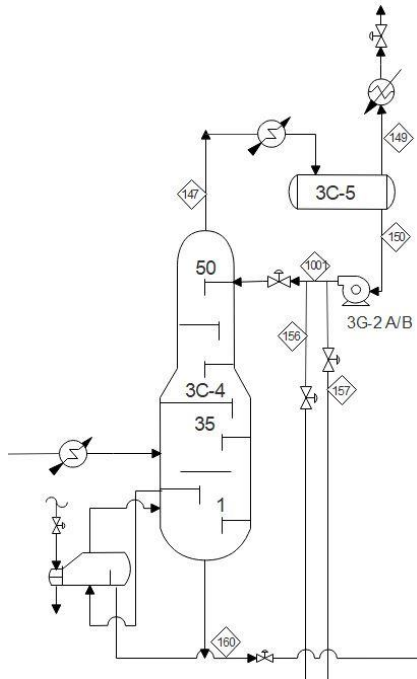
Satuan	Kondensor	Reboiler
kW	2848	2948
Tipe	Air Cooler	Kettle

3.1.3 Data Desain pada kolom *Deethanizer*

Pada permodelan proses Fraksinasi *Liquefied Natural Gas* (LNG) dibutuhkan data operasi, komposisi, dan desain pada kolom *Deethanizer* sebagai berikut.

Ukuran : 1,52m/ 2,99mm i.d/30,2 m T/T

Jumlah Tray : 50 *bottom up*



Gambar 3.3 *Process Flow Diagram Deethanizer*

Dari PFD, P&ID, dan *datasheet* kolom *Deethanizer* diperoleh kondisi operasi dan komposisi pada setiap *stream* sebagai berikut.

Tabel 3.5 *Kondisi Operasi pada Deethanizer*

Variabel	Satuan	Feed	Top	Bottom
Temperatur	°C	37,8	-1,5	111
Pressure	Psia	450	448	453

Tabel 3.6 Parameter dan data aliran *Deethanizer*

Variabel	Satuan	Feed	Destilate	Bottom
Temperatur	°C	37,8	-29,4	122,2
Pressure	Psia	450	440	453
Flow Rate	Kg/hr	47605	24437	41308
Komposisi	Nitrogen	0	0	0
	Methane	0,113	0,210	0
	Ethane	0,146	0,759	0
	Propane	0,292	0,030	0,391
	i-Butane	0,116	0	0,158
	n-Butane	0,174	0	0,236
	i-Pentane	0,047	0	0,065
	n-Pentane	0,032	0	0,044
	n-Hexane	0,076	0	0,103
	H2O	0	0	0

Tabel 3.7 Beban Energi pada *Deethanizer*

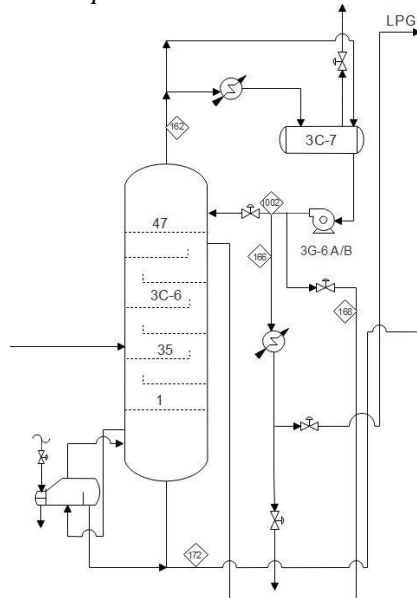
Satuan	Kondensor	Reboiler
kW	2537	5389
Tipe	Air Cooler	Kettle

3.1.4 Data Desain pada kolom *Depropanizer PFD*

Pada permodelan proses Fraksinasi *Liquefied Natural Gas* (LNG) dibutuhkan data operasi, komposisi, dan desain pada kolom *Depropanizer* sebagai berikut.

Ukuran : 1,83 m i.d/35,2 m T/T

Jumlah Tray : 47 *bottom up*



Gambar 3.4 *Process Flow Diagram Depropanizer*

Dari PFD, P&ID, dan *datasheet* kolom *Depropanizer* diperoleh kondisi operasi dan komposisi pada setiap *stream* sebagai berikut.

Tabel 3.8 Kondisi Operasi pada *Depropanizer*

Variabel	Satuan	Feed	Top	Bottom
Temperatur	°C	122,2	51,3	120,3
Pressure	Psia	453	250	262,7

Tabel 3.9 Parameter dan data aliran *Depropanizer*

Variabel	Satuan	Feed	Destilate	Bottom
Temperatur	°C	122,2	49,4	120,3
Pressure	Psia	453	250	262,7
Flow Rate	Kg/hr	41308	750	29068
Komposisi	Nitrogen	0	0	0
	Methane	0	0	0
	Ethane	0	0,001	0
	Propane	0,391	0,995	0,01
	i-Butane	0,158	0,003	0,254
	n-Butane	0,236	0	0,383
	i-Pentane	0,065	0	0,105
	n-Pentane	0,044	0	0,072
	n-Hexane	0,103	0	0,167
	H2O	0	0	0

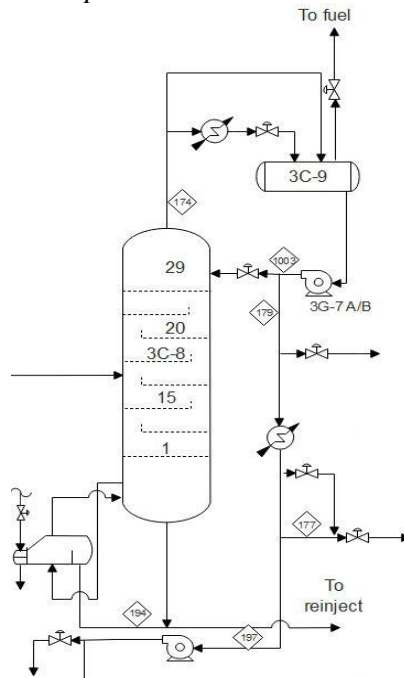
Tabel 3.10 Beban Energi pada *Depropanizer*

Satuan	Kondensor	Reboiler
kW	4709	3745
Tipe	Air Cooler	Kettle

3.1.5 Data Desain pada kolom *Debutanizer*

Pada permodelan proses Fraksinasi *Liquefied Natural Gas* (LNG) dibutuhkan data operasi, komposisi, dan desain pada kolom *Debutanizer* sebagai berikut.

Ukuran : 2,13 m i.d/23,70 m T/T
 Jumlah Tray : 29 *bottom up*



Gambar 3.5 Process Flow Diagram *Debutanizer*

Dari PFD, P&ID, dan *datasheet* kolom *Debutanizer* diperoleh kondisi operasi dan komposisi pada setiap *stream* sebagai berikut.

Tabel 3.11 Kondisi Operasi pada *Debutanizer*

Variabel	Satuan	Feed	Top	Bottom
Temperatur	°C	120,3	52,3	114,3
Pressure	Psia	262,7	88	620

Table 3.1 Parameter dan data aliran *Debutanizer*

Variabel	Satuan	Feed	Destilate	Bottom
Temperatur	°C	120,3	46,6	114,3
Pressure	Psia	262,7	80	90,9
Flow Rate	Kg/hr	29068	16366	12104
Komposisi	Nitrogen	0	0	0
	Methane	0	0	0
	Ethane	0	0	0
	Propane	0,015	0,02	0
	i-Butane	0,254	0,388	0
	n-Butane	0,383	0,583	0,002
	i-Pentane	0,105	0,004	0,3
	n-Pentane	0,072	0	0,209
	n-Hexane	0,167	0	0,487
	H2O	0	0	0

Table 3.2 Beban Energi pada *Debutanizer*

Satuan	Kondensor	Reboiler
kW	7989	6881
Tipe	Air Cooler	Kettle

3.2 Permodelan Proses Fraksinasi pada plant LNG

Pemodelan pada Proses Fraksinasi LNG (*Liquefaction Natural Gas*) Plant untuk mengetahui gambaran proses yang

terjadi pada LNG secara *steady* dan *dynamic*. Pemodelan ini berdasarkan *mass energy balance* pada *software* HYSYS.

Prosedur dalam melakukan simulasi permodelan *plant* pada *software* HYSYS adalah sebagai berikut [21].

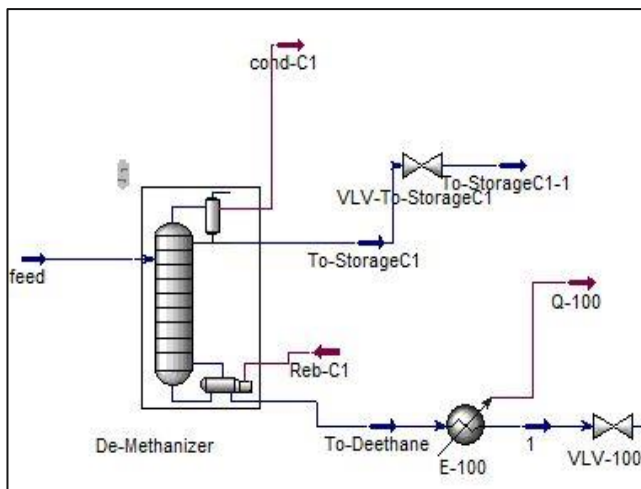
- a. Memasukkan semua data komponen proses.
- b. Memilih model *fluid package* yang sesuai dengan data komponen dan proses. Pada proses fraksinasi LNG, *fluid package* yang akan digunakan sebagai model dalam penelitian ini adalah Peng- Robinson.
- c. Mengisi data *feed* yang terdiri data properti serta 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 fraksinasi LNG. Perancangan diambil berdasarkan diagram alir proses fraksinasi LNG.
- 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 fraksinasi 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.

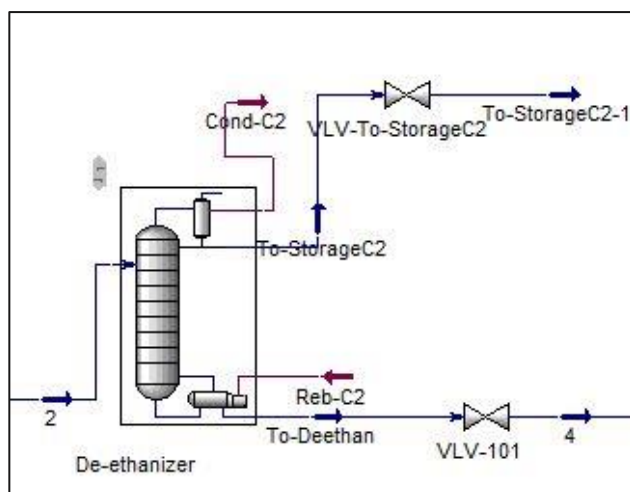
- a. Melakukan sizing terlebih dahulu pada setiap peralatan dan semua *valve*.
- b. Memastikan bahwa tidak ada *stream* yang bebas.
- c. Memasang pengendali pada proses sesuai perhitungan CDOF yang telah dilakukan.

- 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).

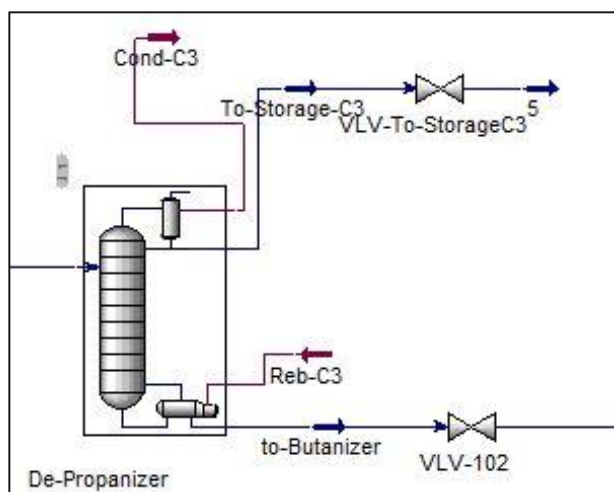
Berikut merupakan pemodelan pada proses Fraksinasi *Liquefied Natural Gas* (LNG) dengan menggunakan HYSYS.



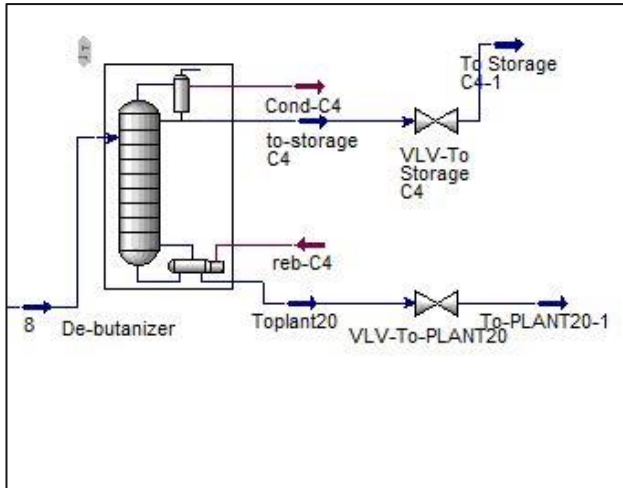
Gambar 3.6 Pemodelan Proses *Demethanizer*



Gambar 3.7 Pemodelan Proses *Deethanizer*



Gambar 3.8 Pemodelan Proses *Depropanizer*



Gambar 3.9 Pemodelan Proses Debutanizer

3.3 Validasi Proses Fraksinasi *Liquefied Natural Gas* (LNG)

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

Table 3.3 Validasi Proses Demethanizer pada aliran Destilat

Variabel	PFD	Simulasi	Error (%)
LajuAliran (kg/hr)	312917	312900	0,005
Temperature (°C)	-33,9	-34,6	0,02
Tekanan (Psia)	566,7	566	0,12
Komposisi (% mole)	0,92	0,92	0

Table 3.4 Validasi Proses Demethanizer pada aliran *Bottom*

Variabel	PFD	Simulasi	Error (%)
LajuAliran (kg/hr)	45663	45650	0,02
Temperature (°C)	52,7	51,6	2
Tekanan (Psia)	581,3	580,1	
Komposisi (% mole)	0,146	0,18	0,02

Table 3.5 Validasi Proses Deethanizer pada aliran Destilat

Variabel	PFD	Simulasi	Error (%)
LajuAliran (kg/hr)	24437	24445	0,03
Temperature (°C)	-29,4	-28	0,04
Tekanan (Psia)	440	445	1,1
Komposisi (% mole)	0,759	0,8	0,05

Table 3.6 Validasi Proses Deethanizer pada aliran *Bottom*

Variabel	PFD	Simulasi	Error (%)
LajuAliran (kg/hr)	41308	41316	0,01
Temperature (°C)	122,2	124	1,4
Tekanan (Psia)	453	470	3,7
Komposisi (% mole)	0	0	0

Table 3.7 Validasi Proses Depropanizer pada aliran Destilat

Variabel	PFD	Simulasi	Error (%)
LajuAliran (kg/hr)	750	745	0,6
Temperature (°C)	49,4	51	2
Tekanan (Psia)	250	247	1,2
Komposisi (% mole)	0,995	0,993	0,2

Table 3.8 Validasi Proses Depropanizer pada aliran *Bottom*

Variabel	PFD	Simulasi	Error (%)
LajuAliran (kg/hr)	29068	29071	0,01
Temperature (°C)	120,3	122	1,4
Tekanan (Psia)	262,7	260	1,02
Komposisi (% mole)	0,01	0,01	0

Table 3.9 Validasi Proses Debutanizer pada aliran Destilat

Variabel	PFD	Simulasi	Error (%)
LajuAliran (kg/hr)	16366	16370	0,02
Temperature (°C)	46,6	48	3
Tekanan (Psia)	80	82	2,5
Komposisi (% mole)	0,583	0,562	3,6

Table 3.10 Validasi Proses Debutanizer pada aliran *Bottom*

Variabel	PFD	Simulasi	Error (%)
Laju Aliran (kg/hr)	12104	12110	0,04
Temperature (°C)	114,3	115	0,6
Tekanan (Psia)	90,9	90	0,9
Komposisi (% mole)	0.002	0,002	0

3.4 Problem Formulation

Penentuan *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**, *Demethanizer* sesuai dengan **Tabel 3.3**, *Deethanizer* sesuai dengan **Tabel 3.6**, *Depropanizer* sesuai dengan **Tabel 3.9**, *Debutanizer* sesuai dengan **Tabel 3.12**.

3.5 Penentuan Fungsi Objektif

Fungsi objektif pada perancangan PWC ini adalah meminimalkan nilai konsumsi energi dan memaksimalkan profit. 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

berikut merupakan fungsi objektif pada perancangan PWC ini.

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

Pada fungsi objektif ini, harga energi mengacu pada referensi standar FIPG untuk energi yang digunakan berupa *natural gas* (151,7 U\$/mmbtu), harga metana (6,8 U\$/mmbtu), harga etana (7,5 U\$/mmbtu), harga propana (510 U\$/MT), harga butana (600 U\$/MT) sedangkan biaya operasional adalah 0,072 U\$/kW.

Pada fungsi objektif ini, dipilih batasan berupa kualitas dari komposisi produk. Untuk batasan komposisinya, sesuai dengan desain fraksinasi LNG plant.

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 CDOF pada proses fraksinasi dilakukan dengan menjumlah total stream dan total *equipment*.

Untuk mendapatkan nilai CDOF dari proses pencairan CH₄, dilakukan perhitungan jumlah *stream* dan *equipment* berdasarkan jenisnya sehingga didapatkan data sebagai berikut.

Sehingga didapatkan nilai CDOF pada proses pencairan CH₄ sebagai berikut.

Table 3.11 Analisa CDOF Proses Pencairan Fraksinasi

N streams	N restraining	N redundant	CDOF
57	24	12	21

Pada proses fraksinasi ini terdapat kontrol yang di pasang pada masing masing kolom *demethanizer*, *deethanizer*, *depropanizer*, dan *debutanizer*. Adapaun kontrol yang dipasang pada masing masing kolom sebagai berikut

Table 3.12 Strategi *Control* pada Proses *Demethanizer*

No	Kontrol dalam kolom destilasi
1.	Flow control 100 (<i>feed</i>)
2.	<i>Pressure Control Top Stage Kolom</i>
3.	Komposisi <i>control</i> destilat (<i>flow</i>)
4.	Komposisi <i>control bottom (temperature)</i>
5.	<i>Level Control Condenser</i>
6.	<i>Level control kolom</i>

Table 3.13 Strategi *Control* pada Proses *Deethanizer*

No	Kontrol dalam kolom destilasi
1.	<i>Pressure Control Top Stage Kolom</i>
2.	Komposisi <i>control</i> destilat (<i>flow</i>)
3.	Komposisi <i>control bottom (temperature)</i>
4.	<i>Level Control Condenser</i>
5.	<i>Level control kolom</i>

Table 3.14 Strategi *Control* pada Proses *Depropanizer*

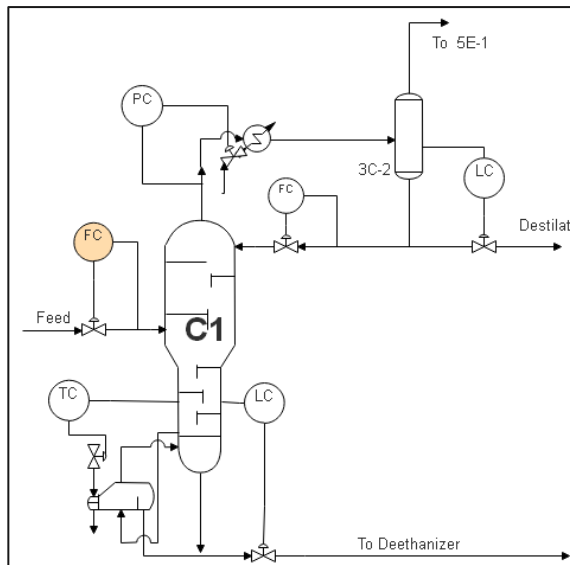
No	Kontrol dalam kolom destilasi
1.	<i>Pressure Control Top Stage Kolom</i>
2.	<i>Komposisi control destilat (flow)</i>
3.	<i>Komposisi Komposisi control bottom (temperature)</i>
4.	<i>Level Control Condenser</i>
5.	<i>Level control kolom</i>

Table 3.15 Strategi *Control* pada Proses *Debutanizer*

No	Kontrol dalam kolom destilasi
1.	<i>Pressure Control Top Stage Kolom</i>
2.	<i>Komposisi control destilat (flow)</i>
3.	<i>Komposisi control bottom (temperature)</i>
4.	<i>Level Control Condenser</i>
5.	<i>Level control kolom</i>

3.6.2 Pemodelan Laju Produksi (*Throughout Manipulator*)

Penentuan laju produksi (*throughout manipulator*) Lokasi *throughout manipulator* (TPM) pada proses Fraksinasi LNG ini terletak pada laju aliran feed natural gas. Penentuan laju produksi berdasarkan referensi milik Skogestad dan Luyben. TPM yang ditentukan adalah dengan cara merubah bukaan dari *control valve* yang digerakan dari *flow control*.



Gambar 3.10 Lokasi TPM pada Proses Fraksinasi

3.6.3 Penentuan Variabel Ekonomi (*Economical Controlled Variable*)

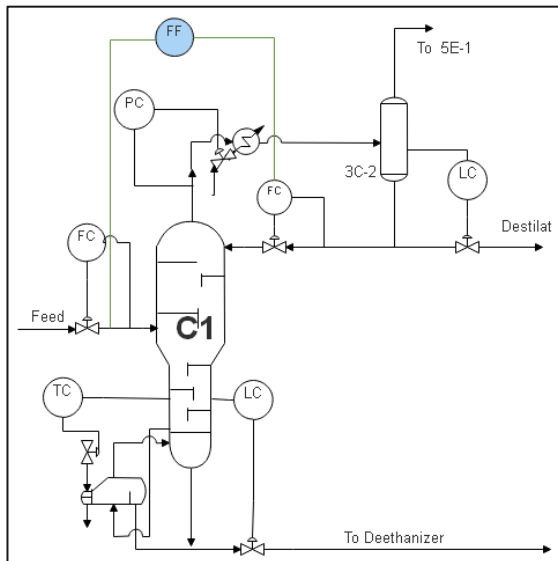
Penentuan variabel ekonomi ini sama dengan variabel kendali utama (*primary variable*) pada PWC milik Skogestad yang mempertimbangkan sisi ekonomi. Pemilihan variabel ekonomi (*economical controlled variable*) yaitu laju aliran tiap produk, kualitas distilat dan *bottom product* serta energi yang dihasilkan *reboiler* pada masing-masing kolom distilasi (*demethanizer deethanizer, depropanizer, dan debutanizer*).

Penentuan variabel ekonomi ini mengacu pada variabel yang berpengaruh langsung terhadap fungsi objektif yang berorientasi pada profit. Hal ini akan sesuai hasil optimisasi yang diharapkan, yakni penurunan penggunaan energi *reboiler* masing-masing kolom serta laju aliran tiap produk yang optimum dengan kualitas distilat dan produk bawah tetap terjaga.

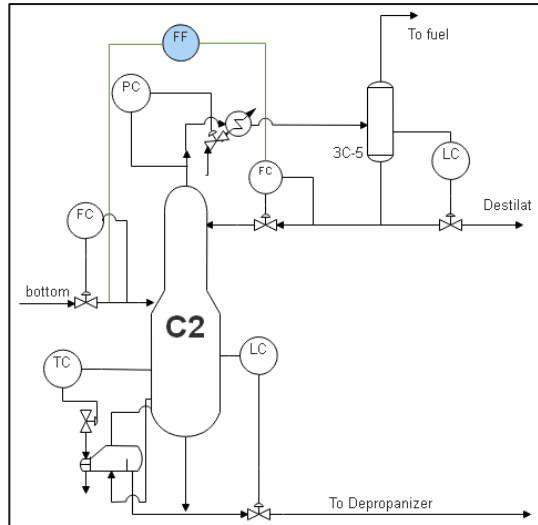
3.6.4 Integrasi Proses (*Process Integration*)

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 berupa *level* pada keempat kolom distilasi pada LPGF, temperatur, *pressure* serta gangguan yang terjadi adalah laju komponen dari *feed*.

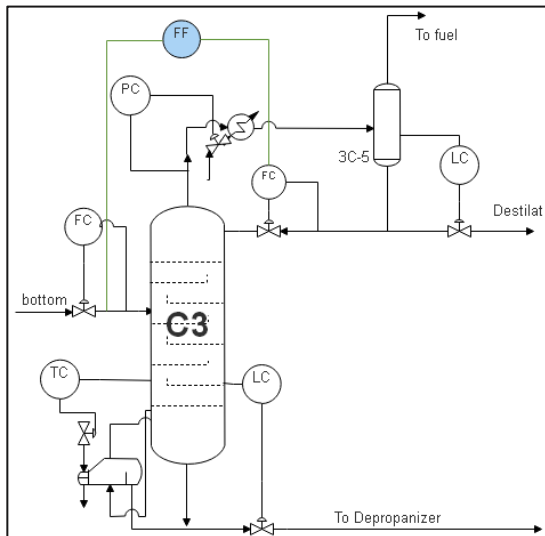
Disturbance pada proses fraksinasi ini dipengaruhi oleh perubahan laju aliran massa dari *feed* awal. Maka dari itu pengendali *feed forward* dengan kondisi *flow* yang berubah.



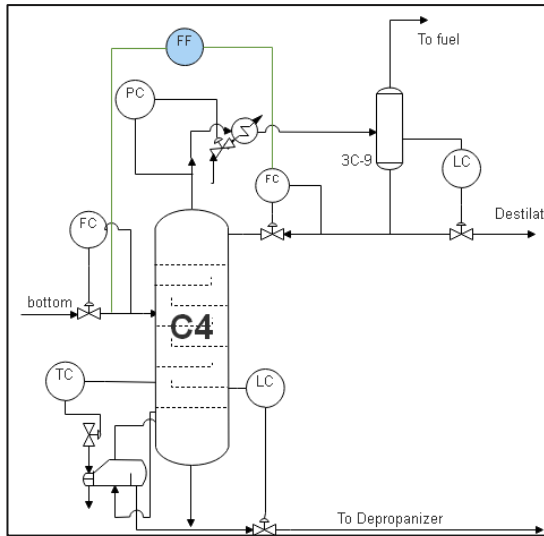
Gambar 3.11 Pengendalian *Feed Forward* pada *feed*



Gambar 3.12 Pengendalian *Feed Forward* pada *Deethanizer*



Gambar 3.13 Pengendalian *Feed Forward* pada *Depropanizer*



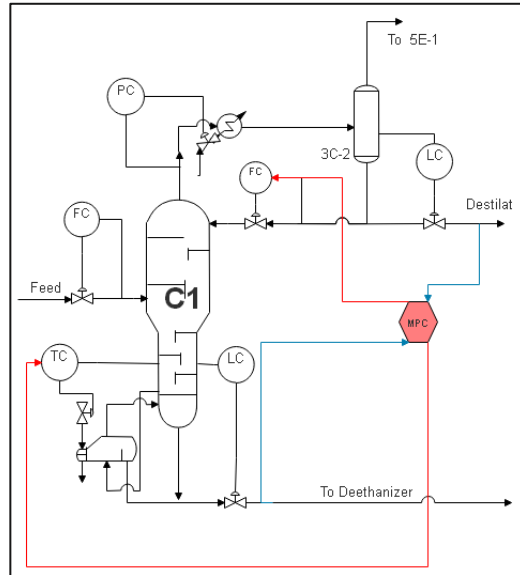
Gambar 3.14 Pengendalian *Feed Forward* pada *Debutanizer*

Dilakukan uji *disturbance* dan uji *open loop* pada masing-masing pengendali *feed forward* tersebut agar didapatkan nilai parameter dari *feed forward*. Berikut merupakan nilai parameter *feed forward* yang telah didapatkan (Lampiran A).

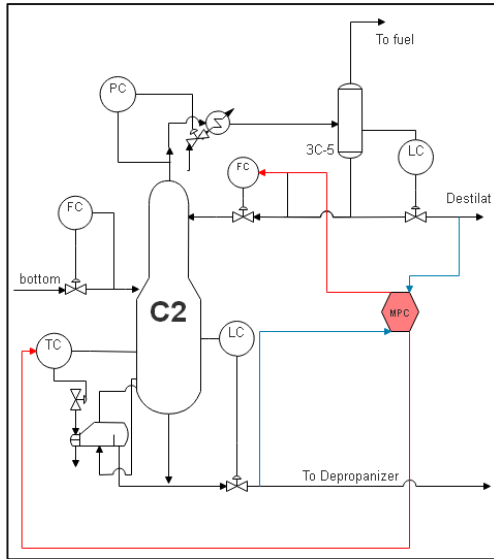
3.6.5 Strategi Kontrol Supervisory

Perancangan pengendalian supervisory pada tugas akhir menggunakan 1 MPC pada integrasi kontrol ke empat kolom dan dibandingkan dengan pemasangan pada empat kolom masing-masing MPC yang terdapat pada software HYSYS dengan menggunakan permodelan *first order* (FOPDT) yang tervalidasi. Pengendali MPC dipasang pada *output* dari destilat dari setiap kolom. Pemasangan MPC berdasarkan pada tujuan untuk menjaga kualitas pada produk destilat yang membutuhkan kontrol multivariable. Berikut merupakan parameter permodelan FOPDT yang akan diterapkan pada perancangan MPC (Lampiran A). Berikut merupakan perancangan MPC *controller* setiap kolom

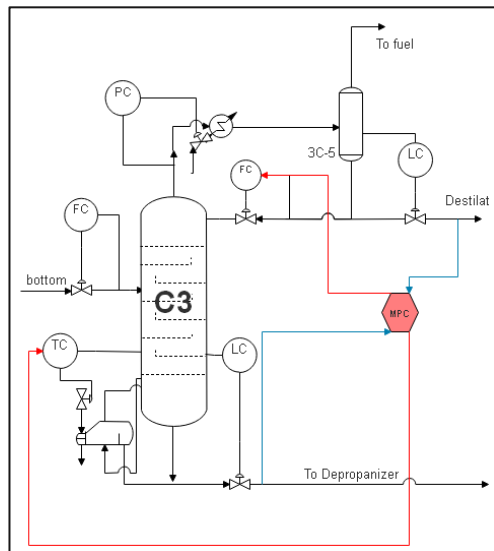
dimana output dari MPC adalah *controller* dari komposisi destilat dan *bottom* dan untuk menjaga kesetimbangan adalah. Dimana warna biru adalah input dari MPC dan warna merah adalah output dari MPC.



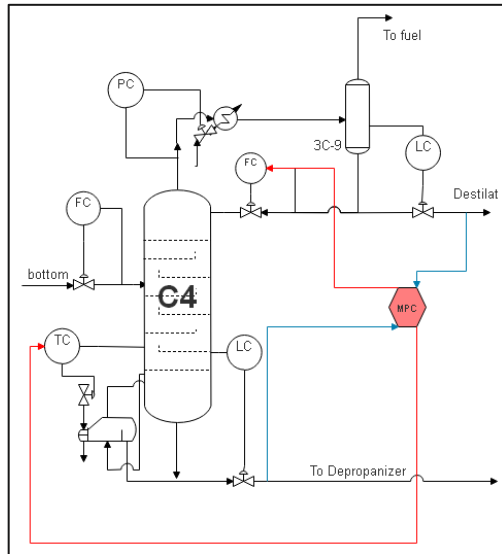
Gambar 3.15 Controller pada Demethanizer



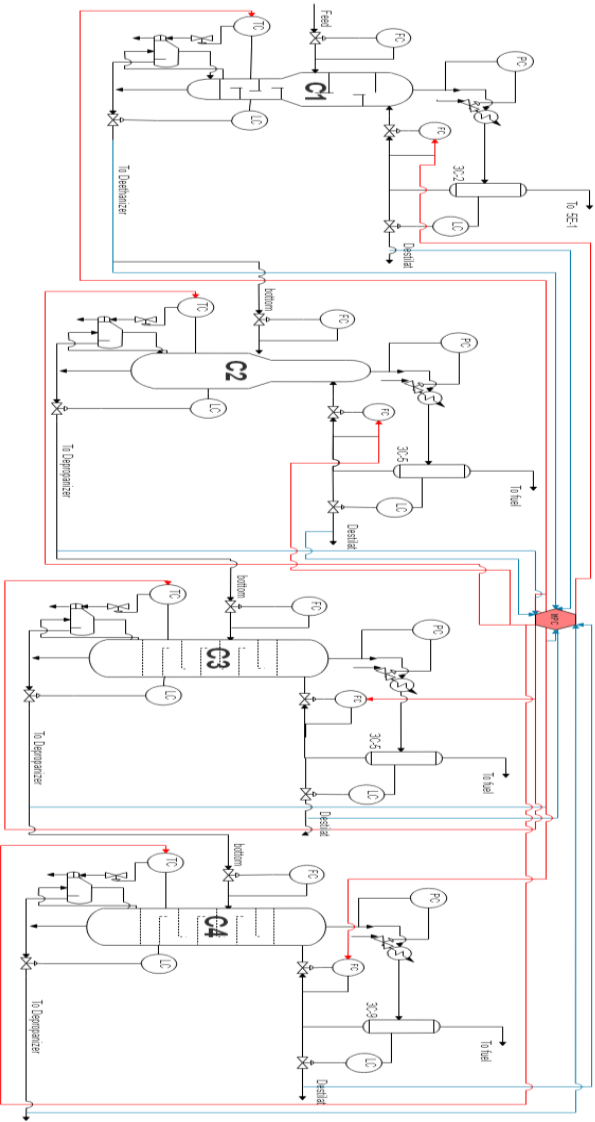
Gambar 3.16 *Controller pada Deethanizer*



Gambar 3.17 *Controller pada Depropanizer*



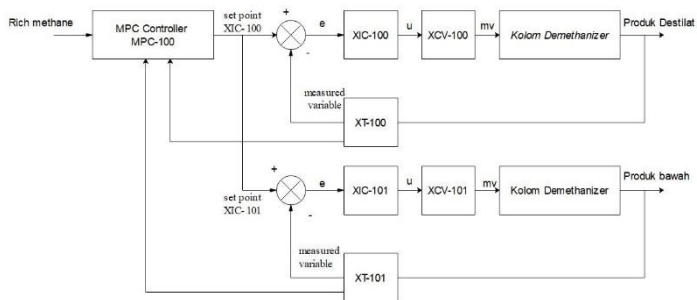
Gambar 3.18 Controller pada Debutanizer



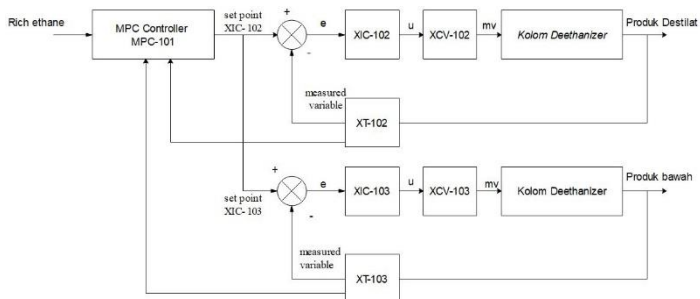
Gambar 3. 19 Pemasangan 1 MPC Controller pada plant

3.7 Diagram Blok

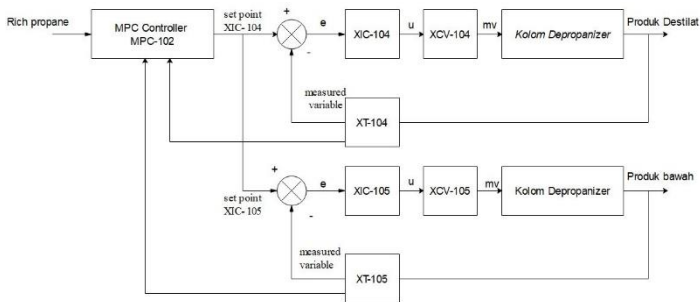
Pada penyusunan kontrol dimana kontrol dipasang pada *demethanizer*, *deethanizer*, *depropanizer*, dan *debutanizer*. Pemasangan kontrol dilakukan dengan memasang kontrol pada setiap kolom dengan *pressure control* pada *top product* pada kolom dan *control level* pada akumulator condenser juga reboiler, *temperature control* pada *stage* per kolom dengan *composition control* pada bagian destilat dan *bottom*.



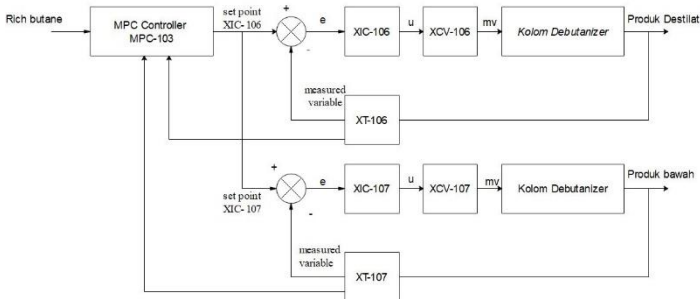
Gambar 3.20 Diagram Blok MPC Demethanizer



Gambar 3.21 Diagram Blok MPC Deethanizer



Gambar 3.22 Diagram Blok MPC *Depropanizer*



Gambar 3.23 Diagram Blok MPC *Debutanizer*

3.8 Optimisasi

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.

- Menambahkan *spreadsheet* yang terdapat pada toolbox.
- Semua variabel yang digunakan dalam optimisasi dimasukkan ke dalam *spreadsheet* tersebut serta hasil output optimisasi.
- 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.

3.9 Pengujian Performansi Sistem dan Analisis

Pengujian performansi sistem dalam perancangan PWC pada proses fraksinasi LNG dilakukan dengan memberikan *disturbance* dengan cara mengubah nilai laju aliran sebesar 5% dari nilai laju aliran *feed*

Melalui analisa respon variabel yang dilakukan dengan uji *disturbance* adalah dengan melihat respon pada variabel primer yang berpengaruh pada sisi ekonomi yaitu pada respon pada komposisi distilat, laju aliran distilat, dan pemakaian energinya terhadap umpan Hasil respon dari pengujian performansi dari perancangan PWC ini akan dibandingkan dengan sistem yang dirancang tanpa menggunakan PWC dimana pada proses tersebut hanya dipasang pengendali PID.

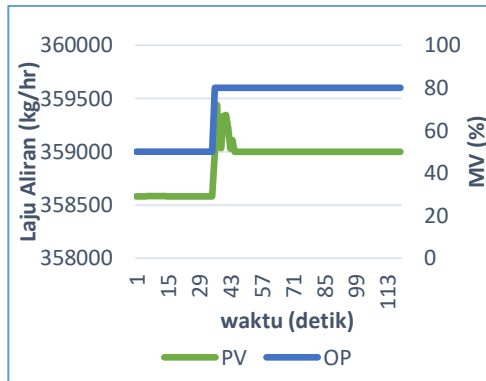
Halaman Sengaja dikosongkan

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*.

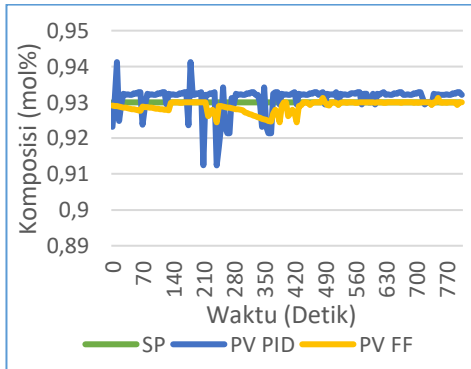
Pengujian *feed forward* terhadap variabel proses *flow* dilakukan terhadap *feed* pengendali *feed forward*. Uji *open loop* dilakukan dengan memanipulasi *stroke* pada *control valve*, dimana *stroke* yang dirubah pada *feed* dengan kondisi semula 50% dinaikkan menjadi 80%. Dilakukan dengan merubah nilai *set point* sebesar 5% pada uji *disturbance* dari kondisi operasi semula. Berikut merupakan grafik dari hasil uji *open loop* dan *disturbance* dari pengendali *feed forward*.



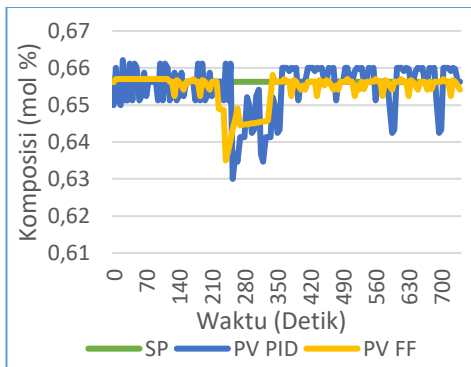
Gambar 4.1 Uji *Open Loop Flow Feed*



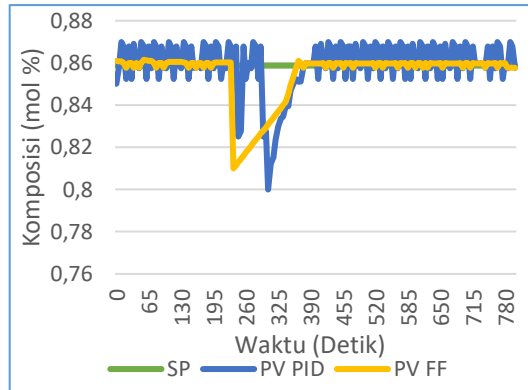
Gambar 4.2 Uji *Disturbance Flow Feed*



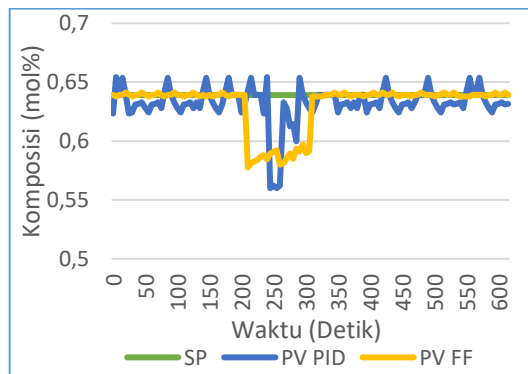
Gambar 4.3 Uji *Disturbance -5% demathanizer*



Gambar 4.4 Uji *Disturbance -5% deethanizer*



Gambar 4.5 Uji *Disturbance -5% depropanizer*



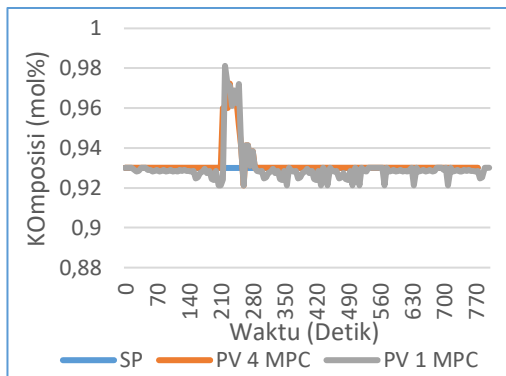
Gambar 4.6 Uji *Disturbance -5% debutanizer*

Pada uji *open loop* dan uji *disturbance* yang telah dilakukan terhadap perubahan *flow* dan komposisi dari keempat kolom di dapatkan hasil bahwa pada perubahan uji *open loop* pada variabel proses *flow* mempunyai respon yang sangat cepat dan cenderung mengikuti dari *setpoint*.

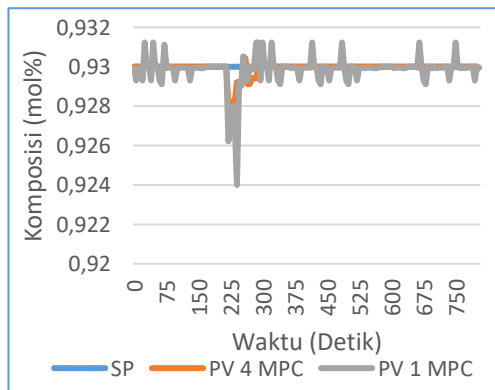
4.2 Analisa Hasil Perancangan PWC

Perancangan PWC pada unit fraksinasi telah dilakukan. Dimana diberikan *disturbance* pada *feed awal* sebesar kenaikan 5% dan penurunan sebesar 5%. Pemberian *disturbance* akan

mempengaruhi kepada komposisi dari setiap produk kolom . Pada uji *disturbance* XIC100 *demethanizer* dari set point sebelumnya 0,9300 mol% terjadi *overshoot* hingga 0,98 mol% dan *undershoot* hingga 0,924 mol%. Diberikan strategi kontrol dengan membandingkan pemasangan 1 MPC dan 4 MPC. Terlihat bahwa dengan pemasangan 4 MPC *process variable* lebih stabil dengan *error steady state* sebesar 0 % dibandingkan menggunakan 1 MPC.

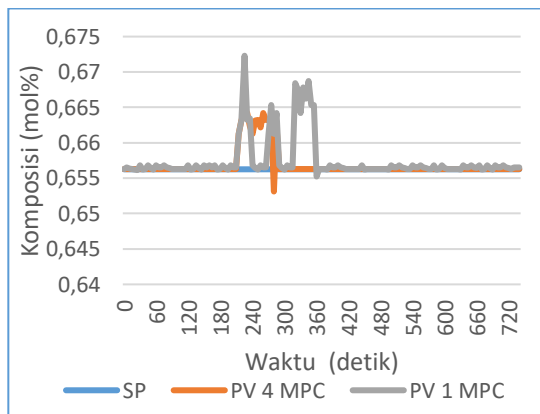


Gambar 4.7 Respon *disturbance*+5% pada Demethanizer

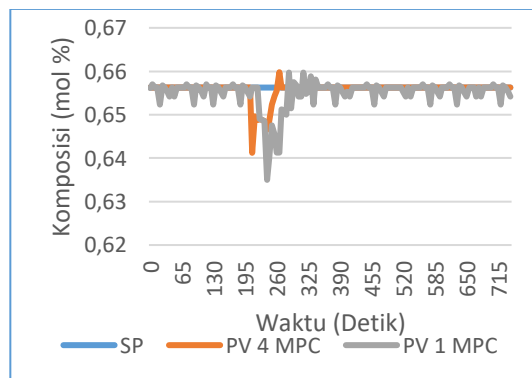


Gambar 4.8 Respon *disturbance* -5% pada Demethanizer

Pada uji *disturbance* XIC 102 *Deethanizer* yang berfungsi sebagai pengendali komposisi etana pada kolom *deethanizer* dengan kenaikan 5% telah terjadi *overshoot* dari *setpoint* 0,6563 mol% menjadi 0,67341 mol% dan *undershoot* hingga 0,63876. Diberikan strategi kontrol dengan pemasangan 4 MPC dan dibandingkan dengan pemasangan 1 MPC. Terlihat bahwa penggunaan 1 MPC mempunyai *error steady state* sebesar 1,4% dibandingkan menggunakan 4 MPC tidak mempunyai *error steady state*.

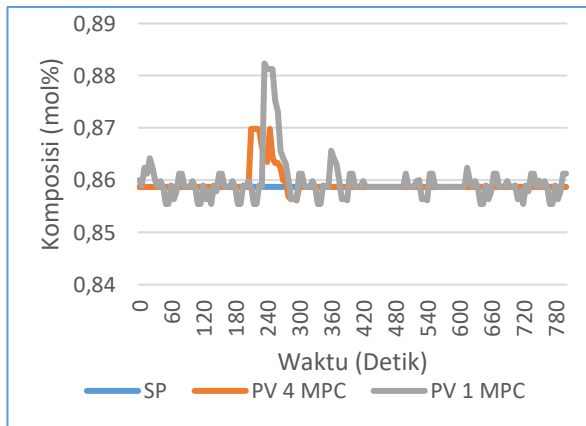


Gambar 4.9 Respon *disturbance* +5% pada *Deethanizer*

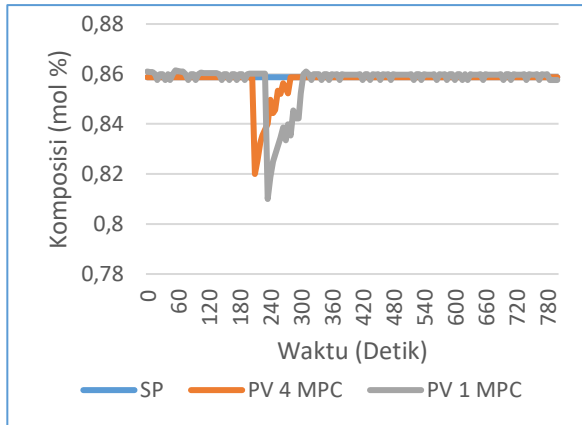


Gambar 4.10 Respon *disturbance* -5% pada *Deethanizer*

Pada uji *disturbance depropanizer* XIC 104 yang berfungsi sebagai pengendali komposisi *propane* dengan kenaikan 5% dari set point sebelumnya 0,8587 mol% terjadi *overshoot* sebesar hingga 0,8842, sedangkan pada uji *disturbance* dengan penurunan 5% dari set point sebelumnya 0,8587 mol% terjadi *undershoot* hingga 0,81mol%. Dengan perbandingan pemasangan 1 MPC dan 4 MPC mempunyai respon sebagai berikut. Terlihat bahwa penggunaan strategi kontrol 4 MPC lebih stabil dari pada penggunaan 1 MPC dikarenakan adanya *error steady state* pada respon kontrol juga *settling time* jauh lebih lama dibandingkan dengan penggunaan 4 MPC.

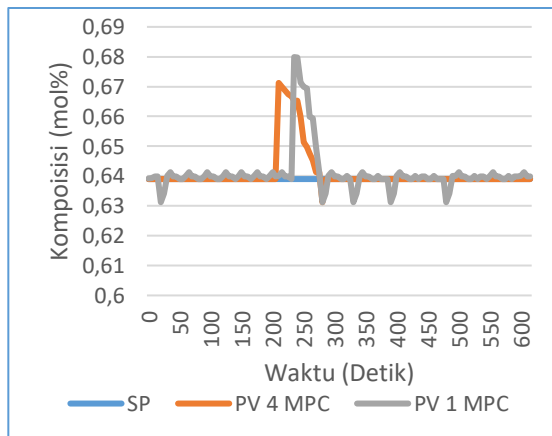


Gambar 4.11 Respon *disturbance* +5% pada *Depropanizer*

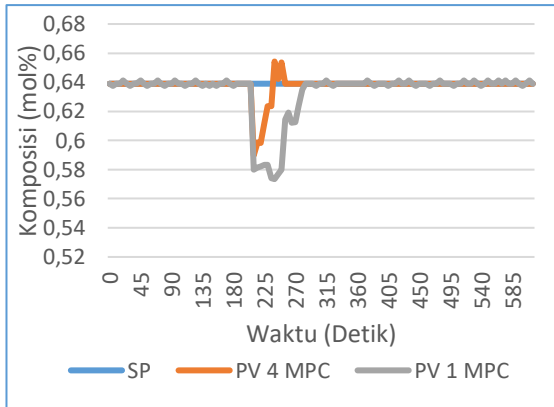


Gambar 4.12 Respon Uji Set Point -5% pada *Depropanizer*

Pada uji *disturbance debutanizer* XIC 106 yang berfungsi sebagai pengendali komposisi butana dengan kenaikan 5% dan penurunan 5% dari set point sebelumnya 0,8587 mol% dengan menggunakan strategi kontrol 1 MPC terjadi *overshoot* hingga 0,68 dan *undershoot* hingga 0,58 mol% dibandingkan menggunakan 4 MPC.



Gambar 4.13 Respon Uji Set Point +5% pada *Debutanizer*



Gambar 4.14 Respon Uji Set Point -5% pada *Debutanizer*

Pada uji *disturbance* yang dilakukan pada *feed* yang berpengaruh pada komposisi XIC 100 metana, XIC 102 etana, XIC 104 propana, XIC 106 butana. Pada XIC 100 *Demethanizer* pada uji kenaikan 5% sempat mengalami *overshoot* tapi tidak lama kemudian kembali pada keadaan *set point*. Sedangkan pada penurunan 5% sempat juga mengalami *undershoot* kecil tetapi kembali ke keadaan *setpoint* lagi. Pada uji kenaikan XIC 102 *Deethanizer* cukup lambat untuk mencapai keadaan *setpoint*, sedangkan pada uji penurunan 5% dapat terlihat bahwa terjadi osilasi kecil dan tidak lama kembali pada keadaan *setpoint*. Uji *disturbance* pada *depropanizer* XIC 104 dengan kenaikan 5% terlihat respon mengikuti *setpoint* dan terjadi *overshoot* hingga 0,88 mol% ,dan pada pengujian penurunan 5% terdapat osilasi kecil ketika proses pencapaian *setpoint*. Pada pengujian *disturbance* XIC 106 *Debutanizer* terlihat pada grafik bahwa adanya *overshoot* dengan osilasi yang cukup lama untuk mencapai keadaan *setpoint*, sedangkan pada uji penurunan 5% terjadi *overshoot* kecil tetapi cukup baik sehingga dapat mendekati *setpoint*. Dari keempat respon dilakukan pemasangan strategi kontrol dengan 1 MPC dan dibandingkan dengan pemasangan 4 MPC. Terlihat bahwa respon yang dihasilkan dengan 4 MPC cenderung lebih stabil karena tidak mempunyai *error steady state* daripada 1 MPC yang masih

mempunyai *error steady state*, hal ini dikarenakan proses integrasi jika pemasangan 1 MPC akan lebih sulit integrasi proses.

4.3 Analisis Hasil Optimasi

Setelah perancangan PWC dilakukan, maka diberikan gangguan pada *feed* dengan menaik turunkan sebesar 5% dari laju aliran awal 358580 kg/hr menjadi 376509 kg/hr dan turun sebesar 340650. Didapatkan perbandingan antara perancangan menggunakan PWC dengan tidak menggunakan PWC pada plant. Perbandingan tersebut dapat kita lihat dari tabel dibawah ini.

Tabel 4.1 Perbandingan laju produk pada proses fraksinasi dengan *disturbance* naik 5%

Kolom Destilasi	LajuAliran <i>feed</i> (kg/h)			LajuAliranDistilat (kg/h)			LajuAliran <i>bottom</i> (kg/h)		
	PID	4MP C	1 MPC	PID	4 MPC	1 MP C	PID	4MP C	1MP C
<i>Demethanizer</i>	395334	376509	376509	328562	329176	328666	66772	47333	47843
<i>Deethanizer</i>	47946	47961	47961	500	1422	1321	47446	46539	46640
<i>Depropanizer</i>	47444	47588	47588	22246	24439	23430	25198	23149	24158
<i>Debutanizer</i>	25196	23988	23988	12960	12408	12308	12236	11580	11680

Tabel 4.2 Perbandingan laju produk pada proses fraksinasi dengan *disturbance* turun 5%

Kolom Destilasi	LajuAliran <i>feed</i> (kg/h)			LajuAliran Distilat (kg/h)			LajuAliran <i>bottom</i> (kg/h)		
	PID	4MPC	1 MPC	PID	4MPC	1M PC	PID	4MPC	1MPC
<i>Demethanizer</i>	340650	340651	340651	297422	297271	297825	43228	43380	42826
<i>Deethanizer</i>	43378	43394	43394	1260	453	1287	42118	42941	42107
<i>Depropanizer</i>	42924	43055	43055	2112	20127	2211	40812	22928	40844
<i>Debutanizer</i>	22796	21703	21703	11225	11725	11227	11571	9978	10476

Tabel 4.3 Penggunaan Energi Reboiler dengan Kontrol 4 MPC

Tag Number	Disturbance +5%	Disturbance -5%
Reboiler <i>Demethanizer</i>	1579	2161
Reboiler <i>Deethanizer</i>	277	277
Reboiler <i>Depropanizer</i>	1645	1623
Reboiler <i>Debutanizer</i>	9672	5330
TOTAL (Kw)	13173	9391

Tabel 4.4 Penggunaan Energi Kondenser dengan Kontrol 4 MPC

Tag Number	Disturbance +5%	Disturbance -5%
Kondenser <i>Demethanizer</i>	16719	15847
Kondenser <i>Deethanizer</i>	2105	1107
Kondenser <i>Depropanizer</i>	2777	2658
Kondenser <i>Debutanizer</i>	2927	2927
TOTAL (Kw)	24528	22539

Tabel 4.5 Penggunaan Energi Reboiler dengan Kontrol 1 MPC

Tag Number	Disturbance +5%	Disturbance -5%
Reboiler <i>Demethanizer</i>	1590	2180
Reboiler <i>Deethanizer</i>	330	300
Reboiler <i>Depropanizer</i>	1665	1645
Reboiler <i>Debutanizer</i>	9690	5350
TOTAL (Kw)	13275	9475

Tabel 4.6 Penggunaan Energi Kondenser dengan Kontrol 1 MPC

Tag Number	Disturbance +5%	Disturbance -5%
Kondenser <i>Demethanizer</i>	16740	15870
Kondenser <i>Deethanizer</i>	2798	1146
Kondenser <i>Depropanizer</i>	2145	1134
Kondenser <i>Debutanizer</i>	2976	2998
TOTAL (Kw)	24659	21148

Tabel 4.7 Penggunaan Energi Reboiler dengan Kontrol Non-PWC (PID)

Tag Number	Disturbance 5%	Disturbance -5%
Reboiler <i>Demethanizer</i>	1879	2961
Reboiler <i>Deethanizer</i>	680	477
Reboiler <i>Depropanizer</i>	2783	2623
Reboiler <i>Debutanizer</i>	9872	5730
TOTAL (Kw)	15214	11791

Tabel 4.8 Penggunaan Energi Kondenser dengan Kontrol Non-PWC (PID)

Tag Number	Disturbance 5%	Disturbance -5%
Kondenser <i>Demethanizer</i>	21367	20981
Kondenser <i>Deethanizer</i>	3578	1107
Kondenser <i>Depropanizer</i>	3567	3214
Kondenser <i>Debutanizer</i>	2927	2897
TOTAL (Kw)	31439	28199

Dari analisa penggunaan energi pada proses LNG, penerapan kontrol PWC (MPC) mampu menekan penggunaan energi yang dikonsumsi lebih rendah daripada kontrol non-PWC (PID) dimana mampu menghemat energi pada uji kenaikan *disturbance 5%* sebesar 8.952 Kw pada pemasangan 4 MPC dan 8719 kw pada pemasangan 1 MPC. Ketika pada uji penurunan 5% *disturbance* strategi kontrol menggunakan 4 MPC dapat menghemat penggunaan energi sebesar 8.060 kW dan dengan pemasangan 1 MPC dapat menghemat sebesar 9367 kw. Dari hasil perbandingan

tersebut dapat dilakukan perhitungan keuntungan dalam menerapkan metode PWC pada proses LNG yaitu sebagai berikut.

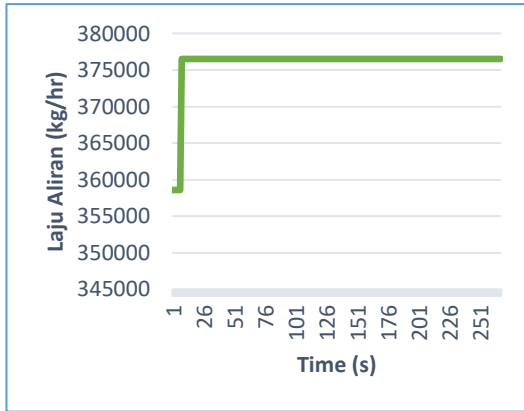
Tabel 4.9 Perbandingan Perhitungan Keuntungan pada proses fraksinasi

biaya (\$/jam)	Feed naik 5%			Feed turun 5%		
	PID	4 MPC	1MPC	PID	4 MPC	1 MPC
Produk	124779	126112	125336	103761	112895	103952
Biaya Operasional	3380,8	2728,099	2748,96	15801,49	2313,869	2219,155
Profit	121398,2	123383,901	122587,04	87959,51	110581,131	101732,845

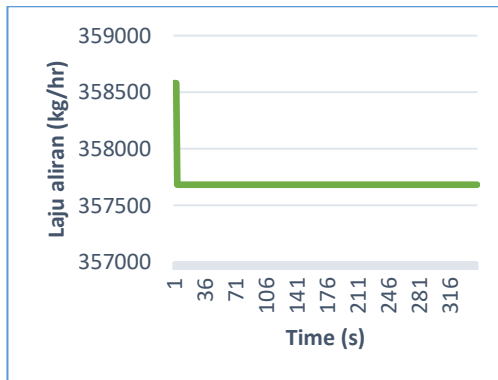
Dari hasil optimisasi didapatkan nilai jual harga LNG ketika kenaikan *disturbance* 5% memakai 4 MPC sebesar \$ 123383,3 per jam, dan memakai 1 MPC sebesar \$ 122587,04 per jam sedangkan pada non PWC (PID) sebesar \$ 121398,2 per jam dan untuk biaya operasional ketika menggunakan 4 MPC dapat menghemat \$ 653,701 perjam dengan profit \$ 123383,901 per jam dan menggunakan 1 MPC dapat menghemat \$631,84 per jam dengan total keuntungan \$122587,04. Pada pengujian penurunan 5% non PWC (PID) menghasilkan laju produk dengan harga jual \$10376/jam, sedangkan ketika memakai 4 MPC laju meningkat sebesar \$ 112895/jam begitupun dengan memakai 1 MPC meningkat sebesar \$10395/jam.

4.4 Analisis Pengujian Performansi

Dari hasil pengujian performansi pada proses fraksinasi ini diterapkan PWC dengan menaik turunkan pada *feed gas* dengan memberikan sinyal step sebesar 5% dari kondisi normal 358580 kg/hr menjadi 376509 (kg/hr) dan turun sebanyak 5% sebesar 340651 (kg/hr).

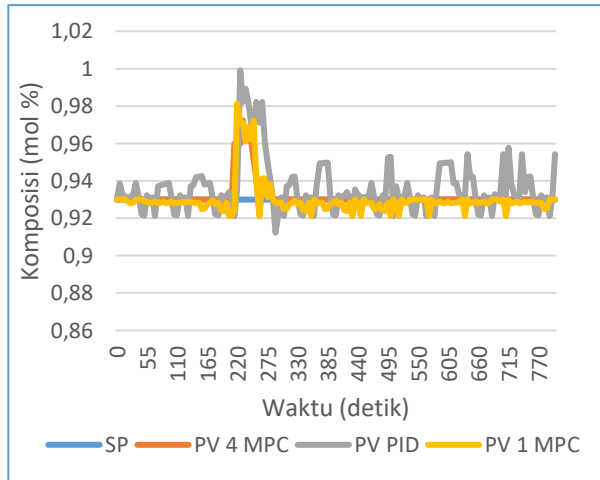


Gambar 4.15 Respon diberi *disturbance* +5% pada *feed*



Gambar 4.16 Respon diberi *disturbance* -5% pada *feed*

Pada perancangan strategi kontrol PWC menggunakan 4 MPC dan dibandingkan dengan 1 MPC Pada proses fraksinasi LNG ini dibandingkan sebelum perancangan PWC dan sesudah perancangan PWC. Terjadi perbedaan respon antara PWC dan non PWC pada respon kontrol komposisi *Demethanizer* XIC 100.



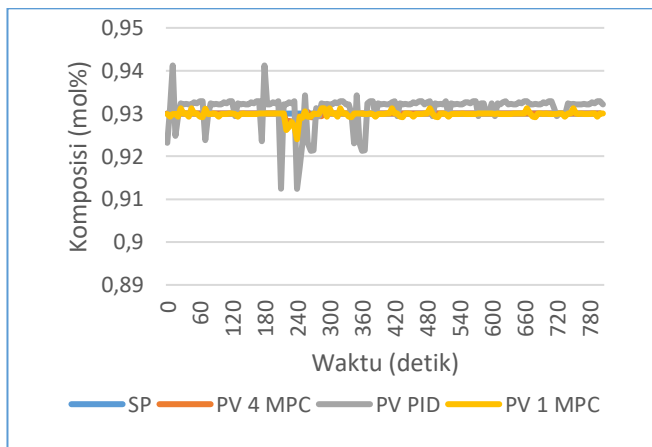
Gambar 4.17 Respon *disturbance* +5% pada Demethanizer

Perbandingan respon dengan pemberian *disturbance* 5%, respon terhadap kontrol komposisi pada destilat *Demethanizer* XIC 100 non PWC menunjukkan respon yang masih mempunyai *overshoot* sebesar 1,2 % , *error Steady State* sebesar 2,7 % dimana ketika diterapkan PWC menggunakan 1 MPC *error Steady State* sebesar 0,6 % , dan waktu untuk mencapai *setpoint* dengan menggunakan selama 276 detik dan non PWC selama 645 detik. Sedangkan ketika diterapkan menggunakan 4 MPC pada masing masing kolom *overshoot* cukup kecil sebesar 0,06% dan tidak ada *error steady state* dengan waktu mencapai *setpoint* selama 235 detik.

Tabel 4.10 Perbandingan karakteristik respon komposisi *Demethanizer* kenaikan 5%

Karakteristik Respon	PID	1 MPC	4 MPC
Maximum Overshoot (%)	1,2	0,6	0,06
Error Steady State (%)	2,7	0,6	0
SettlingTime (detik)	645	276	235
IAE	1,54823	0,65771	0,30354

Dilakukan dengan pemberian *disturbance* sebanyak -5% dari *feed* awal . Terjadi perbedaan respon antara penggunaan strategi kontrol PWC dengan penggunaan 4 MPC dan 1 MPC dibandingkan dengan non PWC yang didapatkan pada respon kontrol komposisi pada laju lairan destilat dapat dilihat pada **gambar 4.18**



Gambar 4.18 Respon *disturbance* -5% pada *Demethanizer*

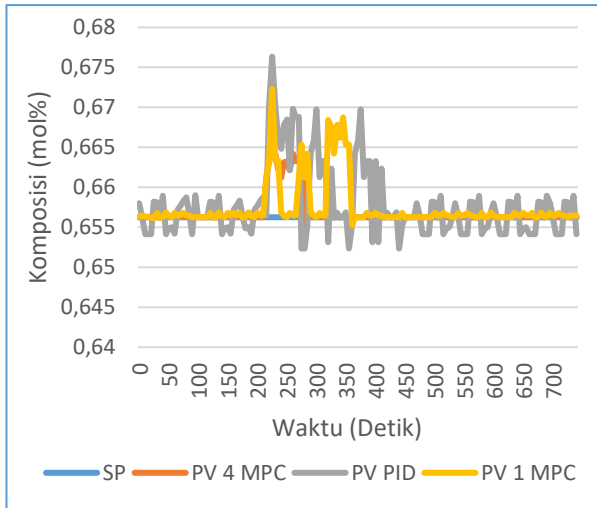
Perbandingan respon pada pemberian *disturbance* penurunan 5% dimana komposisi pada destilat *Demethanizer* XIC 100 menunjukkan dengan menggunakan PWC 1 MPC *maximum*

undershoot sebesar 6,2 % dibandingkan tidak menggunakan PWC sebesar 10,5 % dan mempunyai *error steady state* sebesar 6% sedangkan pada PWC 1 MPC cukup kecil sebesar 2,4%. Waktu yang dibutuhkan untuk *steady* menggunakan PWC 1 MPC dibutuhkan selama 310 detik dan untuk non PWC dibutuhkan waktu selama 398 detik. Pada pemasangan 4 MPC di masing masing kolom terlihat bahwa *maximum undershoot* yang didapat sebesar 4,3% dengan waktu untuk mencapai *setpoint* selama 262 detik dan tidak ada *error steady state*.

Tabel 4.11 Perbandingan karakteristik respon komposisi *Demethanizer* penurunan 5%

Karakteristik Respon	PID	1 MPC	4 MPC
<i>Maximum Undershoot (%)</i>	10,5	6,2	4,3
<i>Error Steady State (%)</i>	6	2,4	0
<i>SettlingTime</i> (detik)	398	310	262
IAE	0,517783	0,23969	0,10161

Pada penerapan strategi kontrol dengan uji *disturbance* Kenaikan sebesar 5% dari *feed* awal. Terjadi perbedaan respon antara penggunaan PWC dan non PWC yang didapatkan pada respon kontrol komposisi pada laju lairan destilat XIC 102 *deethanizer* dapat dilihat pada **gambar 4.19**



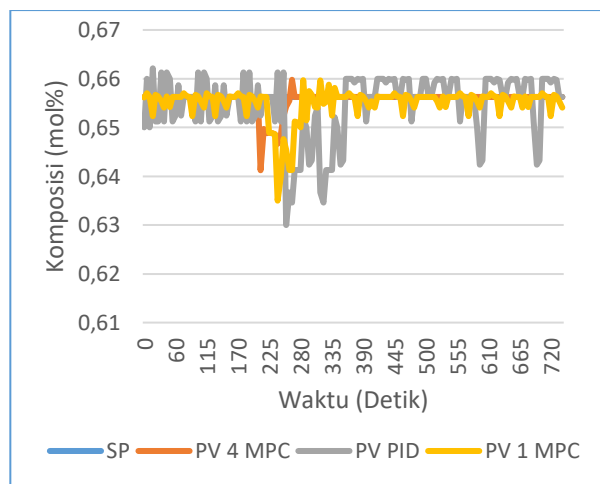
Gambar 4.19 Respon *disturbance* +5% pada Deethanizer

Perbandingan respon pada pemberian *disturbance* sebanyak 5% dimana komposisi pada destilat *Deethanizer* XIC 102 menunjukkan respon bahwa menggunakan non pwc mempunyai *overshoot* sebesar 7,1% % dan menggunakan PWC 1 MPC cukup kecil sebesar 3,3 %. Tetapi pada *steadystate* metode non PWC mempunyai *error* sebesar 3,1 %, sedangkan menggunakan PWC 1 MPC cukup kecil sebesar 1,4%. Waktu yang dibutuhkan untuk mencapai *steady* non PWC membutuhkan waktu cukup lama yaitu 450 detik dibandingkan dengan PWC 1 MPC selama 352 detik , sedangkan pada penerapan strategi kontrol PWC dengan 4 MPC waktu yang dibutuhkan untuk *steady* cukup cepat yaitu membutuhkan selama 272 detik dengan *maximum overshoot* 2% dan tidak ada *error steady state* **Tabel 4.12.**

Tabel 4.12 Perbandingan karakteristik respon komposisi *Deethanizer* kenaikan 5%

Karakteristik Respon	PID	1 MPC	4 MPC
<i>Maximum Overshoot (%)</i>	7,1	3,3	2
<i>Error Steady State (%)</i>	3,1	1,4	0
<i>SettlingTime (detik)</i>	450	352	272
IAE	1,09126	0,18140	0,09698

Dilakukan dengan pemberian *disturbance* sebanyak -5% dari *feed* awal . Terjadi perbedaan respon antara penggunaan strategi kontrol PWC dengan penggunaan 4 MPC dan 1 MPC dibandingkan dengan non PWC yang didapatkan pada respon kontrol komposisi pada laju lairan destilat *deethanizer* dapat dilihat pada **gambar 4.20**



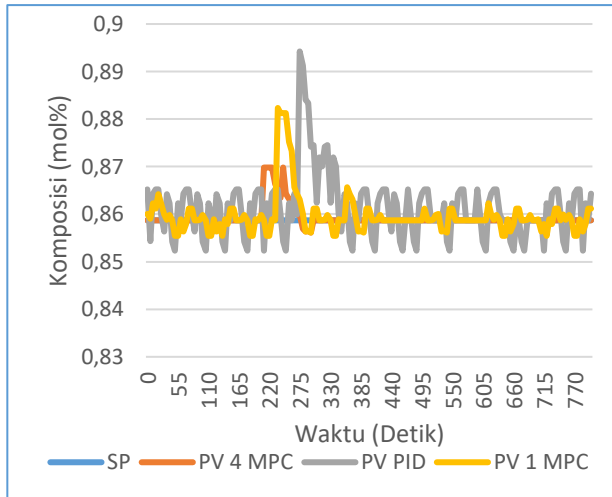
Gambar 4.20 Respon *disturbance* -5% pada *Deethanizer*

Pada perbandingan respon dengan pemberian penurunan *disturbance* sebanyak 5% dimana komposisi pada destilat *Deethanizer* XIC 104 menunjukkan bahwa penggunaan strategi kontrol non PWC mempunyai *undershoot* sebesar 6,4 % dan menggunakan PWC 1 MPC sebesar 5 %, menggunakan 4 MPC pada masing masing kolom sebesar 3,4 %. Tetapi pada *steadystate* metode non PWC mempunyai *error* sebesar 5,2%, sedangkan menggunakan PWC 1 MPC cukup kecil yaitu sebesar 2,1% dan ketika menggunakan 4 MPC tidak mempunyai error steady state . Waktu yang dibutuhkan untuk mencapai *steady* non PWC membutuhkan waktu selama 360 detik, sedangkan menggunakan PWC 1 MPC waktu yang dibutuhkan untuk steady cukup cepat yaitu membutuhkan selama 355 detik dan 4 MPC pada masing masing kolom selama 307 detik **Tabel 4.13**.

Tabel 4.13 Perbandingan karakteristik respon komposisi *Deethanizer* penurunan 5%

Karakteristik Respon	PID	1 MPC	4 MPC
<i>Maximum Undershoot (%)</i>	6,4	5	3,4
<i>Error Steady State (%)</i>	5,2	2,1	0
<i>SettlingTime (detik)</i>	360	355	307
IAE	0,69795	0,24390	0,07900

Pada pemberian *disturbance* di *feed awal* dengan kenaikan 5% pada *depropanizer* . Terjadi perbedaan antara PWC dan non PWC yang didapatkan pada respon kontrol komposisi pada laju lairan destilat dapat dilihat pada **gambar 4.21**



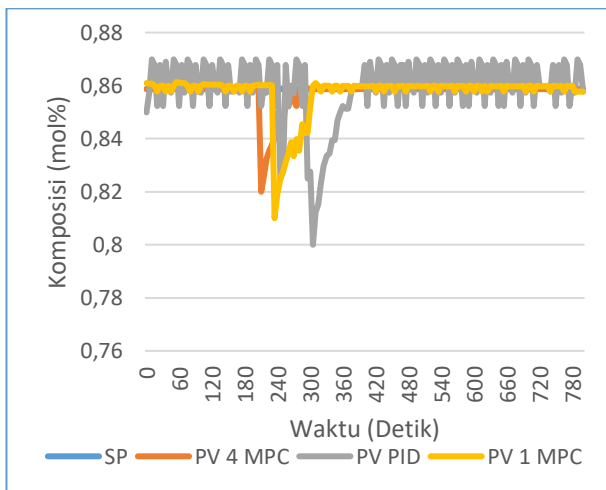
Gambar 4.21 Respon *disturbance* +5% pada Depropanizer

Perbandingan respon pada pemberian *disturbance* 5% dimana komposisi pada destilat *Depropanizer* XIC 100 menunjukkan bahwa menggunakan non pwc mempunyai *overshoot* sebesar 8,1 %, menggunakan PWC 1 MPC cukup kecil sebesar 3,4 %, dan menggunakan 4 MPC sebesar 2,3%. Tetapi pada *steadystate* metode non PWC mempunyai *error* sebesar 6,5 %, sedangkan menggunakan PWC 1 MPC cukup kecil sebesar 2,1% dan pada saat penggunaan 4 MPC tidak mempunyai *error steady state*. Waktu yang dibutuhkan untuk mencapai *steady* non PWC membutuhkan waktu selama 380 detik, sedangkan menggunakan PWC 1 MPC selama 300 detik dan menggunakan 4 MPC waktu yang dibutuhkan untuk *steady* cukup cepat yaitu membutuhkan selama 275 detik **Tabel 4.14**.

Tabel 4.14 Perbandingan karakteristik respon komposisi *Depropanizer* kenaikan 5%

Karakteristik Respon	PID	1 MPC	4 MPC
Maximum Overshoot (%)	8,1	3,4	2,3
Error Steady State (%)	6,5	2,1	0
SettlingTime (detik)	380	300	275
IAE	0,79809	0,33257	0,10409

Pada pemberian *disturbance feed* awal sebanyak penurunan 5% berdampak pada respon kontrol komposisi dari *depropanizer*. Terjadi perbedaan antara PWC dan non PWC yang didapatkan pada respon kontrol komposisi pada laju lairan destilat dapat dilihat pada **gambar 4.22**



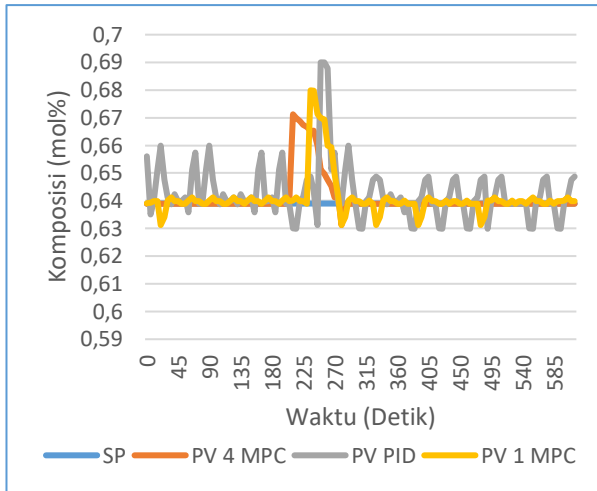
Gambar 4.22 Respon *disturbance* +5% pada *Depropanizer*

Perbandingan respon pada pemberian *disturbance* penurunan 5% dimana komposisi pada destilat *Depropanizer* XIC 104 menunjukkan dengan menggunakan PWC 1 MPC *maximum undershoot* sebesar 2 % dan 4 MPC sebesar 1,4 % dibandingkan tidak menggunakan PWC sebesar 5,2 % dan mempunyai *error steady state* sebesar 2,2% sedangkan pada PWC dengan 1 MPC sebesar 1,1% dan pada 4 MPC tidak ada. Waktu yang dibutuhkan untuk *steady* menggunakan PWC 1MPC dibutuhkan selama 322 detik, 4 MPC cukup cepat yaitu 275 detik dan untuk non PWC dibutuhkan waktu selama 420 detik. Hal ini menunjukkan bahwa respon PWC lebih cepat dari pada non PWC **Tabel 4.15**

Tabel 4.15 Perbandingan karakteristik respon komposisi *Depropanizer* penurunan 5%

Karakteristik Respon	PID	1 MPC	4 MPC
<i>Maximum Overshoot (%)</i>	5,2	2	1,4
<i>Error Steady State (%)</i>	2,2	1,1	0
<i>SettlingTime</i> (detik)	420	322	275
IAE	1,39744	0,52318	0,22294

Dilakukan pemberian *disturbance feed* awal sebanyak kenaikan 5% berdampak pada respon kontrol komposisi dari *debutanizer*. Terjadi perbedaan antara PWC dan non PWC yang didapatkan pada respon kontrol komposisi pada laju lairan destilat dapat dilihat pada **gambar 4.23**



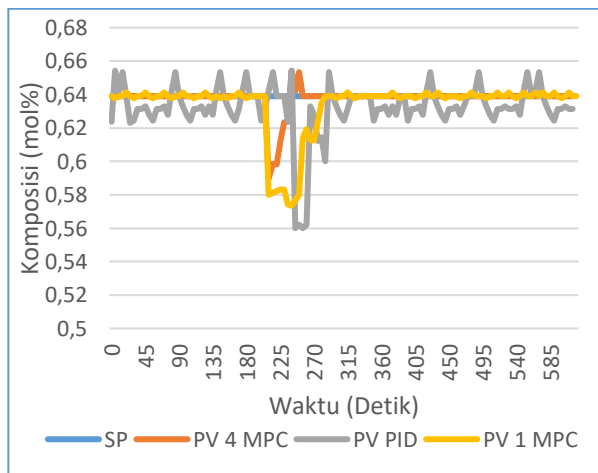
Gambar 4.23 Respon *disturbance* +5% pada Debutanizer

Perbandingan respon pada pemberian *disturbance* 5% dimana komposisi pada destilat *Debutanizer* XIC 106 menunjukkan bahwa menggunakan non PWC mempunyai *overshoot* sebesar 3 %, menggunakan PWC 1 MPC cukup kecil sebesar 1,2 %, dan menggunakan 4 MPC sebesar 0,2%. Tetapi pada *steadystate* metode non PWC mempunyai *error* sebesar 3,2 %, sedangkan menggunakan PWC 1 MPC cukup kecil sebesar 2,1% dan pada saat penggunaan 4 MPC tidak mempunyai *error steady state*. Waktu yang dibutuhkan untuk mencapai *steady* non PWC membutuhkan waktu selama 300 detik, sedangkan menggunakan PWC 1 MPC selama 280 detik dan menggunakan 4 MPC waktu yang dibutuhkan untuk *steady* cukup cepat yaitu membutuhkan selama 270 detik **Tabel 4.16**.

Tabel 4.16 Perbandingan karakteristik respon komposisi *Debutanizer* kenaikan 5%

Karakteristik Respon	PID	1 MPC	4 MPC
Maximum Overshoot (%)	3	1,2	0,2
Error Steady State (%)	3,2	2,1	0
SettlingTime (detik)	300	280	270
IAE	0,80264	0,37628	0,27240

Dilakukan pemberian *disturbance feed* awal sebanyak penurunan 5% berdampak pada respon kontrol komposisi dari *debutanizer*. Terjadi perbedaan antara PWC dan non PWC yang didapatkan pada respon kontrol komposisi pada laju lairan destilat dapat dilihat pada **gambar 4.24**



Gambar 4.24 Respon *disturbance* -5% pada *Debutanizer*

Perbandingan respon pada pemberian *disturbance* penurunan 5% dimana komposisi pada destilat *Debutanizer* XIC 106 menunjukkan dengan menggunakan PWC 1 MPC *maximum undershoot* sebesar 2 % dan 4 MPC sebesar 1,2 % dibandingkan tidak menggunakan PWC sebesar 4 % dan mempunyai *error steady state* sebesar 3,9% sedangkan pada PWC dengan 1 MPC sebesar 1,1% dan pada 4 MPC tidak ada. Waktu yang dibutuhkan untuk *steady* menggunakan PWC 1MPC dibutuhkan selama 283 detik, 4 MPC cukup cepat yaitu 269 detik dan untuk non PWC dibutuhkan waktu selama 315 detik. Hal ini menunjukkan bahwa respon PWC lebih cepat dari pada non PWC **Tabel 4.17**

Tabel 4.17 Perbandingan karakteristik respon komposisi *Debutanizer* penurunan 5%

Karakteristik Respon	PID	1 MPC	4 MPC
<i>Maximum Overshoot (%)</i>	4	2	1,2
<i>Error Steady State (%)</i>	3.9	1,1	0
<i>SettlingTime (detik)</i>	315	283	268
IAE	1,28601	0,71907	0,22116

4.5 Perhitungan *Total Annual Cost*

Perhitungan *Total Annual Cost* didapatkan dari *capital cost* dan biaya operasi energi tabel 4.3 sampai tabel 4.8 yang dikeluarkan dan biaya instalasi dari pemasangan instrumentasi. Pada perhitungan mendapatkan *capital investment* (Lampiran C). Pada CAPEX didapatkan biaya penambahan instrumentasi dan aksesoris sebesar \$1.444.750 dalam 4 MPC dan 1 MPC sebesar \$373.298,9 Pada biaya OPEX didapatkan biaya energi Ketika kenaikan *feed* 5% menggunakan 1 MPC sebesar \$24.080.889/Tahun dan 4 MPC sebesar \$23.898.147/tahun. Ketika terjadi penurunan *feed* sebesar 5% menggunakan 1 MPC sebesar \$19.439.797 /tahun dan 4 MPC sebesar \$20.269.492/tahun.Selain

itu perhitungan besarnya OPEX pada instalasi 4 MPC sebesar \$7142,857 untuk 12 bulan dan untuk 1 MPC sebesar \$1785,714. Dan profit yang didapat ketika kenaikan 5% menggunakan 1 MPC sebesar \$1.073.862.470/tahun dan 4 MPC sebesar \$1.080.842.972/tahun. Pada penurunan *feed* sebesar 5% didapatkan keuntungan pada pemasangan 1 MPC sebesar \$ 891.179.722/tahun dan 4 MPC sebesar \$968.690.707/tahun. Maka didapat harga *total annual cost* ketika kondisi pada kenaikan *feed* 5% pada pemasangan 1 MPC sebesar \$1.049.406.496/tahun dan 4 MPC membutuhkan \$1.055.492.932/tahun. Pada penurunan *feed* sebesar 5% ketika pemasangan 1 MPC membutuhkan \$ 871.364.840/tahun dan ketika pemasangan 4 MPC membutuhkan \$946.969.322/tahun.

4.6 Pembahasan

Dari optimisasi yang telah didapatkan bahwa perbandingan antara penggunaan antara menggunakan strategi PWC dan PID mempunyai perbedaan dengan pengujian *disturbance* kenaikan 5% dan penurunan 5% dari *feed* awal yang berpengaruh pada ke empat kolom dengan melihat kenaikan dan penurunan konsumsi energi dari kolom yaitu *reboiler* dan *condenser*. penerapan kontrol PWC (MPC) mampu menekan penggunaan energi yang dikonsumsi lebih rendah daripada kontrol non-PWC (PID) dimana mampu menghemat energi pada uji kenaikan *disturbance* 5% sebesar 8.952 Kw pada pemasangan 4 MPC dan 8719 kw pada pemasangan 1 MPC. Ketika pada uji penurunan 5% *disturbance* strategi kontrol menggunakan 4 MPC dapat menghemat penggunaan energi sebesar 8.060 kW dan dengan pemasangan 1 MPC dapat menghemat sebesar 9367 kw. Hal ini mempengaruhi hasil dari biaya operasi pada penggunaan strategi PWC ketika menggunakan 4 MPC dapat menghemat \$ 653,701 perjam dengan profit \$ 123383,901 per jam dan menggunakan 1 MPC dapat menghemat \$631,84 per jam dengan total keuntungan \$122587,04 pada kenaikan 5%. Pada pengujian penurunan 5% non PWC (PID) menghasilkan laju produk dengan harga jual \$10376/jam, sedangkan ketika memakai 4 MPC laju meningkat sebesar \$

112895/jam begitupun dengan memakai 1 MPC meningkat sebesar \$10395.

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. Perbedaan ketika pemasangan 1 MPC dan 4 MPC adalah proses integrasi, dimana ketika menggunakan 1 MPC akan lebih susah pengintegrasian dibandingkan pemasangan pada 4 MPC per kolom

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*, *undershoot*, *settling time* serta nilai eror *steady state*, sedangkan secara kualitatif dinilai dari nilai *Integral Absolute Error* (IAE). Dimana pada pemberian *disturbance* sebesar 5%, pada respon laju aliran destilat mampu menurunkan *maximum overshoot* kolom *demethanizer* dari 1,2% menjadi 0,06%, dan mampu menghilangkan eror *steady state*, serta dapat mempercepat *settling time* dari 645 detik ke 235 detik. Sedangkan saat diberi uji *disturbance* penurunan sebesar 5% dapat menurunkan nilai *maximum undershoot* dari 10,5% menjadi 4,3%, dan menghilangkan eror *steady state*, serta mempercepat *settling time* dari 398 detik menjadi 262 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 komposisi LNG juga

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

Halaman ini Sengaja Dikosongkan

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Adapun kesimpulan yang didapatkan dari perancangan PWC pada fraksinasi adalah sebagai berikut.

1. Penerapan PWC pada Proses *fractionation LNG* telah berhasil dilakukan dengan menggabungkan metode PWC milik Skogestad.
2. Penerapan PWC 1 MPC pada *fractionation lng* pada kenaikan *feed* 5% mampu menurunkan penggunaan energi sebesar 8719 kW perjam dan 4 MPC hingga 8952kW dan mampu meningkatkan profit 1 MPC sebesar \$122587,04/jam dan 4 MPC sebesar \$123383,901/jam sedangkan pada penurunan *feed* sebesar 5% 1 MPC mampu menurunkan penggunaan energi sebesar 9367 kw/jam dan penggunaan 4 MPC dapat menurunkan energi hingga 8060 Kw dan mampu meningkatkan profit 1 MPC sebesar \$101732,845/jam dan 4 MPC sebesar \$110581,131/jam dibandingkan dengan *Fraksinasi* sebelum menggunakan PWC.
3. Penerapan PWC pada *fractionation lng* mampu menghasilkan respon sistem yang stabil ketika diberi gangguan berupa perubahan laju aliran umpan. Hal ini ditunjukkan dengan penurunan *settling time*, *maximum overshoot*, *maximum undershoot* dan hilangnya eror *steady-state* serta menurunnya nilai IAE

5.2 Saran

Adapun saran yang dapat diberikan untuk penelitian selanjutnya sebagai berikut.

1. Melakukan penelitian mengenai PWC dengan strategi kontrol yang lain.
2. Menggunakan jenis teknik optimisasi stokastik lain sebagai opsi untuk perbandingan.

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR PUSTAKA

- [1] C. Jin and Y. Lim, "Economic evaluation of NGL recovery process schemes for lean feed compositions," *Chem. Eng. Res. Des.*, vol. 129, pp. 297–305, 2018, doi: 10.1016/j.cherd.2017.11.027.
- [2] McKincey, "Global Gas & LNG Outlook to 2035," *Energy Insights*, no. September, 2018.
- [3] H. E. Alfadala, "A Hierarchical Approach to Optimize LNG Fractionation," *Chem. Eng. Sci.*, pp. 21–32, 2017.
- [4] A. Dutta, I. A. Karimi, and S. Farooq, *Adjusting the Heating Value of LNG using a Superstructure for Hydrocarbon Recovery*, vol. 44. Elsevier Masson SAS, 2018.
- [5] Y.-U. Kim, "Process Control의 최근동향," *Korean Chem. Eng. Res.*, vol. 8, no. 4, pp. 192–192, 1970.
- [6] Sigurd Skogestad, *Chemical and Energy Process Engineering*. .
- [7] PT. Badak NGL, "General Liquefied Natural Gas PT. Badak NGL," 2019.
- [8] C. L. SMITH, "DISTILLATION CONTROL An Engineering Perspective," 2012.
- [9] L. ROBBINS, "DISTILLATION, CONTROL, OPTIMIZATION, AND TUNING Fundamentals and Strategies," 2011.
- [10] D. T. B. and L. L. M. L. L. W, "Plantwide Process Control," 1999.
- [11] V. K. Gade Pandu Rangaiah, Ed., *Plantwide Control Recent Developments and Applications*. .
- [12] T. Marlin, "Process Control Designing Processes and Control Systems for Dynamic Performance," *Iso 9001*, pp. 1–17, 2001, doi: 10.1201/9781420025446.ch3.9.
- [13] A. Madady, "Stabilization of control loops consisting of FOPDT process and parameter-dependent PID controller," *Process Control*, vol. 22, no. 9, pp. 1688–1701, 2012.
- [14] T. Marlin, "Process Control Designing Processes and Control Systems for Dynamic Performance," *Iso 9001*, pp.

- 1–17, 2001.
- [15] and M. L. L. W. L. Luyben, B. D. Tyréus, “Plantwide process control,” 2013.
 - [16] V. M. and J. Johannes, “Economic plantwide control: Automated controlled variable selection for a reactor-separator-recycle process,” 2013.

LAMPIRAN A

Tabel A.1 Parameter 4 MPC Permodelan FOPDT

Plant	Gain	K	Time Constant (menit)	Dead Time (Sekon)
Demethanizer	G ₁₁	0.92	11.6	14.2
	G ₁₂	0.87	7.0	15.21
	G ₂₁	0.94	17.4	19.2
	G ₂₂	0.93	13.4	24.1
Deethanizer	G ₁₁	0.70	2.8	23.6
	G ₁₂	0.62	2.1	12.5
	G ₂₁	0.91	10.8	15.2
	G ₂₂	0.94	15.5	9.1
Depropanizer	G ₁₁	0.92	12.3	18.9
	G ₁₂	0.83	5.5	20.4
	G ₂₁	0.90	9.1	21.1
	G ₂₂	0.87	7.1	22.1
Debutanizer	G ₁₁	0.90	10.1	23.3
	G ₁₂	0.82	5.3	21.2
	G ₂₁	0.89	8.7	16.2
	G ₂₂	0.83	9.7	18.4

Tabel A.2 Parameter 1 MPC Permodelan FOPDT

Plant	Gain	K	Time Constant (menit)	Dead Time (Sekon)
<i>Fractionation</i>	G ₁₁	0.90	14	12,4
	G ₁₂	0,88	7,8	16,5
	G ₁₃	0,84	10,6	20.2
	G ₁₄	0,95	9,7	21.1
	G ₂₁	0,82	5,2	25
	G ₂₂	0,71	2,5	15,6
	G ₂₃	0,91	17	15.2
	G ₂₄	0,92	17,7	9.1
	G ₃₁	0,89	15	18.9
	G ₃₂	0,84	5,6	20.5
	G ₃₃	0,90	9.1	21.1
	G ₃₄	0,91	6,2	25,6
	G ₄₁	0,82	11,4	23.3
	G ₄₂	0,90	7,3	21.2
	G ₄₃	0,81	7,6	22,5
	G ₄₄	0,82	9.7	18.4
	G ₅₁	0,92	11.6	14.2
	G ₅₂	0,90	7.0	15.21
	G ₅₃	0,87	17.4	19.2
	G ₅₄	0,91	13.4	24.1
	G ₆₁	0,74	2.8	23.6
	G ₆₂	0,75	2.1	12.5
	G ₆₃	0,87	10.8	15.2
	G ₆₄	0,88	15.5	9.1
	G ₇₁	0,90	12.3	18.9
	G ₇₂	0,81	5.5	20.4
	G ₇₃	0,92	9.1	21.1
	G ₇₄	0,87	7.1	22.1
	G ₈₁	0,78	10.1	23.3
	G ₈₂	0,85	5.3	21.2
	G ₈₃	0,90	8.3	16.2
	G ₈₄	0,83	8,7	18.4

Tabel A.3 Gain *Feedforward*

Keterangan	Gain
Laju aliran massa <i>feed awal</i>	$Gp(s) = \frac{14e^{-8536,394s}}{2,625s + 1}$
Gangguan pada <i>flow feed</i>	$Gd(s) = \frac{370055e^{-200,997s}}{5,25s + 1}$
<i>Feed forward</i>	$Gff(s) = 26432,6 \left(\frac{2,625s + 1}{5,25s + 1} \right) e^{-200,572s}$

Tabel A.4 Data *Stream* pada Proses *Demethanizer*

No	Streams
1.	<i>Feed awal</i>
2.	<i>Feed masuk kolom</i>
3.	<i>Top product</i>
4.	<i>Inlet condensor</i>
5.	<i>Inlet akumulator</i>
6.	<i>Top product akumulator</i>
7.	<i>Bottom product akumulator</i>
8.	<i>Inlet valve reflux</i>
9.	<i>Outlet valve reflux</i>
10.	Destilat
11.	<i>Bottom product kolom</i>
12.	<i>Bottom product reboiler</i>
13.	<i>Inlet steam reboiler</i>
14.	<i>Outlet steam reboiler</i>
15.	<i>Bottom Inlet next kolom</i>

Tabel A.5 Data *Stream* pada Proses *Deethanizer*

No	Streams
1.	<i>Feed</i> masuk kolom
2.	<i>Top product</i>
3.	<i>Inlet condensor</i>
4.	<i>Inlet akumulator</i>
5.	<i>Top product akumulator</i>
6.	<i>Bottom product akumulator</i>
7.	<i>Inlet valve reflux</i>
8.	<i>Outlet valve reflux</i>
9.	Destilat
10.	<i>Bottom product kolom</i>
11.	<i>Bottom product reboiler</i>
12.	<i>Inlet steam reboiler</i>
13.	<i>Outlet steam reboiler</i>
14.	<i>Bottom Inlet next kolom</i>

Tabel A.6 Data *Stream* pada Proses *Depropanizer*

No	Streams
1.	<i>Feed</i> masuk kolom
2.	<i>Top product</i>
3.	<i>Inlet condensor</i>
4.	<i>Inlet akumulator</i>
5.	<i>Top product akumulator</i>
6.	<i>Bottom product akumulator</i>
7.	<i>Inlet valve reflux</i>

Tabel A.6 Data *Stream* pada Proses *Depropanizer* (Lanjutan)

No	Streams
8.	<i>Outlet valve reflux</i>
9.	Destilat
10.	<i>Bottom product kolom</i>
11.	<i>Bottom product reboiler</i>
12.	<i>Inlet steam reboiler</i>
13.	<i>Outlet steam reboiler</i>
14.	<i>Bottom Inlet next kolom</i>

Tabel A.7 Data *Stream* pada Proses *Debutanizer*

No	Streams
1.	<i>Feed masuk kolom</i>
2.	<i>Top product</i>
3.	<i>Inlet condensor</i>
4.	<i>Inlet akumulator</i>
5.	<i>Top product akumulator</i>
6.	<i>Bottom product akumulator</i>
7.	<i>Inlet valve reflux</i>
8.	<i>Outlet valve reflux</i>
9.	Destilat
10.	<i>Bottom product kolom</i>
11.	<i>Bottom product reboiler</i>
12.	<i>Inlet steam reboiler</i>
13.	<i>Outlet steam reboiler</i>
14.	<i>Bottom Inlet next kolom</i>

Tabel A.8 Data *Equipment* pada Proses *Demethanizer*

Tag Component	N(restraining)	N(redundant)
Kolom destilasi	0	3
<i>Condenser</i>	1	0
<i>akumulator</i>	0	0
<i>Valve reflux</i>	1	0
<i>Pump</i>	1	0
<i>Reboiler</i>	1	0
<i>Valve destilat</i>	1	0
<i>Valve next kolom</i>	1	0

Tabel A.9 Data *Equipment* pada Proses *Deethanizer*

Tag Component	N(restraining)	N(redundant)
Kolom destilasi	0	3
<i>Condenser</i>	1	0
<i>akumulator</i>	0	0
<i>Valve reflux</i>	1	0
<i>Pump</i>	1	0
<i>Reboiler</i>	1	0
<i>Valve destilat</i>	1	0
<i>Valve next kolom</i>	1	0

Tabel A.10 Data *Equipment* pada Proses *Depropanizer*

Tag Component	N(restraining)	N(redundant)
Kolom destilasi	0	3
<i>Condenser</i>	1	0
<i>akumulator</i>	0	0
<i>Valve reflux</i>	1	0
<i>Pump</i>	1	0
<i>Reboiler</i>	1	0
<i>Valve destilat</i>	1	0
<i>Valve next kolom</i>	1	0

Tabel A.11 Data *Equipment* pada Proses *Debutanizer*

Tag Component	N(restraining)	N(redundant)
Kolom destilasi	0	3
<i>Condenser</i>	1	0
<i>akumulator</i>	0	0
<i>Valve reflux</i>	1	0
<i>Pump</i>	1	0
<i>Reboiler</i>	1	0
<i>Valve destilat</i>	1	0
<i>Valve next kolom</i>	1	0

Table A.12 Parameter Permodelan Pengendali *Feed Forward Flow*

Parameter Permodelan	Nilai Parameter <i>feed forward</i>
K_{ff}	26432,6
θ_{ff}	200,472
τ_1	2,625
τ_2	5,25

Table A.13 Parameter Permodelan Pengendali *Feed Forward Deethanizer*

Parameter Permodelan	Nilai Parameter <i>feed forward</i>
K_{ff}	35631,62
θ_{ff}	240,766
τ_1	5,432
τ_2	8,25

Table A.14 Parameter Permodelan Pengendali *Feed Forward* *Depropanizer*

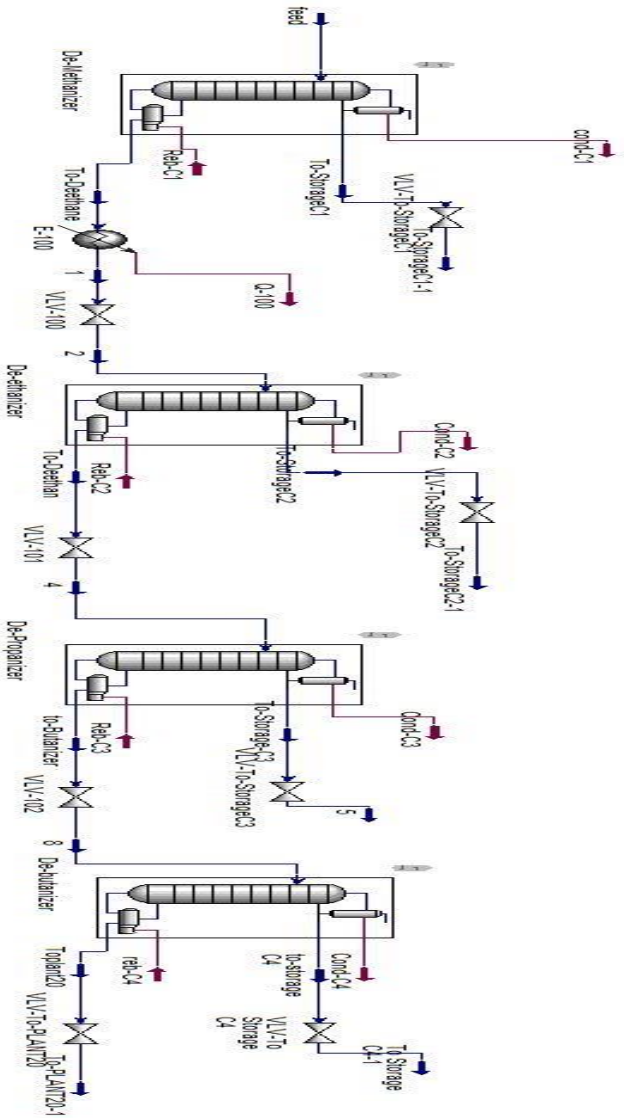
Parameter Permodelan	Nilai Parameter <i>feed forward</i>
K_{ff}	32145,7
θ_{ff}	321,132
τ_1	3,232
τ_2	4,43

Table A.15 Parameter Permodelan Pengendali *Feed Forward* *Debutanizer*

Parameter Permodelan	Nilai Parameter <i>feed forward</i>
K_{ff}	27564,653
θ_{ff}	234,124
τ_1	2,347
τ_2	6,43

Halaman ini Sengaja Dikosongkan

LAMPIRAN B



Gambar B.1 Pemodelan proses fraksinasi menggunakan HYSYS

LAMPIRAN C

Tabel C.1 Harga CAPEX 4 MPC

No	Jenis	Jumlah	Harga Satuan	Harga Total USD
1.	Model Predictive Control	4	5.000.000.000	1428571
2.	Tubing (100m)	4	104.000	29,71429
3.	Wiring (1m)	300	3600	77,14286
4.	AI/O Modul DCS	3	75.000.000	16071,43
CAPEX				1444750

Tabel C.2 Harga CAPEX 1 MPC

No	Jenis	Jumlah	Harga Satuan	Harga Total USD
1.	Model Predictive Control	1	5.000.000.000	357142,9
2.	Tubing (100m)	1	104.000	7,428571
3.	Wiring (1m)	300	3600	77,14286
4.	AI/O Modul DCS	3	75.000.000	16071,43
CAPEX				373298,9

Tabel C.2 Harga OPEX 4 MPC

No	Jenis	Jumlah	Harga Satuan	Harga Total USD
1	Instalasi Model Predictive Control	4	25.000.000 (12 bulan)	7142,857
OPEX				7142,857

Tabel C.3 Harga OPEX 1 MPC

No	Jenis	Jumlah	Harga Satuan	Harga Total USD
1	Instalasi Model Predictive Control	1	25.000.000 (12 bulan)	1785,714
OPEX				1785,714

BIODATA PENULIS



Nama lengkap penulis adalah Dimas Bayu Priantama, lahir di Kota Mojokerto pada tanggal 17 Mei 1998 dari pasangan Bapak Akhmad Hasan dan ibu Naning Fadhilah. Penulis merupakan anak pertama dari dua bersaudara. Pada tahun 2010 penulis menyelesaikan pendidikan Sekolah Dasar di SDIT AL-AKBAR, pada tahun 2013 menyelesaikan pendidikan Sekolah Menengah Pertama di SMP Negeri 1 Kota Mojokerto, pada tahun 2016 menyelesaikan pendidikan Sekolah Menengah Atas di SMA Negeri 1 Sooko. Pada tahun yang sama penulis terdaftar sebagai mahasiswa di Departemen Teknik Fisika Institut Teknologi Sepuluh Nopember. Penulis adalah seorang owner franchise sekaligus *chief Executive officer startup company* waniservice.com dan dalam kegiatan di kampus telah aktif dalam beberapa organisasi kemahasiswaan diantaranya menjadi Director of Finance ITS MUN club, Head of Division competition Development of Society Petroleum Engineer, Dan Project Director Laboratorium Workshop Instrumentasi . Serta ikut dalam berbagai kepanitian diantaranya adalah Petrolida , EPW , REM 7,.

Konsentrasi tugas akhir yang didalami adalah bidang rekayasa instrumentasi dan kontrol. Pada bulan Desember 2019 penulis telah menyelesaikan Tugas Akhir dengan judul **STRATEGI PLANTWIDE CONTROL PADA PROSES FRAKSINASI LIQUEFIED NATURAL GAS (LNG)**

Apabila pembaca ingin berdiskusi lebih lanjut mengenai tugas akhir, serta memberikan kritik dan saran maka dapat menghubungi penulis melalui *email* : dimasbayupriantama@gmail.com, *ig* : [bepedimas](#)

Halaman ini Sengaja Dikosongkan