



TUGAS AKHIR - TF 181801

PERANCANGAN *PLANTWIDE CONTROL* PADA *NAPHTHA HYDROTREATING UNIT (NHT)* MENGGUNAKAN METODE SKOGESTAD

AMALIA
NRP. 0231164000047

Dosen Pembimbing:
Ir. Matradji, M.Kom.
Totok Ruki Biyanto, S.T., M.T., Ph.D.

Departemen Teknik Fisika
Fakultas Teknologi Industri Dan Rekayasa Sistem
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya
2020



TUGAS AKHIR - TF 181801

PERANCANGAN *PLANTWIDE CONTROL* PADA *NAPHTHA HYDROTREATING UNIT* (NHT) MENGGUNAKAN METODE SKOGESTAD

AMALIA
NRP. 02311640000047

Dosen Pembimbing:
Ir. Matradji, M.Kom
Totok Ruki Biyanto, S.T., M.T., Ph.D.

Departemen Teknik Fisika
Fakultas Teknologi Industri Dan Rekayasa Sistem
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya
2020

Halaman ini sengaja dikosongkan



FINAL PROJECT - TF 181801

***PLANTWIDE CONTROL DESIGN FOR NAPHTHA
HYDROTREATING UNIT (NHT) USING SKOGESTAD METHOD***

AMALIA
NRP. 02311640000047

Supervisors:
Ir. Matradji, M.Kom
Totok Ruki Biyanto, S.T., M.T., Ph.D.

*Department of Engineering Physics
Faculty of Industrial Technology and System Engineering
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya
2020*

Halaman ini sengaja dikosongkan

PERNYATAAN BEBAS PLAGIASI

Saya yang bertanda tangan di bawah ini.

Nama : Amalia
NRP : 02311640000047
Departemen / Prodi : Teknik Fisika / S1 Teknik Fisika
Fakultas : Fakultas Teknologi Industri & Rekayasa Sistem (FT-IRS)
Perguruan Tinggi : Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Dengan ini menyatakan bahwa Tugas Akhir dengan judul "**Perancangan Plantwide Control pada Naphtha Hydrotreating Unit (NHT) Menggunakan Metode Skogestad**" adalah benar karya saya sendiri dan bukan plagiat dari karya orang lain. Apabila di kemudian hari terbukti terdapat plagiat pada Tugas Akhir ini, maka saya bersedia menerima sanksi sesuai ketentuan yang berlaku.

Demikian surat pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya-benarnya.

Surabaya, 10 Agustus 2020

Yang membuat pernyataan,

A 6000 Rupiah postage stamp with a signature over it. The stamp features the Garuda Pancasila emblem and the text 'PETERAI EMPER', 'No. 20', '75809AHF49562311', '6000', and 'ENAM RIBU RUPIAH'.

Amalia

NRP. 02311640000047

Halaman ini sengaja dikosongkan

LEMBAR PENGESAHAN
TUGAS AKHIR

**PERANCANGAN *PLANTWIDE CONTROL* PADA *NAPHTHA*
HYDROTREATING UNIT (NHT) MENGGUNAKAN METODE
SKOGESTAD**

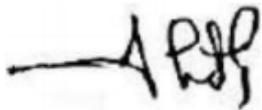
Oleh:

Amalia

NRP. 0231164000047

Surabaya,

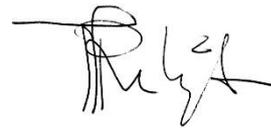
Menyetujui,
Pembimbing I



Ir. Matradji, M.Kom

NIP. 195607020 198503 1 003

Menyetujui,
Pembimbing II



Totok Ruki Bivanto, S.T., M.T., Ph.D.

NIP. 19710702 199802 1 001

Mengetahui,

Kepala Departemen

Teknik Fisika FTIRS-ITS



Dr. Bivanto, S.T., M.T.

NIP. 19711113 199512 1 002

Halaman ini sengaja dikosongkan

LEMBAR PENGESAHAN

PERANCANGAN *PLANTWIDE CONTROL* PADA *NAPHTHA HYDROTREATING UNIT* (NHT) MENGGUNAKAN METODE SKOGESTAD

TUGAS AKHIR

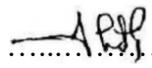
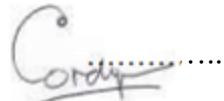
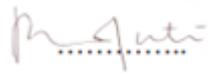
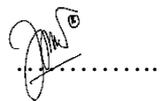
Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
pada
Progam Studi S-1 Departemen Teknik Fisika
Fakultas Teknologi Industri & Rekayasa Sistem (FTIRS)
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:

AMALIA

NRP. 0231164000047

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

1. Ir. Matradji, M. Kom  (Pembimbing I)
2. Totok Ruki Biyanto, S.T., M.T., Ph. D.  (Pembimbing II)
3. Hendra Cordova, ST., MT.  (Ketua Penguji)
4. Dr. Ir. Ronny Dwi Noriyati, M. Kes  (Penguji I)
5. Dyah Sawitri, ST., MT.  (Penguji II)
6. Iwan Cony Setiadi, ST., MT.  (Penguji III)

SURABAYA

2020

Halaman ini sengaja dikosongkan

PERANCANGAN *PLANTWIDE CONTROL* PADA *NAPHTHA HYDROTREATING UNIT* (NHT) MENGGUNAKAN METODE SKOGESTAD

Nama : Amalia
NRP : 02311640000047
Departemen : Teknik Fisika FTIRS - ITS
Dosen Pembimbing : 1. Ir. Matradji, M. Kom.
2. Totok Ruki Biyanto, S.T., M.T., Ph. D.

ABSTRAK

Permintaan akan minyak bumi semakin meningkat. Untuk dapat bersaing di pasar global perbaikan kualitas produk perlu ditingkatkan, proses yang diperlukan adalah *naphtha hydrotreating*. *Naphtha hydrotreating* adalah proses menghilangkan *impurities* berupa sulfur, nitrogen, olefin, dan senyawa logam lainnya untuk menghasilkan produk yang berkualitas baik dan tidak mencemari lingkungan. Setiap perusahaan juga ingin meningkatkan profit dengan meminimalisir biaya produksi dan memaksimalkan produksi yang dilakukan. Metode yang dilakukan dalam penelitian ini adalah *plantwide control* dari Skogestad. Hasil perancangan *plantwide control* saat diterapkan pada gangguan naik dan turun 5% dapat menurunkan nilai *overshoot*, *settling time*, *error steady state*, dan IAE yang menandakan bahwa respon yang dihasilkan lebih stabil. Perancangan PWC juga mampu menurunkan penggunaan energi saat gangguan naik 5% sebesar 0,07% yaitu 88.163 kJ/jam dan saat gangguan turun 5% sebesar 0,05% yaitu 56.276 kJ/jam dan mampu meningkatkan profit saat gangguan naik 5% sebesar 71% yaitu Rp 2.160.048.715 per hari dan saat gangguan turun 5% sebesar 5,82% yaitu Rp 671.914.922 per hari dibandingkan dengan sebelum diterapkan *plantwide control*.

Kata Kunci: Metode Skogestad, *Naphtha Hydrotreating Unit*, *Plantwide Control*

Halaman ini sengaja dikosongkan

***PLANTWIDE CONTROL DESIGN FOR NAPHTHA
HYDROTREATING UNIT (NHT) USING SKOGESTAD
METHOD***

Name : Amalia
NRP : 02311640000047
Department : *Engineering Physics FTIRS - ITS*
Supervisors : 1. Ir. Matradji, M. Kom.
2. Totok Ruki Biyanto, Ph. D.

ABSTRACT

The demand for petroleum is increasing. To be able to compete in the global market, product quality improvement needs to be done, the process required is naphtha hydrotreating. Naphtha hydrotreating is the process of removing impurities in the form of sulfur, nitrogen, olefins, and other metal compounds to produce products that are of good quality and do not pollute the environment. Every company also wants to increase profits by minimizing production costs and maximizing production. The method used in this study is plantwide control from Skogestad. The results of plantwide control design when disturbances applied to ups and downs 5% can reduce the value of overshoot, settling time, steady state error, and IAE which indicates that the response produced is more stable. PWC design is also able to reduce energy use when interference increases 5%, it reduces energy about 0,07% by 88,163 kJ/h and when interference falls 5%, it reduces energy about 0,05% by 56,276 kJ/h and is able to increase profits when interference increases 5%, it increases about 71% by Rp 2,160,048,715 per day and when the disturbance dropped by 5%, it increases about 5,82% by Rp 671,914,922 per day compared to before the plantwide control was applied.

Keywords: Naphtha Hydrotreating Unit, Plantwide Control, Skogestad Method

Halaman ini sengaja dikosongkan

KATA PENGANTAR

Alhamdulillahirobbilalamin. Puji Syukur atas kehadiran Allah SWT yang senantiasa melimpahkan rahmat dan hidayah-Nya, serta shalawat dan salam kepada Nabi Muhammad SAW, sehingga penulis dapat menyelesaikan laporan tugas akhir dengan judul

“PERANCANGAN *PLANTWIDE CONTROL* PADA *NAPHTHA HYDROTREATING UNIT (NHT)* MENGGUNAKAN METODE *SKOGESTAD*”.

Pada kesempatan kali ini, penulis ingin mengucapkan terima kasih sebesar-besarnya kepada seluruh pihak yang telah membantu menyelesaikan tesis ini. Ucapan terima kasih ini, khususnya diberikan kepada:

1. Bapak Dr. Suyanto, S.T., M.T. selaku Kepala Departemen Teknik Fisika ITS sekaligus dosen wali penulis yang telah memberikan ilmu serta fasilitas selama menempuh pendidikan di Teknik Fisika.
2. Bapak Ir. Matradji, M. Kom. selaku Dosen Pembimbing yang telah memberikan ilmu dan membimbing pengerjaan Tugas Akhir ini sehingga penulis dapat menyelesaikannya dengan baik.
3. Bapak Totok Ruki Biyanto, S.T., M.T., Ph.D. sebagai Dosen Pembimbing kedua saya yang telah memberikan ilmu, petunjuk, nasihat, serta inspirasi yang dapat menjadi bekal dalam perjalanan hidup kedepannya.
4. Bapak Ir. Jerri Susatio, M.T. selaku dosen wali penulis selama enam semester yang telah membimbing dan memberi ilmu kepada penulis selama kuliah di Teknik Fisika.
5. Bapak H. Ali Imron dan Hj. Siti Masitoh selaku orang tua penulis serta kakak-kakak saya atas segala kasih sayang dan doa serta dukungan moril dan materiil yang telah diberikan.
6. Azillatin Qisthian Diny yang telah membantu, menemani dan memberi motivasi penulis selama kuliah di ITS.

7. Ajung, Amira, Damay, dan Karin yang telah banyak mendukung dan memotivasi penulis.
8. Teman-teman seperjuangan Tugas Akhir khususnya Dwi Satriyo Murdono, M. Daniyal Effendi, Novita Amalia, Aditya Damar Jati yang telah banyak membantu dan memberikan semangat.
9. Tysna dan Mbak Safira yang telah banyak membantu membimbing ketika penulis mengalami kesusahan mengenai topik Tugas Akhir ini.
10. Seluruh teman satu angkatan F-51 Thallasinus Fortis yang telah menemani dan memberikan kesan dan kenangan selama menempuh pendidikan.

Penulis sadar bahwa penulisan laporan Tugas Akhir ini tidaklah sempurna, oleh karena itu penulis ingin mengucapkan permintaan maaf atas kekeliruan apabila ditemukan di kemudian hari. Namun semoga laporan ini dapat bermanfaat.

Surabaya, 9 Juli 2020

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL.....	i
COVER PAGE.....	iii
PERNYATAAN BEBAS PLAGIASI.....	v
LEMBAR PENGESAHAN	vii
LEMBAR PENGESAHAN	ix
ABSTRAK	xi
ABSTRACT.....	xv
KATA PENGANTAR	xvii
DAFTAR ISI.....	xix
DAFTAR GAMBAR	xxi
DAFTAR TABEL.....	xxiii
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Rumusan Masalah	3
1.3 Tujuan.....	3
1.4 Lingkup Kajian.....	4
1.5 Sistematika Laporan	4
BAB II TINJAUAN PUSTAKA DAN DASAR TEORI.....	7
2.1 <i>Naphtha Hydrotreating Unit (NHT)</i>	7
2.2 Kolom Distilasi Biner.....	8
2.3 FOPDT (<i>First Order Plus Death Time</i>)	10
2.4 <i>Control Degrees of Freedom (CDOF)</i>	11
2.5 Pengendali PID.....	11
2.6 Pengendali <i>Feedforward</i>	12
2.7 MPC (<i>Model Predictive Control</i>).....	14
2.8 <i>Plantwide Control (PWC)</i>	15

2.9	Analisa Performansi Pengendali	16
BAB III METODOLOGI PENELITIAN		19
3.1	Studi Literatur	20
3.2	Pengumpulan Data	21
3.3	Pemodelan <i>Steady State</i>	22
3.4	Validasi Pemodelan <i>Steady State</i>	23
3.5	Perancangan <i>Plantwide Control</i>	23
3.6	Pengujian Performansi Sistem oleh <i>Disturbance</i>	26
BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN		27
4.1	Pemodelan Kondisi <i>Steady State</i> Menggunakan <i>Software</i> HYSYS	27
4.2	Validasi Pemodelan <i>Steady State</i>	28
4.3	Hasil Perhitungan <i>Control Degree of Freedom (CDOF)</i>	29
4.4	Perancangan <i>Regulatory Control</i> pada <i>Naphtha Hydrotreating Unit</i>	31
4.5	Hasil Pemodelan FOPDT	35
4.6	Perancangan <i>Supervisory Control</i>	38
4.7	Hasil Analisis Pengujian Performansi Sistem	43
4.8	Analisa Komposisi	50
4.9	Hasil Analisa Penggunaan Energi, Laju Produk dan Ekonomi	51
BAB V KESIMPULAN DAN SARAN		55
5.1	Kesimpulan	55
5.2	Saran	56
DAFTAR PUSTAKA		57
LAMPIRAN		61
BIODATA PENULIS		62

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 <i>Process flow diagram naphtha hydrotreating unit (stripper section)</i>	7
Gambar 2.2 Struktur LV pada kolom distilasi.....	9
Gambar 2.3 Grafik respon sistem terhadap perubahan <i>input</i> untuk memperoleh model FOPDT.....	10
Gambar 2.4 Skema pengendalian PID sistem <i>loop</i> tertutup.....	12
Gambar 2.5 Plot dari lintasan <i>controlled variable</i> , <i>y</i> , dan lintasan <i>manipulated variable</i> , <i>u</i> , pada MPC.....	14
Gambar 2.6 Kurva respon unit-step.....	17
Gambar 3.1 Diagram alir penelitian.....	20
Gambar 3.2 <i>Process flow diagram naphtha hydrotreating unit stripper section</i>	21
Gambar 3.3 Diagram alir perancangan <i>plantwide control</i>	24
Gambar 4.1 Pemodelan <i>steady state naphtha hydrotreating unit stripper section</i>	27
Gambar 4.2 Perancangan <i>regulatory control</i> dengan pengendali PID.....	31
Gambar 4.3 Pemasangan pengendali PID pada <i>plant</i> dengan software HYSYS	32
Gambar 4.4 Diagram blok pengendali PID FIC-100.....	33
Gambar 4.5 Uji <i>setpoint</i> FIC-100 naik 5%.....	34
Gambar 4.6 Uji <i>setpoint</i> FIC-100 turun 5%.....	35
Gambar 4.7 Grafik uji <i>open loop</i> komposisi <i>bottom product</i>	36
Gambar 4.8 Grafik uji <i>open loop</i> laju aliran massa <i>feed</i> sebagai <i>disturbance</i> terhadap komposisi <i>bottom product</i> (hexana).....	37
Gambar 4.9 Diagram blok pengendalian <i>feedforward</i>	38
Gambar 4.10 Pemasangan <i>feedforward</i> pada <i>plant</i>	39
Gambar 4.11 Perancangan <i>feedforward</i> dengan software Aspen HYSYS.....	39
Gambar 4.12 Diagram blok MPC.....	41
Gambar 4.13 Pemasangan MPC pada <i>plant</i>	42
Gambar 4.14 Perancangan MPC dengan software Aspen HYSYS.....	43
Gambar 4.15 Hasil perbandingan respon laju aliran massa <i>feed</i> dengan gangguan naik 5%.....	44

Gambar 4.16 Hasil perbandingan respon komposisi <i>bottom product</i> dengan gangguan naik 5%	45
Gambar 4.17 Hasil perbandingan respon laju aliran massa <i>feed</i> dengan gangguan turun 5%	47
Gambar 4.18 Hasil perbandingan respon komposisi <i>bottom product</i> dengan gangguan turun 5%	49

DAFTAR TABEL

Tabel 3.1 Data Kondisi Operasi <i>Plant</i>	22
Tabel 4.1 Hasil Validasi Pemodelan <i>Steady State</i>	29
Tabel 4.2 Perhitungan $N_{restraining}$	30
Tabel 4.3 Perhitungan $N_{redundant}$	30
Tabel 4.4 Perhitungan Nilai CDOF.....	31
Tabel 4.5 Perancangan <i>Regulatory Control</i> dengan Pengendali PID.....	32
Tabel 4.6 Parameter FOPDT untuk Komposisi <i>Bottom Product</i> (Hexana)	37
Tabel 4.7 Parameter FOPDT untuk Komposisi <i>Bottom Product</i> (Hexana) akibat <i>Disturbance</i>	38
Tabel 4.8 Pemodelan Pengendali <i>Feedforward</i>	40
Tabel 4.9 Pemodelan MPC.....	42
Tabel 4.10 Karakteristik Respon Laju Aliran Massa <i>Feed</i> dengan Gangguan Naik 5%	45
Tabel 4.11 Karakteristik Respon Komposisi <i>Bottom Product</i> dengan Gangguan Naik 5%	46
Tabel 4.12 Karakteristik Respon Laju Aliran Massa <i>Feed</i> dengan Gangguan Turun 5%	48
Tabel 4.13 Karakteristik Respon Komposisi <i>Bottom Product</i> dengan Gangguan Turun 5%	50
Tabel 4.14 Perbandingan Komposisi Produk <i>Naphtha</i> Sebelum dan Sesudah Diterapkan PWC.....	51
Tabel 4.15 Perbandingan Penggunaan Energi pada NHT <i>Stripper Section</i> Sebelum dan Setelah Penerapan PWC saat Gangguan Naik 5%.....	52
Tabel 4.16 Perbandingan Penggunaan Energi pada NHT <i>Stripper Section</i> Sebelum dan Setelah Penerapan PWC saat Gangguan Turun 5%.....	52
Tabel 4.17 Perbandingan Variabel Ekonomi Sebelum dan Setelah Diterapkan PWC saat Gangguan Naik 5%	53

Tabel 4.18 Perbandingan Variabel Ekonomi Sebelum dan Setelah Dipasang PWC saat Gangguan Turun 5%.....	53
Tabel 4.19 Perbandingan Analisa Ekonomi Sebelum dan Setelah Diterapkan PWC saat Gangguan Naik 5%.....	53
Tabel 4.20 Perbandingan Analisa Ekonomi Sebelum dan Setelah Diterapkan PWC saat Gangguan Turun 5%.....	54

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Pada tahun 2015 hingga tahun 2018 minyak bumi masih menjadi sumber energi terbesar di dunia. Tercatat pada tahun 2015, 36,3% dari sumber energi di dunia merupakan minyak bumi dan pada tahun 2018 tercatat sebesar 36,5 % (Viens, 2019). Di zaman industrialisasi saat ini, kebutuhan akan minyak bumi menjadi sangat penting, baik bagi industri kecil, menengah, ataupun industri besar. Indonesia sebagai negara berkembang, terus mengalami pertumbuhan pembangunan dan perindustrian yang semakin pesat dari tahun ke tahun, sehingga menyebabkan kebutuhan akan energi semakin meningkat. Oleh karena itu, permintaan akan minyak bumi sebagai sumber energi akan semakin meningkat pula, tercatat pada tahun 2003 data dari *British Petroleum* (BP), konsumsi minyak bumi di Indonesia sebesar 1,21 juta barel per hari dan pada tahun 2018 sebesar 1,79 juta barel perhari, kenaikannya mencapai 5,24% (Kusnandar, 2019). Seiring dengan banyaknya permintaan akan minyak bumi mengakibatkan tumbuhnya perusahaan yang bergerak dalam bidang perminyakan (*refining industry*). Setiap perusahaan juga berlomba-lomba untuk memberikan kualitas terbaik pada produk yang mereka hasilkan. Dalam memperbaiki kualitas produknya, ada beberapa proses, salah satunya yaitu *hydrotreating* (Kokayeff, Zink, & Roxas, 2014).

Sulfur, nitrogen dan senyawa logam merupakan polutan paling penting dalam bagian minyak bumi. Menghilangkan senyawa-senyawa tersebut merupakan tujuan utama dalam *refining industry*. Proses *hydrotreating* telah dikenal sejak 1933 dan berbagai macam penelitian telah dilakukan di bidang ini di seluruh dunia. Banyak investasi modal cenderung dalam *refining industry* untuk menghasilkan *middle distillate* yang lebih bersih untuk memenuhi standar lingkungan. Di sisi lain, keracunan katalis logam yang bernilai pada *refinery unit* dan penon-aktifannya sebagai akibat dari kontak dengan beberapa senyawa berbahaya adalah alasan utama yang mengharuskan proses *hydrotreating* bahan bakar. Selain itu tren

ketatnya peraturan dan standar lingkungan pada sebagian negara menyebabkan diharuskannya ekspor bahan bakar yang tidak berpolusi (Sadighi, S.Reza, Ghabouli, & Bahmani, 2009).

Untuk menghasilkan kualitas produk yang baik setiap feed pada kandungan minyak bumi memerlukan proses *hydrotreating*. Pada penelitian kali ini, penulis meneliti pada unit proses *hydrotreating* pada naphtha atau bisa disebut sebagai *naphtha hydrotreating unit* (NHT). Pada zaman globalisasi saat ini, adanya perbaikan kualitas tidak cukup untuk bersaing di pasar global. Tren kompetisi global saat ini bergantung pada sedikitnya biaya produksi dan semakin efisiennya produksi yang dilakukan. Hal itu menjawab tujuan dari industri itu sendiri yaitu memperoleh profit yang maksimal untuk mempertahankan daya saing di pasar global saat ini (Minasidis, Jaschke, & Skogestad, 2013). Untuk memenuhi tujuan tersebut, perlu dianalisa permasalahan-permasalahan yang ada pada *plant* yang nantinya akan mengganggu tercapainya tujuan tersebut. Permasalahannya antara lain, *naphtha hydrotreating unit* (NHT) merupakan suatu unit operasi yang kompleks, karena didalamnya terdapat beberapa unit operasi yang saling berintegrasi, adanya proses pemisahan komposisi mengakibatkan timbulnya integrasi panas. *Input feed* pada unit ini merupakan *heavy naphtha* yang merupakan komponen kimia yang kompleks. Pada *plant* ini terjadi proses *make up hydrogen*, hal ini diperlukan untuk menggantikan hidrogen yang dikonsumsi selama proses berlangsung. Karena hidrogen berperan penting dalam proses *hydrotreating* (Parkash, 2003). Proses *make up hydrogen* tersebut terjadi berulang-ulang sehingga mengakibatkan efek *snow ball* yaitu efek yang terjadi karena adanya ketidakseimbangan massa yang kembali ke reaktor dalam *plant* ini (Dimian, Kiss, & Bildea, 2004).

Permasalahan-permasalahan tersebut dapat diatasi dengan merancang desain pengendali pada keseluruhan *plant* yang disebut *plantwide control*. *Plantwide control* (PWC) mengacu pada struktur dan strategi kontrol yang digunakan dalam desain keseluruhan sistem kontrol pada *plant*. Pada metode sebelum adanya PWC, metode yang digunakan hanya focus terhadap unit proses tunggal saja padahal pada saat ini *plant* yang ada sangat kompleks dan terintegrasi (Rodriguez & Marcos, 2002). Metode PWC sejauh ini sudah banyak dikembangkan, pada tahun 1997

metode *plantwide control* pertama kalinya diusulkan oleh Luyben. Metode yang diusulkan Luyben ini dapat dijadikan langkah awal untuk menyelesaikan permasalahan pada *plant*. Tetapi masih terdapat kelemahan pada segi ekonomi mengakibatkan peformansi pada segi ekonominya buruk. Pada tahun 2000 usulan Skogestad hadir dengan menyempurnakan metode dari Luyben pada segi ekonominya. Dalam metodenya terbagi menjadi dua yaitu *top-down* fokus terhadap *steady state economics* dan *bottom-up* fokus pada kestabilan sistem (Juliani & Garcia, 2017).

Dari paparan permasalahan dan beberapa tinjauan pustaka diatas, penelitian ini bertujuan untuk merancang *plantwide control* pada *Naphtha Hydrotreating Unit (NHT)* berdasarkan metode Skogestad serta menganalisis kestabilan *plant*, penggunaan energi serta analisis pada segi ekonominya.

1.2 Rumusan Masalah

Berdasarkan latar belakang yang telah dijelaskan sebelumnya, diperoleh rumusan masalah sebagai berikut:

- a. Bagaimana perancangan *plantwide control* pada *naphtha hydrotreating unit (NHT)* menggunakan metode Skogestad?
- b. Bagaimana dampak penerapan *plantwide control* pada *naphtha hydrotreating unit (NHT)* menggunakan metode Skogestad dalam segi kestabilan respon?
- c. Bagaimana dampak penerapan *plantwide control* pada *naphtha hydrotreating unit (NHT)* menggunakan metode Skogestad dalam segi penggunaan energi dan segi ekonomi?

1.3 Tujuan

Adapun tujuan penelitian ini adalah sebagai berikut:

- a. Melakukan perancangan *plantwide control* pada *naphtha hydrotreating unit* menggunakan metode Skogestad.
- b. Mengetahui dampak penerapan *plantwide control* pada *naphtha hydrotreating unit (NHT)* menggunakan metode Skogestad dalam segi kestabilan respon.

- c. Mengetahui dampak penerapan *plantwide control* pada *naphtha hydrotreating unit* (NHT) menggunakan metode Skogestad dalam segi penggunaan energi dan segi ekonomi.

1.4 Lingkup Kajian

Agar pembahasan tidak meluas dan menyimpang dari tujuan dan rumusan masalah, akan diberikan beberapa batasan permasalahan dari tugas akhir ini, yaitu sebagai berikut:

- a. Objek penelitian yang dianalisa yaitu pada *naphtha hydrotreating unit* (NHT) *stripper section*.
- b. Metode yang digunakan yaitu dengan menggunakan *plantwide control* (PWC) oleh Skogestad
- c. Penekanan analisa dilihat dari segi kestabilan respon, segi penggunaan energi dan segi ekonomi
- d. Pemodelan simulasi dilakukan dengan menggunakan perangkat lunak Aspen HYSYS V8.8

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 kajian dan sistematika laporan.

BAB II Teori Penunjang

Bab II ini dibahas mengenai teori-teori yang berkaitan dengan penelitian yang akan dilakukan, yaitu *naphtha hydrotreating unit*, analisa *steady state* kesetimbangan neraca massa dan energi pada *naphtha hydrotreating unit*, pengendali PID, *control degrees of freedom* (CDOF), pengendali *feedforward*, MPC, dan *plantwide control* (PWC) metode Skogestad.

BAB III Metodologi

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

BAB IV Hasil dan Pembahasan

Bab IV ini berisi tentang data hasil penelitian dari perancangan PWC pada proses *naphtha hydrotreating unit*, hasil analisis dari segi penggunaan energi dan ekonomi serta analisis hasil uji kestabilan *plant*.

BAB V Kesimpulan dan Saran

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

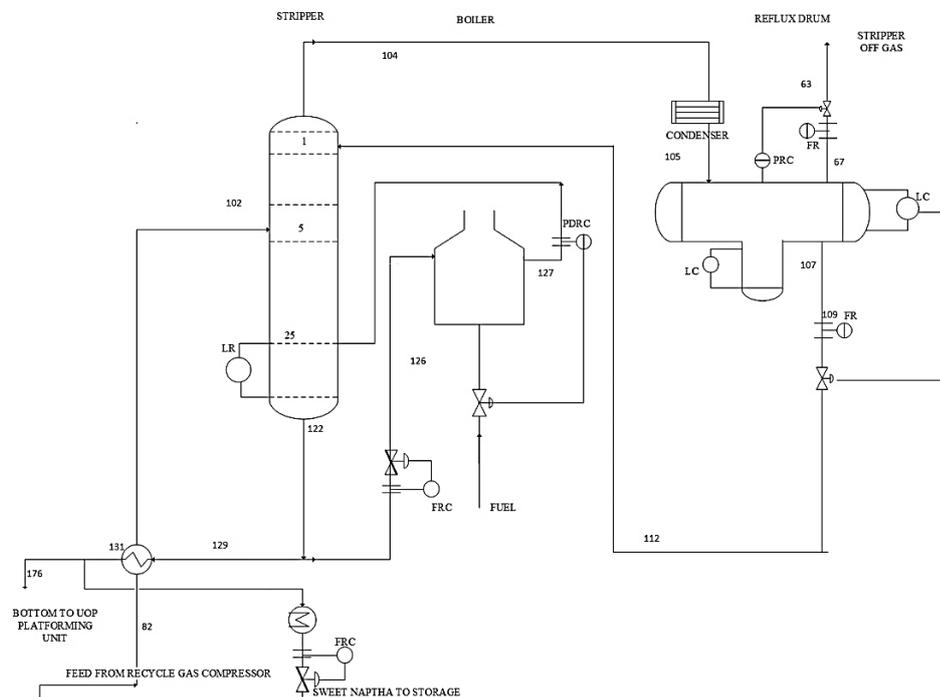
Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA DAN DASAR TEORI

2.1 *Naphtha Hydrotreating Unit (NHT)*

Naphtha hydrotreating unit (NHT) merupakan salah satu unit *hydrotreating*. Dasar dari semua unit *hydrotreating* sama yaitu menghilangkan *impurities* seperti, sulfur, nitrogen, oksigen, olefin dan logam berat lainnya. Unit ini sangat penting karena unit ini berperan merubah *feed* yang berasal dari *Crude Distillation Unit* (CDU) menjadi *feed* berupa *sweet naphtha* yang sesuai dengan unit selanjutnya yaitu unit *platforming* (Parkash, 2003). Pada unit ini terdapat dua *section* yaitu, *reactor section* dan *stripper section*.



Gambar 2.1 *Process flow diagram naphtha hydrotreating unit (stripper section)*

Pada *stripper section*, hasil reaksi dari *reactor section* berupa *desulfurized naphtha*, hydrogen dan hidrokarbon cair dipanaskan melalui *heat exchanger* kemudian dialirkan ke kolom *stripper*. Sumber panas *stripper* berasal dari *reboiler*. *Stripper* memiliki prinsip kerja yang sama dengan kolom distilasi. Sehingga terjadi

pemisahan umpan berdasarkan titik didihnya. Uap yang terbentuk dimana mengandung H_2S naik ke atas dan keluar dari atas kolom *stripper*. Uap tersebut masuk ke *condenser* dan dikondensasikan secara parsial. Hasil dari kondensasi tersebut dialirkan ke *reflux drum* yang berfungsi untuk memisahkan kondensat, air dan gas. Kondensat yang berupa hidrokarbon cair dikembalikan ke kolom *stripper* sebagai *reflux*, air dialirkan ke penyimpanan *sour water* sedangkan gas digunakan sebagai *fuel gas*. Umpan yang masuk ke kolom *stripper* yang berfase cair keluar dari bagian bawah kolom *stripper* menjadi *bottom product* berupa *sweet naphtha* dimana produk ini akan dialirkan menuju *platforming unit* (Proses Industri.com, 2016).

2.2 Kolom Distilasi Biner

Kolom distilasi biner memainkan peran penting dalam *refinery industry*. Distilasi adalah proses dimana terjadi pemisahan fraksi dari suatu campuran zat cair atau gas menjadi fraksi yang lebih sederhana sesuai dengan kemurnian yang dibutuhkan. Dalam pemisahannya, kolom distilasi ini memanfaatkan perbedaan titik didih. Kolom distilasi biner digunakan untuk memisahkan dua komponen (Sharmila & Mangaiyarkarasi, 2014). Dalam proses yang terjadi pada *naphtha hydrotreating unit* ini kolom distilasi biner berperan sebagai *stripper* yaitu sebagai pemisah H_2S dari umpan *desulfurized naphtha* dan mengubahnya menjadi *distillate product* (uap) dan *bottom product* (*sweet naphtha*).

Umpan masuk ke *feed tray* dengan laju aliran F_f dengan fraksi mol C_f . Produk atas terkondensasi oleh kondensor dan mengalir ke *reflux drum*. Cairan dalam *reflux drum* dengan laju aliran F_r dipompa kembali ke kolom dan yang berupa gas (*distillate product*) dikeluarkan dengan alju aliran F_d . M_{rd} adalah cairan yang ditahan dalam *reflux drum* dan X_d adalah fraksi molar komponen A dari cairan dalam *reflux drum*. Di bagian bawah kolom, cairan dikeluarkan (*bottom product*) dengan laju aliran F_B dan fraksi mol X_B . Cairan yang keluar dari bawah kolom juga dialirkan ke *reboiler* dengan laju aliran V . Cairan tersebut dipanaskan kemudian kembali ke kolom. M_b adalah penampang cairan di dasar kolom dan n adalah jumlah *tray* (Sharmila & Mangaiyarkarasi, 2014).

Kolom distilasi biner mempunyai persamaan differensial untuk kesimbangan massa dan energinya, Komponen A

a. *Condenser dan Reflux Drum:*

$$\frac{d(M_{rd} X_d)}{dt} = V_n Y_n - (F_r + F_d) X_d \quad (2.1)$$

b. *Top Tray (i=n)*

$$\frac{d(M_n X_n)}{dt} = F_r X_d + V_{n-1} Y_{n-1} - L_n X_n - V_n Y_n \quad (2.2)$$

c. *ith Tray*

$$\frac{d(M_i X_i)}{dt} = L_{i+1} X_{i+1} + V_{i-1} Y_{i-1} - L_i X_i - V_i Y_i \quad (2.3)$$

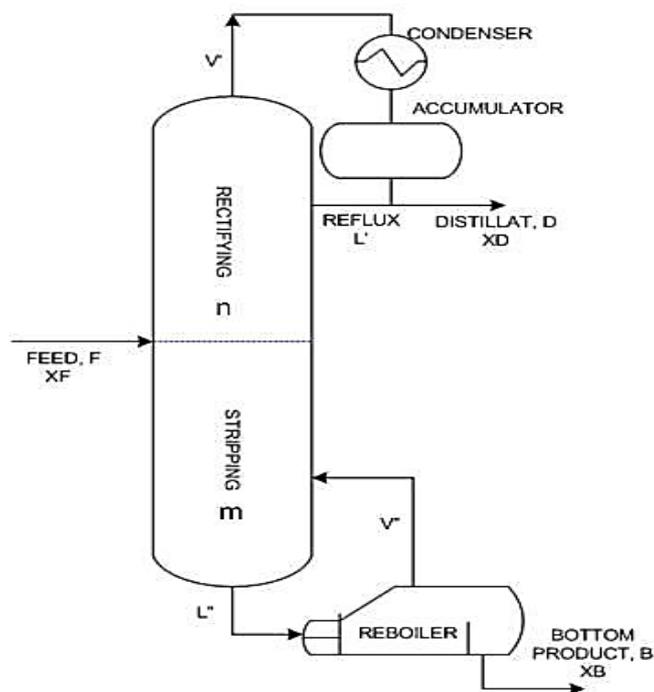
d. *Feed Tray*

$$\frac{d(M_f)}{dt} = F_f C_f + L_{f+1} X_{f+1} + V_{f-1} Y_{f-1} - L_f X_f - V_f Y_f \quad (2.4)$$

e. *Reboiler dan Column Base*

$$\frac{d(M_b X_b)}{dt} = L_1 X_1 + V Y_B - F_B X_B \quad (2.5)$$

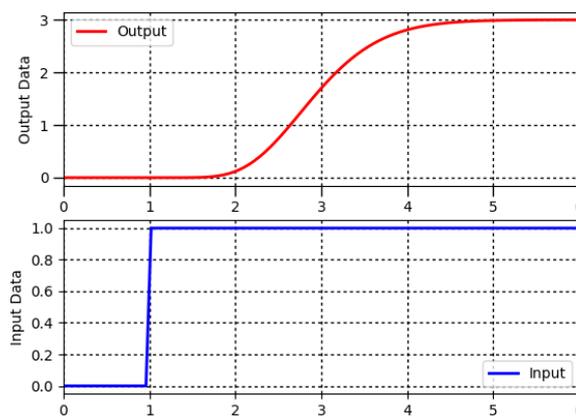
Skema kerja pada kolom distilasi dapat dilihat pada gambar 2.2, dimana



Gambar 2.2 Struktur LV pada kolom distilasi (Biyanto, Wahyudi, & Santoso, 2005)

2.3 FOPDT (First Order Plus Death Time)

Model yang paling umum digunakan untuk menggambarkan keadaan dinamik dari suatu proses adalah model *First Order Plus Death Time* (FOPDT). Dengan menentukan parameternya yaitu, *gain* (K), *time constant* (τ), dan *dead time* (θ) maka model ini dapat digunakan untuk menggambarkan keadaan dinamik dari sebagian besar proses industri (Craig, 2002). FOPDT diperoleh dengan melakukan uji *open loop* pada variabel yang ingin diketahui keadaan dinamiknyanya kemudian akan didapatkan grafik respon orde satu. Grafik respon



Gambar 2.3 Grafik respon sistem terhadap perubahan *input* untuk memperoleh model FOPDT (Hedengren, 2017)

orde satu untuk mendapatkan model FOPDT dapat dilihat pada gambar 2.3.

Dari grafik respon tersebut dapat diperoleh fungsi transfer FOPDT pada persamaan berikut,

$$G(s) = \frac{Ke^{-\theta s}}{\tau s + 1} \quad (2.7)$$

- **Gain (K)**

$$K = \frac{\text{Perubahan PV}}{\text{Perubahan MV}} \quad (2.8)$$

- **Dead Time (θ)**

Dead time adalah waktu ketika *input* diberikan hingga terjadi perubahan *output*.

- **Time Constant (τ)**

$$\tau = 1,5 (t_{63\%} - t_{28\%}) \quad (2.9)$$

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

Dengan menentukan parameter-parameter tersebut maka akan diperoleh fungsi transfer FOPDT dari *plant*.

2.4 Control Degrees of Freedom (CDOF)

Control degrees of freedom (CDOF) adalah jumlah maksimum variabel yang dapat dikendalikan saat mendesain struktur kontrol pada suatu *plant* (Konda, Rangaiah, & Krishnaswamy, 2006). Untuk memenuhi tujuan kontrol yang diinginkan, sebelum merancang sistem kontrol penting untuk mengetahui CDOF terkait dengan proses *plant*. Karena apabila memanipulasi variabel melebihi CDOF akan membuat gangguan pada kestabilan *plant*. Untuk memperoleh CDOF terdapat beberapa penelitian, tetapi metode yang sering digunakan adalah metode Konda (Rangaiah & Kariwala, 2012).

Persamaan CDOF dengan metode Konda dituliskan sebagai berikut:

$$CDOF = N_{streams} - \sum_1^{all\ the\ units} (N_{restraining}) - N_{redundant} \quad (2.10)$$

Dimana:

$N_{streams}$: Jumlah keseluruhan *stream* pada proses

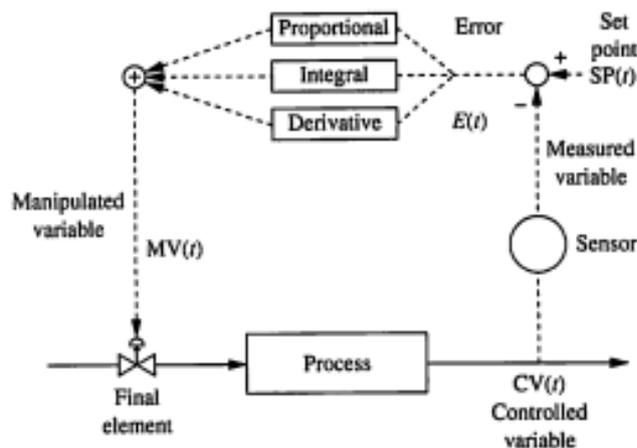
$N_{restraining}$: Jumlah *stream* yang tidak dapat dimanipulasi

$N_{redundant}$: Jumlah *stream* yang tidak butuh dikendalikan

2.5 Pengendali PID

Pengendali yang bekerja secara kontinu lebih banyak dipakai di sistem pengendalian proses karena banyak operasi proses yang tidak dapat mentolerir fluktuasi *process variable* yang besar. Pengendali yang bekerja secara kontinu artinya *control valve* bekerja dari titik 0% sampai ke titik 100%. Ada tiga jenis pengendali kontinu, yaitu pengendali proporsional (P), pengendali integral (I), dan pengendali differensial (I) (Gunterus, 1997).

Kontrol PID mampu mengendalikan satu variabel proses, sehingga kerja dari kontrol PID ini adalah SISO (*Single Input Single Output*). Sistem pengendalian PID ini merupakan sistem kontrol *loop* tertutup (Ali, 2004). Skema pengendalian PID sistem *loop* tertutup dapat dilihat pada gambar berikut,



Gambar 2.4 Skema pengendalian PID sistem *loop* tertutup (Marlin, 2015)

Dalam implementasinya, pengendali yang terdiri dari tiga jenis pengendali, dapat bekerja sendiri maupun gabungan diantaranya. Dalam perancangan sistem kontrol PID yang perlu dilakukan adalah mengatur parameter P, I atau D agar respon sinyal keluaran sistem terhadap *input* tertentu sesuai dengan yang diinginkan (Ali, 2004).

Algoritma kontrol untuk pengendali PID ditunjukkan pada persamaan berikut (Marlin, 2015),

$$G_c(s) = K_c \left(1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s \right) \quad (2.11)$$

2.6 Pengendali *Feedforward*

Pengendali *feedforward* menggunakan perhitungan dari gangguan *input* suatu *plant* sebagai tambahan informasi untuk meningkatkan kinerja pengendali PID *loop* tunggal. Pengukuran ini mampu memberikan peringatan dini bahwa akan terjadi gangguan pada *plant*, sehingga *controller* memiliki kesempatan untuk menyesuaikan variabel yang dimanipulasi sebelum variabel yang dikendalikan menyimpang dari *setpoint*. *Feedforward* tidak menggunakan

output dari proses, pengendali *feedforward* biasanya dikombinasikan dengan pengendali *feedback* agar karakteristik penting dari *feedback* tetap dipertahankan (Marlin, 2015).

Pengendali *feedforward* tidak mempunyai langkah langkah-langkah membandingkan. Yang ada hanya langkah-langkah mengukur, menghitung, dan mengoreksi (Gunterus, 1997). Berikut merupakan persamaan model pengendali *feedforward*,

$$G_{ff}(s) = -\frac{G_d(s)}{G_p(s)} \quad (2.12)$$

dimana:

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

$G_d(s)$: Pemodelan *disturbance*

$G_p(s)$: Pemodelan *process*

Pengendali *feedforward* bergantung pada model gangguan dan prosesnya. Pemodelan gangguan dan proses menggunakan model FOPDT, dengan menggabungkan dua pemodelan tersebut diperoleh persamaan pengendali *feedforward* sebagai berikut:

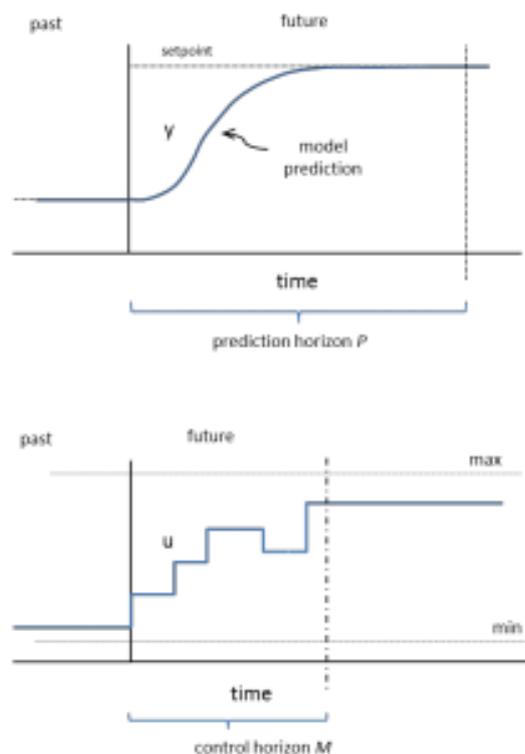
$$G_{ff}(s) = -\frac{G_d(s)}{G_p(s)} = K_{ff} \left(\frac{T_{ld}s+1}{T_{lg}s+1} \right) e^{-\theta_{ff}s} \quad (2.13)$$

dimana:

- Algoritma *lead/lag* = $\frac{T_{ld}s+1}{T_{lg}s+1}$
- *Feedforward controller gain* = $K_{ff} = K_d / K_p$
- *Feedforward controller dead time* = $\theta_{ff} = \theta_d - \theta_p$
- *Feedforward controller lead time* = $T_{ld} = \tau_p$
- *Feedforward controller lag time* = $T_{lg} = \tau_d$

2.7 MPC (*Model Predictive Control*)

Model predictive control adalah metode kontrol yang populer yang memanfaatkan sebuah model proses untuk memprediksi *controlled variables* dan menghitung perubahan variabel yang dimanipulasi. Prediksi *controlled variable* dioptimisasi pada horizon prediksi P dengan mengestimasi perubahan dalam satu atau lebih variabel yang dimanipulasi pada horizon pengendali M dapat dilihat pada gambar 2.5.



Gambar 2.5 Plot dari lintasan *controlled variable*, y , dan lintasan *manipulated variable*, u , pada MPC (Mahindrakar & Hahn, 2006)

MPC menyelesaikan masalah dengan mengimplementasikan nilai dari variabel yang dimanipulasi yang terhitung dan sampel waktu setelah yang sampel yang pertama untuk mengoreksi ketidakcocokan pada *plant*. Langkah tersebut diulangi untuk setiap step waktu. Sebagian besar algoritma MPC dapat menjelaskan kendala dan beberapa algoritma dapat menangani proses nonlinier serta dapat diterapkan pada *plant* yang memiliki banyak interaksi variabel di dalamnya dengan ciri khas MIMO (*Multi Input Multi Output*). Oleh karena itu

pengendali berbasis MPC telah terbukti berkinerja lebih baik daripada pengendali berbasis PID konvensional dalam berbagai hal (Mahindrakar & Hahn, 2006).

2.8 *Plantwide Control (PWC)*

Plantwide control melibatkan sistem dan strategi yang diperlukan untuk mengendalikan keseluruhan *plant* yang terdiri dari banyak unit yang operasinya saling berhubungan. Sebagian besar proses industri terdapat berbagai *recycle streams*, integrasi energi dan banyak unit yang berbeda di dalamnya. Pada dasarnya, masalah kontrol pada *plant* adalah bagaimana mengembangkan *loop* kontrol yang diperlukan untuk mengoperasikan keseluruhan proses untuk mencapai tujuan desainnya. Maka sangat diperlukan *plantwide control* sebagai strategi untuk menyelesaikan masalah tersebut (Luyben, Tyreus, & Luyben, 1997).

Desain *plantwide control* dikategorikan menjadi tiga kategori. Pertama adalah *process oriented* tanpa banyak prosedur sistematis. Kategori kedua adalah berorientasi matematis biasanya disebut sebagai desain struktur kontrol. Kategori ketiga berisi pendekatan yang merupakan campuran dari dua kategori sebelumnya. Semua kategori ini memiliki beberapa keuntungan dan keterbatasan (Juliani & Garcia, 2017).

Metode Luyben dengan sembilan langkahnya hadir pertama kali pada tahun 1997 (Luyben, Tyreus, & Luyben, 1997). Langkah-langkah metode Luyben antara lain:

- a. Menentukan fungsi objektif kontrol (tujuan kontrol).
- b. Menentukan CDOF (*control degrees of freedom*).
- c. Membangun sistem manajemen energi.
- d. Mengatur tingkat produksi.
- e. Mengendalikan kualitas produk dan menangani kendala keselamatan, operasional dan batasan-batasan lingkungan.
- f. Mengontrol *inventory* (tekanan dan level) dan memperbaiki aliran di setiap *recycle loop*.
- g. Periksa kesetimbangan komponen-komponen
- h. Mengendalikan operasi unit individu

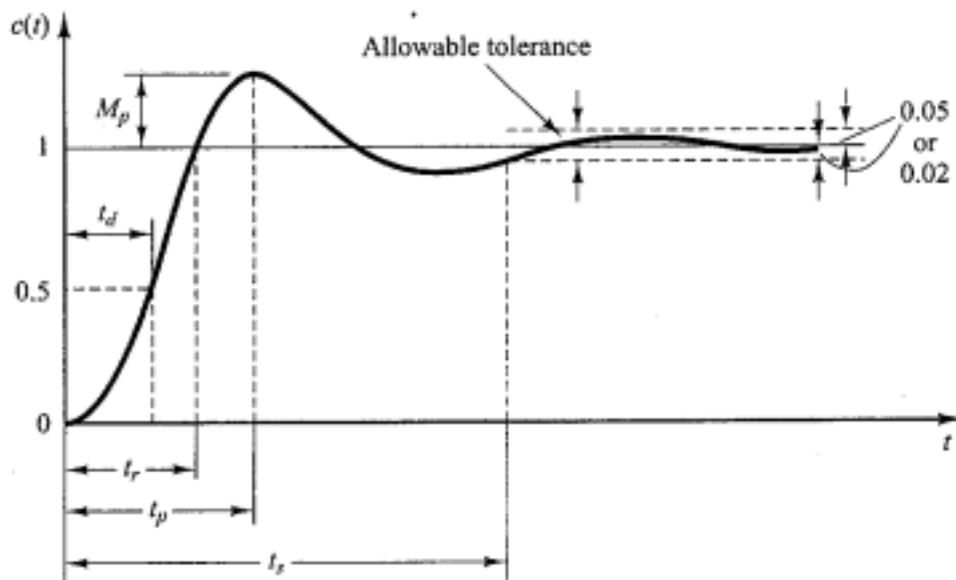
i. Mengoptimisasi ekonomi atau meningkatkan kendali dinamis

Metode ini menjadi metode yang pertama yang hadir untuk menyelesaikan masalah pada plant tetapi memiliki banyak kelemahan karena hanya ada satu step untuk segi ekonominya sehingga dapat mengakibatkan struktur kontrol memiliki performansi yang buruk. Pada tahun 2000 usulan Skogestad hadir dengan menyempurnakan metode dari Luyben pada segi ekonominya. Dalam metodenya terbagi menjadi dua yaitu *top-down* fokus terhadap *steady state economics* dan *bottom-up* fokus pada kestabilan sistem (Juliani & Garcia, 2017). Berikut merupakan langkah-langkah metode Skogestad:

- Analisa *top-down*:
 - a. Menentukan tujuan operasional (fungsi objektif ekonomi dan batasan-batasannya)
 - b. Mengidentifikasi derajat kebebasan (DOF) dan menentukan kondisi operasi keadaan tunak yang optimal termaksud batasan-batasan aktifnya
 - c. Mengidentifikasi pengukuran variabel proses yang dijadikan sebagai objek pengukuran, lalu dipilih variabel kendali utama (*Controlles Variable 1* atau CV1)
 - d. Pilih lokasi TPM (*Throughput Manipulator*)
 - Analisa *bottom-up*:
 - a. Pilih *controlled variable* kedua untuk menstabilkan sistem (*Controlled Variable 2* atau CV2) kemudian pilih *pairing input* untuk mengontrol CV2
 - b. Pilih struktur lapisan *supervisory control*
 - c. Pilih struktur atau nilai kebutuhan untuk lapisan optimisasi (RTO) (Juliani & Garcia, 2017)

2.9 Analisa Performansi Pengendali

Analisa karakteristik performansi pengendali dilakukan secara kualitatif dan kuantitatif pada hasil respon sistem dari suatu pengendali. Analisis kuantitatif dapat dilakukan dengan mencari tiga karakteristik antara lain, *maximum overshoot*, *settling time*, *error steady state*. Analisis kualitatif dengan mencari nilai *Integrated Absolute Error* (IAE) (Ogata, 2002)



Gambar 2.6 Kurva respon unit-step (Ogata, 2002)

Parameter untuk melakukan analisa kuantitatif dan kualitatif dengan melihat grafik diatas didefinisikan sebagai berikut (Ogata, 2002):

- Nilai *settling time* (t_s), adalah waktu yang dibutuhkan oleh kurva respon untuk mencapai lebar pita 5% dari perubahan total *output* proses.
- Maximum overshoot* (M_p), adalah nilai maksimum dari puncak kurva, diperoleh dengan persamaan berikut,

$$M_p = \frac{c(t_p) - c(\infty)}{c(\infty)} \times 100\% \quad (2.14)$$

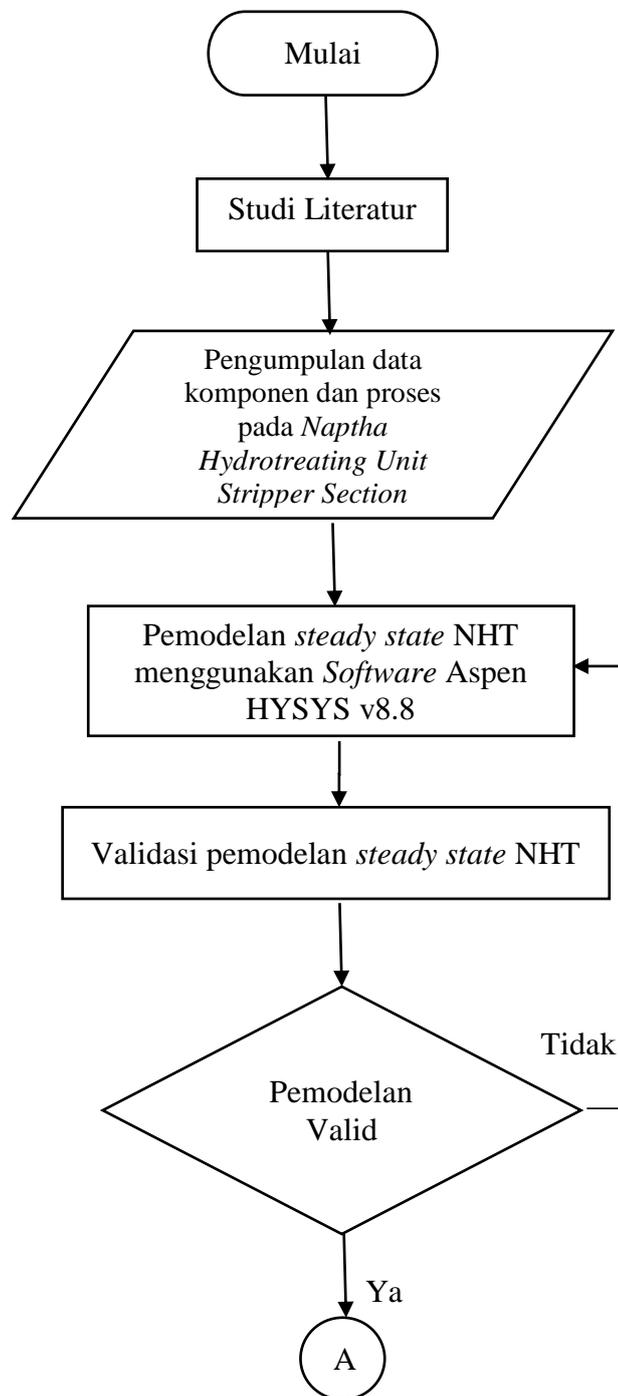
- Error Steady State* (e_{ss}), selisish *output* dengan setpoint pada saat keadaan *steady state*
- Nilai IAE adalah penjumlahan nilai *absolute error* dari *output* proses.

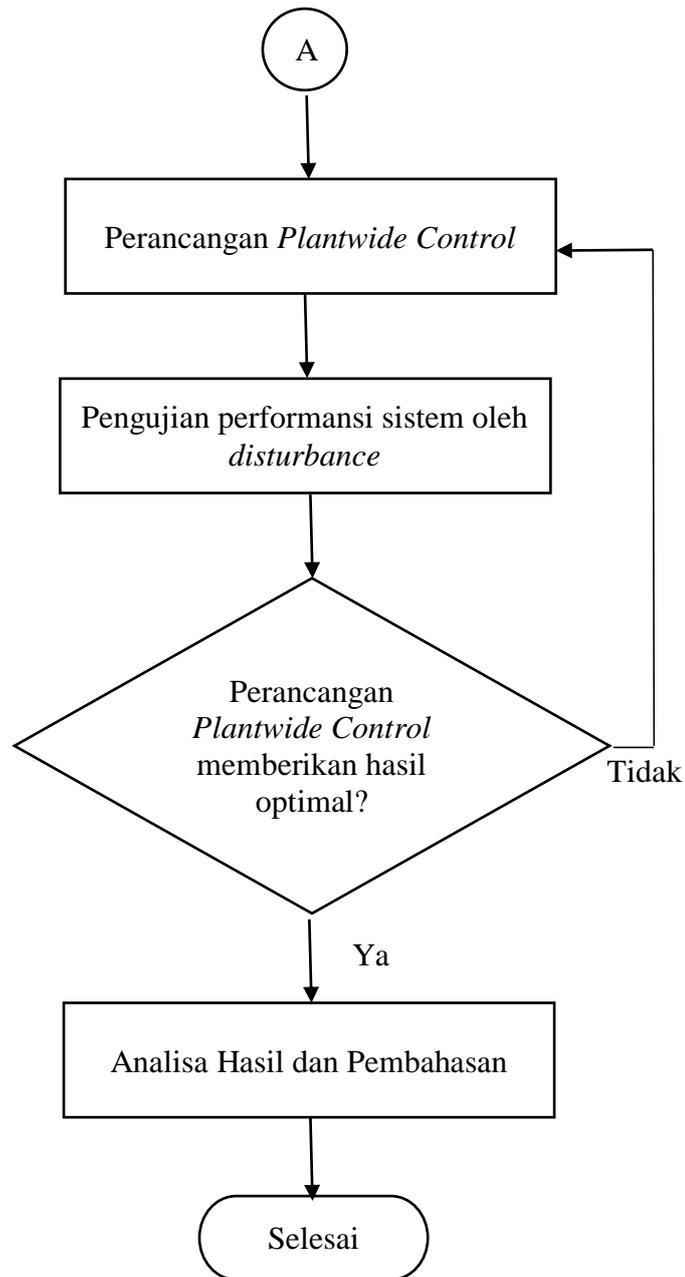
Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB III

METODOLOGI PENELITIAN

Tahapan rencana penelitian ini ditunjukkan pada gambar 3.1 berikut,





Gambar 3.1 Diagram alir penelitian

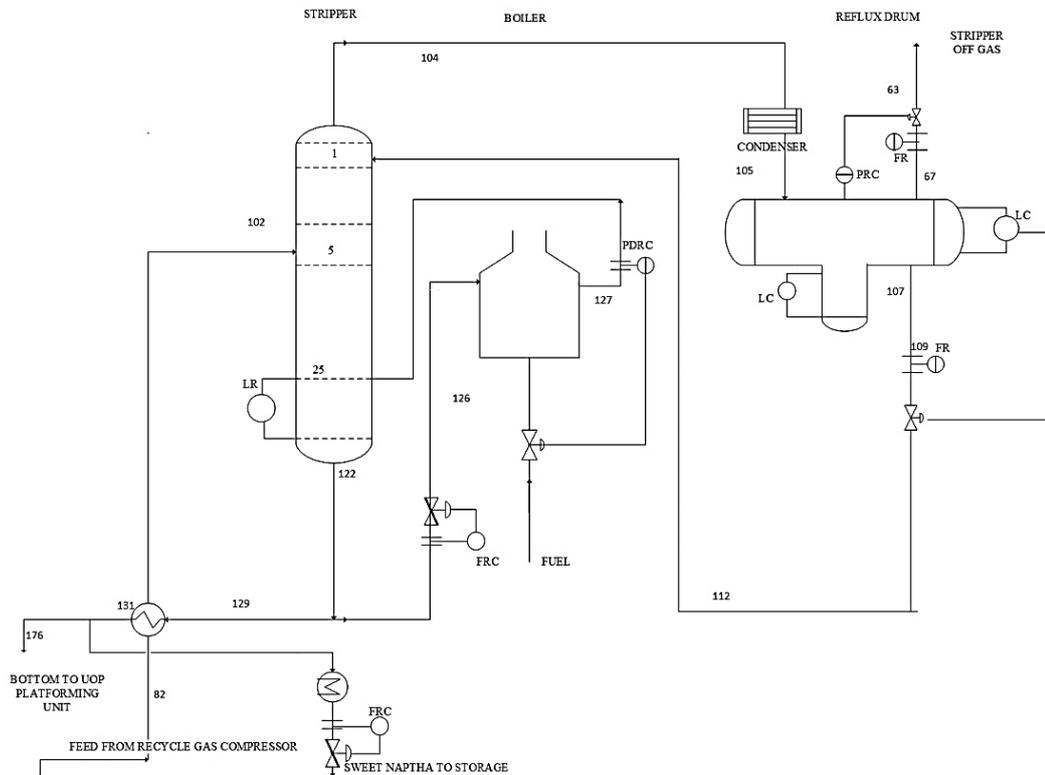
3.1 Studi Literatur

Tahapan awal dalam melakukan penelitian adalah studi literature. Dengan studi literature dapat menemukan permasalahan dan menemukan solusinya melalui penelitian. Literatur yang digunakan antara lain, buku, jurnal penelitian baik nasional maupun internasional, artikel ilmiah maupun website resmi. Studi literature tentang perancangan dan metode *plantwide control Skogestad* dan proses yang terjadi pada *naphtha hydrotreating unit (NHT)*.

3.2 Pengumpulan Data

Terdapat beberapa data *plant naphtha hydrotreating unit* (NHT) yang diperlukan dan didapatkan pada penelitian kali ini sebagai berikut:

3.2.1 Process Flow Diagram (PFD)



Gambar 3.2 Process flow diagram naphtha hydrotreating unit stripper section

3.2.2 Naphtha Hydrotreating Unit pada Kondisi Desain

Pemodelan *steady state* pada *naphtha hydrotreating unit* memerlukan data kondisi operasi *plant* pada setiap *stream* proses. Data tersebut dapat dilihat pada tabel 3.1 berikut:

Tabel 3.1 Data Kondisi Operasi *Plant*

Stream	Variabel Proses	PFD
<i>Feed</i>	Laju aliran (kgmol/jam)	729,9
	Temperatur (C)	49,1
	Tekanan (bar)	7,3
Gas	Laju aliran (kgmol/jam)	16,21
	Temperatur (C)	43
	Tekanan (bar)	7,306
<i>Sweet Naptha</i>	Laju aliran (kgmol/jam)	713,7
	Temperatur (C)	160
	Tekanan (bar)	7,48

3.3 Pemodelan *Steady State*

Pemodelan *steady state naphtha hydrotreating unit* pada *software Aspen HYSYS* dengan menggunakan data yang telah diperoleh. Langkah-langkah yang dilakukan sebagai berikut:

- a. Menentukan model *fluid package* yang akan digunakan untuk pemodelan *plant* yang sesuai dengan data komponen dan proses yang ada yaitu Peng-Robinson.
- b. Mengisi data *feed* berupa kondisi operasi saat desain (laju massa, suhu, tekanan) dan komposisi yang dapat dilihat pada lampiran untuk data komposisi. Parameter yg lain dihitung otomatis oleh *software Aspen HYSYS*.
- c. Setelah membuat pemodelan *stream feed* dan memastikan *convergent* (massa dan energinya seimbang), maka mulailah merancang *process flow diagram* dengan menempatkan *equipment* yang ada pada desain melalui *model pallette* pada *software Aspen HYSYS*.
- d. Pastikan setiap *stream* dan *equipment* pada *process flow diagram* yang dirancang di HYSYS seluruhnya *convergent* dalam keadaan *steady state*.

- e. Apabila terdapat *error*, maka dilakukan analisis proses agar pemodelan dengan menggunakan *software* Aspen HYSYS dapat *convergent* dalam keadaan *steady state*.

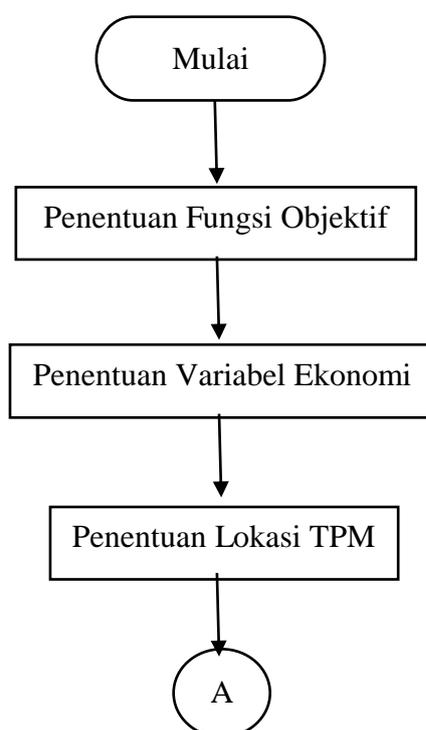
Pemodelan *steady state* ini bertujuan untuk mengetahui gambaran proses yang terjadi pada *naphtha hydrotreating unit*.

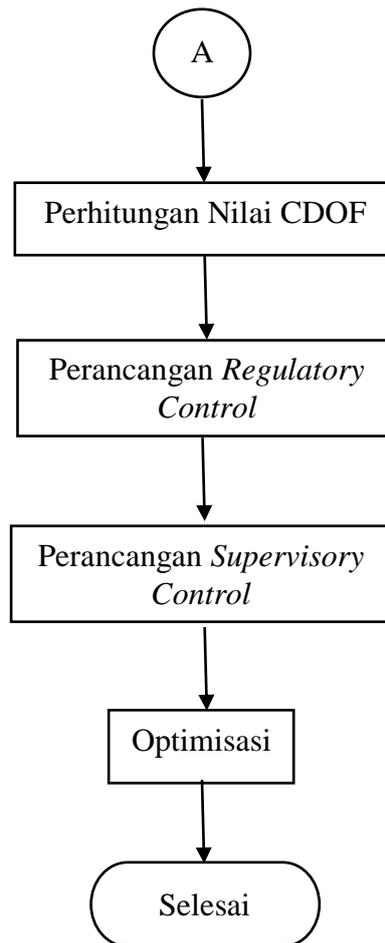
3.4 Validasi Pemodelan *Steady State*

Pemodelan *steady state* yang telah dibuat dan dipastikan *convergent* divalidasi, yaitu dengan membandingkan nilai beberapa variable pada pemodelan dengan nilai pada *process flow diagram* (PFD). Dibandingkan kemudian dihitung nilai erornya (selisih nilai antara pemodelan dan PFD). Pemodelan dikatakan valid jika nilai eror kurang dari 5%. Variabel yang akan divalidasi adalah *temperature*, *pressure*, dan *molar flow*. *Equipment* yang akan divalidasi adalah kolom distilasi karena merupakan *equipment* penting dalam proses *naphtha hydrotreating unit*.

3.5 Perancangan *Plantwide Control*

Untuk memperbaiki kestabilan respon, penggunaan energi, dan performansi pada segi ekonominya maka digunakan metode *plantwide control* berdasarkan metode Skogestad. Berikut langkah-langkahnya,





Gambar 3.3 Diagram alir perancangan *plantwide control* metode Skogestad

3.5.1 Penentuan Fungsi Objektif

Fungsi objektif pada penelitian ini adalah profit yang maksimal. Karena setiap perusahaan yang bergerak di bidang *refinery* pasti bertujuan untuk memperoleh profit yang maksimal dengan tetap menjaga kualitas produk, menjaga performansi kontrol, dan penggunaan energi yang efektif. Profit maksimal dari penjualan produk *sweet naphtha* dikurangi dengan biaya pembelian bahan baku yaitu berupa *heavy naphtha* dan dikurangi dengan biaya operasional yang digunakan pada *reboiler* dan *condenser*. Persamaan berikut merupakan fungsi objektif untuk penelitian ini,

$$J_{max} = \text{Hasil Jual Produk} - \text{Pembelian Bahan Baku} - \text{Biaya Operasional} \quad (3.1)$$

Hasil jual produk diperoleh dari laju aliran *sweet naphtha* yang keluar dikalikan dengan harga jual *sweet naphtha*. Harga *sweet naphtha* per tahun 2009

sebesar Rp 1.224.205 per bbl (Puspitasari & Setyarini, 2009). Pembelian bahan baku diperoleh dari laju aliran massa *heavy naphtha* yang masuk dikalikan dengan harga beli *heavy naphtha* per bulan Mei 2020 yaitu sebesar Rp 3.255,18 per kilogram (Insider, 2020) Biaya operasional diperoleh dari energi yang digunakan oleh *reboiler* dan *condenser* dikalikan dengan tarif listrik di Indonesia untuk industri berskala besar bulan Juli-September 2020 yaitu sebesar Rp 996,74 per kWh (Putri, 2020)

3.5.2 Penentuan Variabel Ekonomi

Penentuan variabel ekonomi ini bertujuan untuk menentukan variabel yang paling berpengaruh terhadap fungsi objektif, sehingga variabel ini yang akan dioptimisasi agar fungsi objektif yang didapatkan mudah untuk dipenuhi. Variabel ekonomi pada penelitian kali ini adalah laju aliran massa *feed* yaitu berupa *heavy naphtha* dan laju aliran massa produk yaitu berupa *sweet naphtha*.

3.5.3 Penentuan Lokasi *Throughout Manipulator* (TPM)

Penentuan lokasi *throughout manipulator* atau lokasi laju produksi dimaksudkan untuk menentukan bagian proses yang paling berpengaruh terhadap produksi dari *naphtha hydrotreating unit* ini. Pada *plant* ini, lokasi TPM terletak pada laju aliran *feed* atau *input* proses. Karena produk dari *plant* ini adalah nafta yang bebas *impurities* sehingga *input* gas yang masuk sangat mempengaruhi.

3.5.4 Perhitungan nilai *Control Degree of Freedom* (CDOF)

Nilai CDOF digunakan untuk menentukan jumlah *valve* yang dapat dipasang pada *plant* atau jumlah maksimum variabel yang dapat dikendalikan pada sebuah *plant*, nilai CDOF dihitung dengan menggunakan persamaan CDOF dengan metode Konda yaitu pada persamaan (2.10).

3.5.5 Perancangan *Regulatory Control*

Setelah mendapatkan nilai CDOF maka dilanjutkan dengan pemasangan *regulatory control* sesuai dengan nilai CDOF. *Regulatory control* menggunakan pengendali PID disesuaikan dengan proses yang terjadi pada *plant*. *Regulatory control* berfungsi untuk menjaga keseimbangan massa dan energi pada *plant*. Berdasarkan metode Skogestad pengendali yang digunakan adalah pengendali

sederhana sehingga digunakan pengendali PID yang merupakan pengendali konvensional.

3.5.6 Perancangan *Supervisory Control*

Dalam penelitian kali ini akan membandingkan strategi kontrol mana yang cocok untuk dijadikan *supervisory control*. Berdasarkan metode Skogestad *supervisory control* berfungsi sebagai pengendali yang menjadi pengawas atau bertugas sebagai pengkoordinasi pengendali-pengendali yang ada di *layer* dibawahnya yaitu *regulatory control*. Terdapat dua alternatif strategi kontrol untuk dijadikan sebagai *supervisory control* yaitu menggunakan pengendali PID dan *feedforward* atau MPC (*model predictive control*), alasan memilih *feedforward* karena dapat mengatasi gangguan dan alasan memilih MPC karena MPC mampu memprediksi karakteristik respon yang akan terjadi di masa mendatang sehingga MPC dapat meningkatkan kestabilan respon dan adaptif terhadap adanya *disturbance* yang terjadi pada *plant*. Dari kedua strategi kontrol tersebut akan dibandingkan dan dipilih strategi kontrol yang paling sesuai dengan fungsi objektif yang telah ditentukan.

3.5.7 Optimisasi

Optimisasi dalam penelitian ini menggunakan *Real Time Optimizer* (RTO) dengan menggunakan *software* Aspen HYSYS. Dilakukannya optimisasi dengan RTO ini bertujuan untuk mencapai fungsi objektif yang telah ditentukan.

3.6 Pengujian Performansi Sistem oleh *Disturbance*

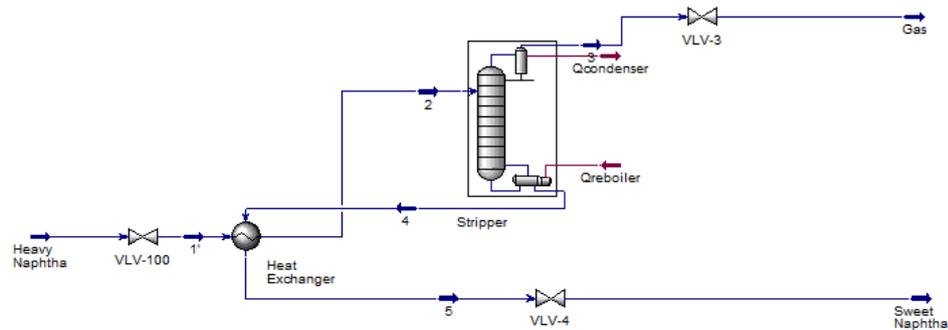
Setelah dilakukan perancangan *plantwide control* pada *plant*, perlu diuji performansi tiap pengendali dengan memberikan gangguan pada umpan sehingga dapat sesuai dengan kenyataan di lapangan kemudian di amati dan dianalisis respon yang dihasilkan. Pengujian performansi dilakukan dengan memberi gangguan berupa memberikan kenaikan 5% dari *setpoint* umpan atau penurunan 5% dari *setpoint* umpan. Kemudian hasil respon yang dihasilkan dianalisis performansinya dan dibandingkan dengan analisis performansi pengendali PID (kondisi *existing*) sebelum adanya perancangan *plantwide control*.

BAB IV

HASIL DAN PEMBAHASAN

4.1 Pemodelan Kondisi *Steady State* Menggunakan *Software Aspen HYSYS*

Pemodelan dalam kondisi *steady state* yaitu pemodelan *plant* dalam keadaan statis atau dalam keadaan *plant* tidak beroperasi. Pemodelan dalam kondisi ini bertujuan untuk mengetahui apakah *plant* yang dimodelkan sudah memenuhi kesetimbangan massa dan energi dalam prosesnya. Pemodelannya menggunakan *software* Aspen HYSYS. Jika pemodelan telah memenuhi kesetimbangan massa dan energi ditunjukkan dengan warna biru tua pada setiap *stream*, kondisi ini disebut *convergent* pada *software* HYSYS. Pemodelan ini disesuaikan dengan data PFD yang telah diperoleh yang telah ditunjukkan pada bagian 3.2.1. Hasil pemodelan *plant naphtha hydrotreating unit stripper section* pada *software* Aspen HYSYS ditunjukkan pada gambar 4.1 berikut,



Gambar 4.1 Pemodelan *steady state naphtha hydrotreating unit Stripper Section*

Pada *stripper section* ini terjadi pemisahan campuran Desulfurisasi Naphtha yang berasal dari *reactor section* menjadi lebih murni lagi yang disebut sebagai *sweet naphtha*. Campuran desulfurisasi naphtha, hidrogen, dan hidrokarbon cair dipanaskan melalui *heat exchanger* kemudian dialirkan ke kolom *stripper*. Terjadi pemisahan berdasarkan titik didih di dalam kolom *stripper*. Sumber panasnya berasal dari *reboiler* dengan *energy stream* $Q_{reboiler}$. Uap yang terbentuk dalam kolom *stripper* naik ke atas dan keluar dari atas kolom ditunjukkan dengan *stream* 3, uap ini kemudian dikondensasikan secara parsial oleh *condenser* dengan *energi*

stream $Q_{\text{condenser}}$ dan ditampung oleh *reflux drum*. Uap yang dihasilkan mengandung H_2S ini dikeluarkan dan tidak digunakan kembali oleh unit ini. Karena proses yang terjadi pada kolom *stripper* dalam pemodelan ini merupakan proses *full reflux*, maka seluruh kondensatnya kembali ke kolom *stripper*.

Fase yang berupa *liquid* dalam kolom *stripper* keluar melalui bagian bawah kolom ditunjukkan dengan *stream* 4, *stream* ini hanya mengandung C_{6+} dan kandungan *impurities* (sulfur, nitrogen, olefins, dan logam berat) sudah sangat sedikit sehingga dapat disebut *sweet naphtha*. Karena *stream* yang dihasilkan melalui *heat exchanger* sehingga terjadi pertukaran panas dengan *feed* mengakibatkan panasnya berkurang sehingga menghasilkan *cooled stream* yang ditunjukkan dengan *stream* 5 dan akan dilanjutkan sebagai umpan di *platforming unit*.

4.2 Validasi Pemodelan *Steady State*

Validasi pemodelan *steady state* merupakan langkah yang wajib dilakukan agar pemodelan akurat. Validasi dilakukan dengan membandingkan data-data dari pemodelan *software* Aspen HYSYS dengan data di PFD. Data-data yang dibandingkan berupa data *temperature*, *pressure*, dan *molar flow*. Terdapat satu unit yang akan divalidasi yaitu *stream* pada kolom *stripper* yang terbagi menjadi *stream heavy naphtha (feed)*, *stream gas (top product)*, dan *stream sweet naphtha (bottom product)*. tabel 4.1 menunjukkan hasil validasi pemodelan *steady state*.

Validasi yang ditunjukkan pada tabel 4.1 menandakan bahwa pemodelan *steady state* dengan *software* Aspen HYSYS sudah akurat karena menunjukkan *error* dibawah 5%. Pada *feed*, *error* yang terjadi sebesar 0% hal ini dikarenakan *feed* merupakan *input* awal sehingga belum dipengaruhi oleh *equipment* apapun. *Error* paling besar terjadi pada *pressure stream sweet naphtha* yaitu sebesar 2,27%. Hal ini terjadi dikarenakan terdapat valve yang terpasang yang mengakibatkan terjadinya *pressure drop* di setiap *equipment* sehingga mengurangi nilai *pressure* pada *stream sweet naphtha*.

Tabel 4.1 Hasil Validasi Pemodelan *Steady State*

Stream	Variabel Proses	PFD	Simulasi	Deviasi +/- (%)
<i>Feed</i>	<i>Molar Flow</i> (kgmol/jam)	729,9	729,9	0
	Temperatur (C)	49	49	0
	<i>Pressure</i> (bar)	8,89	8,89	0
Gas	<i>Molar Flow</i> (kgmol/jam)	16,21	16,21	0
	Temperatur (C)	43	42,99	0,02
	<i>Pressure</i> (bar)	6,89	6,98	0,09
<i>Sweet Naphtha</i>	<i>Molar Flow</i> (kgmol/jam)	713,7	713,7	0
	Temperatur (C)	204	204,4	0,2
	<i>Pressure</i> (bar)	7,48	7,31	2,27

4.3 Hasil Perhitungan *Control Degree of Freedom (CDOF)*

Menghitung nilai CDOF dilakukan bertujuan untuk menghitung variabel yang dapat dikendalikan, sehingga CDOF menjadi dasar untuk pemasangan *control*. Sesuai dengan persamaan CDOF metode Konda yaitu pada persamaan (2.10), maka yang diperlukan adalah jumlah seluruh *stream*, jumlah *stream* yang tidak dapat dikontrol dan jumlah *stream* yang tidak butuh dikontrol. Langkah pertama adalah menghitung jumlah keseluruhan *stream* yang terdapat pada *plant*. Jumlah *stream* yang terdapat pada *plant naphtha hydrotreating unit stripper section* adalah sebanyak 13 *stream*.

Langkah berikutnya adalah menghitung *stream* yang tidak dapat dimanipulasi. *Stream* yang tidak dapat dimanipulasi antara lain, dua *stream* pada *condenser*, satu *stream* pada *reboiler*, satu *stream* pada *heat exchanger*. Perhitungan jumlah *stream* yang tidak dapat dimanipulasi ditunjukkan pada tabel 4.2 berikut,

Tabel 4.2 Perhitungan $N_{restraining}$

No	Unit	$N_{restraining}$ @ unit	Jumlah Unit	$N_{restraining}$
1	Kolom distilasi (tanpa <i>reboiler</i> dan <i>condenser</i>)	0	1	0
2	<i>Condenser</i>	2	1	2
3	<i>Reboiler</i>	1	1	1
4	<i>Heat exchanger</i>	1	1	1
Total				4

Langkah berikutnya adalah menghitung *stream* yang tidak butuh untuk dikontrol. Terdapat tiga *stream* pada kolom distilasi yang tidak butuh untuk dikontrol. Jumlah ini diperoleh karena pada proses sesungguhnya tekanan pada atas kolom distilasi sama dengan tekanan pada *condenser*, suhu bawah kolom distilasi sama dengan suhu *reboiler* dan level kolom sama dengan level *reboiler*. Perhitungannya ditunjukkan pada tabel 4.3.

Tabel 4.3 Perhitungan $N_{redundant}$

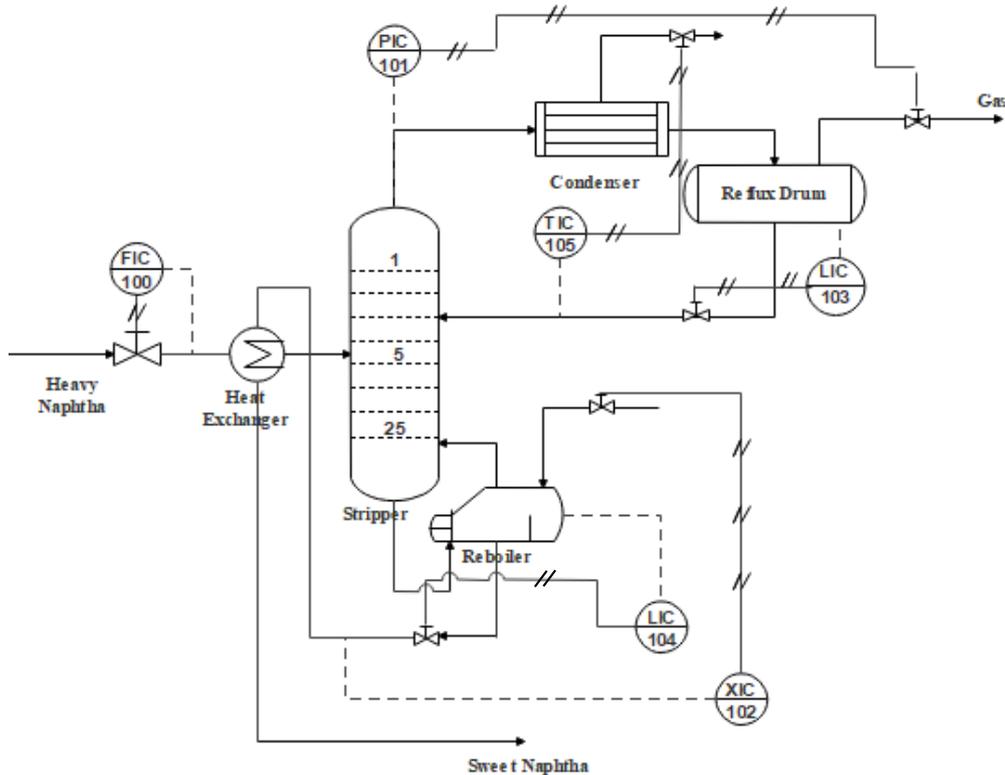
No	Unit Operasi	$N_{redundant}$ @ unit	Jumlah Unit	$N_{redundant}$
1	Kolom distilasi	3	1	3
Total				3

Maka diperoleh total nilai CDOF pada *plant* ini sebanyak delapan CDOF, artinya terdapat delapan variabel yang harus dikontrol pada *plant* ini. Perhitungannya ditunjukkan pada tabel 4.4 sebagai berikut.

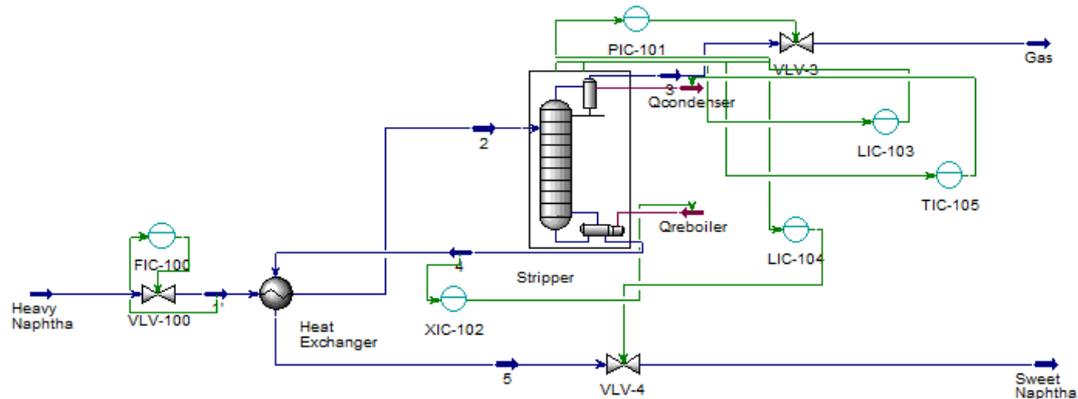
Tabel 4.4 Perhitungan Nilai CDOF

$N_{streams}$	$N_{restraining}$	$N_{redundant}$	CDOF
13	4	3	6

4.4 Perancangan *Regulatory Control* pada *Naphtha Hydrotreating Unit*



Gambar 4.2 Perancangan *regulatory control* dengan pengendali PID



Gambar 4.3 Pemasangan pengendali PID dengan *software* Aspen HYSYS

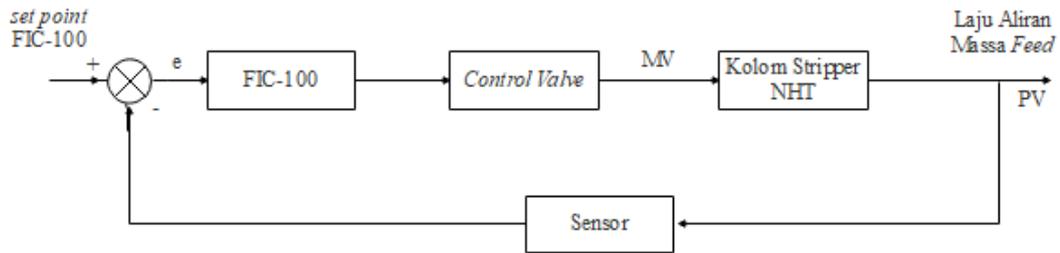
Perancangan *regulatory control* pada gambar 4.2 merupakan perancangan menggunakan pengendali PID sesuai dengan kondisi *existing* di lapangan. gambar 4.3 merupakan pemodelannya menggunakan *software* Aspen HYSYS. Penjelasan tiap pengendali PID yang dipasang dapat dilihat pada tabel 4.5 berikut.

Tabel 4.5 Perancangan *Regulatory Control* dengan Pengendali PID

No	Pengendali	Variabel yang Dikontrol	Jenis Pengendali
1	FIC-100	laju aliran massa <i>feed</i> (kg/h)	PI
2	PIC-101	tekanan kolom atas (bar)	PI
3	LIC-103	level <i>reflux drum</i> (%)	PI
4	LIC-104	level <i>reboiler</i> (%)	PI
5	XIC-102	fraksi mol n-hexana produk bawah	PID
6	TIC-105	suhu <i>reflux</i> (C)	PI

Pemasangan *regulatory control* pada *plant* ini menggunakan pengendali PID. Jumlah pengendali PID yang dipasang sesuai dengan jumlah CDOF yang telah dihitung sebelumnya yaitu berjumlah enam.

Pengendali PID yang pertama adalah *flow control* FIC-100 terletak pada *stream feed*. *Flow Control* ini juga merupakan *Throughout Manipulator* (TPM). Prinsip kerja dari FIC-100 mengendalikan *mass flow feed* agar sesuai dengan *setpoint* dengan memanipulasi bukaan *valve* VLV-100. Berikut merupakan diagram blok pengendali PID pada *flow feed* dapat dilihat pada gambar 4.4.



Gambar 4.4 Diagram blok pengendali PID FIC-100

Pengendali PID yang kedua adalah *pressure control* PIC-101 yang dipasang pada *top stage* kolom *stripper*. Pemasangan *pressure control* ini bertujuan untuk mengatur *top stage pressure* agar uap dapat keluar dari kolom. Prinsip kerja dari PIC-101 mengendalikan tekanan pada *top stage* kolom *stripper* agar sesuai dengan *setpoint* dengan memanipulasi bukaan *valve* VLV-3 yaitu bukaan *valve top product* yang berupa gas.

Pengendali PID yang ketiga adalah *level control* LIC-103 yang dipasang pada *condenser*. Pemasangan *level control* ini bertujuan untuk mengatur *level liquid* pada *condenser* agar *condenser* tidak kelebihan atau kekurangan *liquid* sehingga *reflux* dapat terus terjadi dan pembuangan *impurities* melalui gas terus berlanjut. Prinsip kerja dari LIC-103 mengendalikan *level condenser* agar sesuai dengan *setpoint* dengan memanipulasi aliran *reflux*.

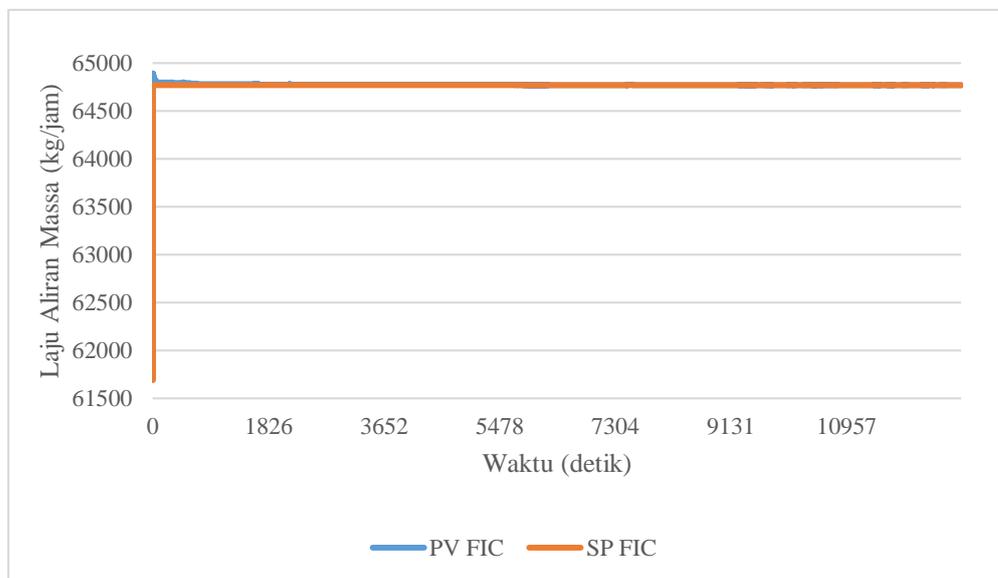
Pengendali PID yang keempat adalah *level control* LIC-104 yang dipasang pada *reboiler*. Pemasangan *level control* ini bertujuan untuk mengatur *level liquid* pada *reboiler* agar *reboiler* tidak kelebihan atau kekurangan *liquid* sehingga jumlah fasa *liquid* dan fasa *vapour* dalam kolom terjaga. Prinsip kerja dari LIC-104 mengendalikan *level reboiler* agar sesuai dengan *setpoint* dengan memanipulasi bukaan *valve* VLV-4 yaitu bukaan *valve bottom product* yang berupa *liquid*.

Pengendali PID yang kelima adalah *temperature control* TIC-105 yang dipasang pada aliran *reflux*. Pemasangan *temperature control* ini bertujuan untuk mengatur suhu *reflux* sehingga sesuai dengan suhu kolom. Prinsip kerja dari TIC-105 mengendalikan *temperature reflux* agar sesuai dengan *setpoint* dengan memanipulasi $Q_{condenser}$.

Pengendali PID yang keenam adalah *composition control* XIC-102 yang dipasang pada *stream 4 (bottom product)*. Pemasangan *composition control* ini bertujuan untuk mengatur fraksi mol dari n-hexana (C_6) agar kemurnian dari *bottom product* terjaga. Prinsip kerja dari XIC-102 mengendalikan fraksi mol dari n-hexana (C_6) dalam komposisi *bottom product* dengan memanipulasi $Q_{reboiler}$.

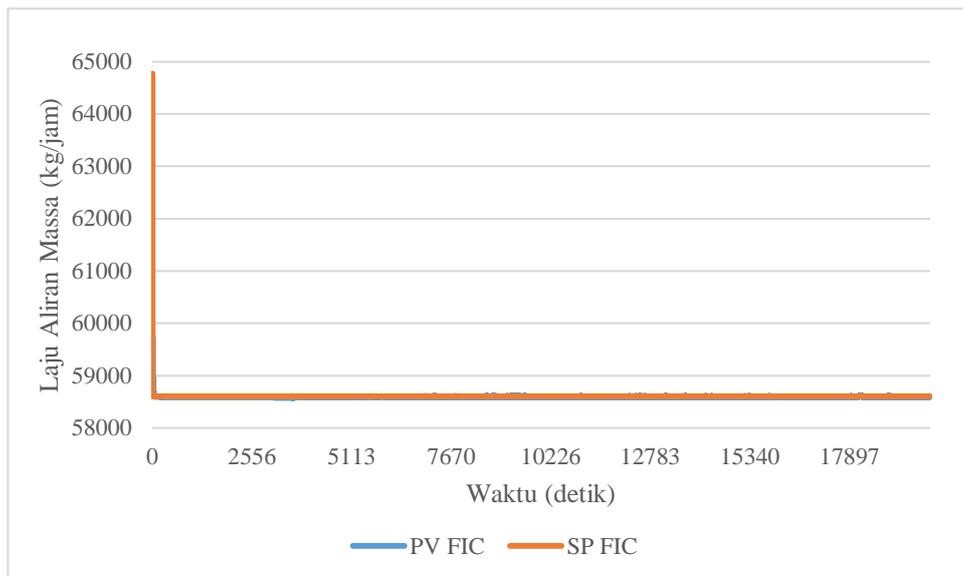
Untuk mengetahui apakah pengendali PID yang terpasang pada *plant* ini berjalan dengan baik maka perlu dilakukan uji *setpoint* pada salah satu pengendali yang penting pada *plant* ini yaitu *flow control* FIC-100.

Uji *setpoint* dilakukan dengan menaikkan atau menurunkan *setpoint* sebesar 5%. Uji *setpoint* pertama dengan menaikkan *setpoint* FIC-100 sebesar 5% yaitu dari 61686,98 kg/h menjadi 64770,64 kg/h. Hasil pengujiannya dapat dilihat pada gambar 4.5 berikut.



Gambar 4.5 Uji *setpoint* FIC-100 naik 5%

Dari hasil pengujian diatas menunjukkan bahwa nilai *mass flow* (garis berwarna biru) mencapai *setpoint* (garis berwarna oranye) sehingga pengendali PID dapat berjalan dengan baik. Uji *setpoint* kedua dengan menurunkan *setpoint* FIC-100 sebesar 5% yaitu dari 61686,98 kg/h menjadi 58547,58 kg/h. Hasil pengujiannya dapat dilihat pada gambar 4.6 berikut.



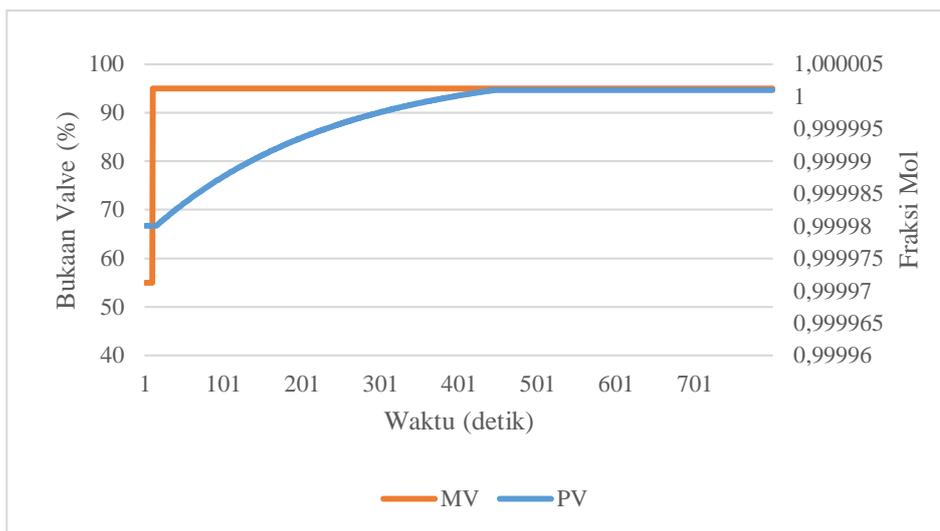
Gambar 4.6 Uji *setpoint* FIC-100 turun 5%

Dari hasil pengujian diatas menunjukkan bahwa nilai *mass flow* (garis berwarna biru) mencapai *setpoint* (garis berwarna oranye) sehingga pengendali PID dapat berjalan dengan baik.

4.5 Hasil Pemodelan FOPDT

Pemodelan FOPDT dilakukan untuk mengetahui karakteristik dinamis atau model matematis dari sebuah *plant*. Dalam penelitian kali ini, model FOPDT digunakan untuk mencari parameter *feedforward* dan parameter MPC. Pemodelan FOPDT diperoleh dengan uji *open loop* pada *plant*. Uji *open loop* dilakukan dengan cara memberikan perubahan *step* pada *input* proses. Hasil dari perubahan *output* akibat perubahan *input* dianalisa kemudian parameter FOPDT yang telah dijelaskan pada bagian 2.3 diperoleh dari analisa tersebut.

Pemodelan FOPDT yang diperlukan adalah pemodelan FOPDT komposisi *bottom product* dan pengaruh laju aliran massa *heavy naphtha (feed)* sebagai *disturbance* terhadap komposisi *bottom product*. Untuk memperoleh FOPDT komposisi *bottom product* inputnya adalah bukaan valve pada *stream bottom product* sedangkan untuk FOPDT pengaruh laju aliran massa *heavy naphtha (feed)* sebagai *disturbance* terhadap komposisi *bottom product*, inputnya adalah perubahan *output* laju aliran massa *heavy naphtha (feed)*. Hasil uji *open loop* dapat dilihat pada gambar 4.7 dan gambar 4.8.



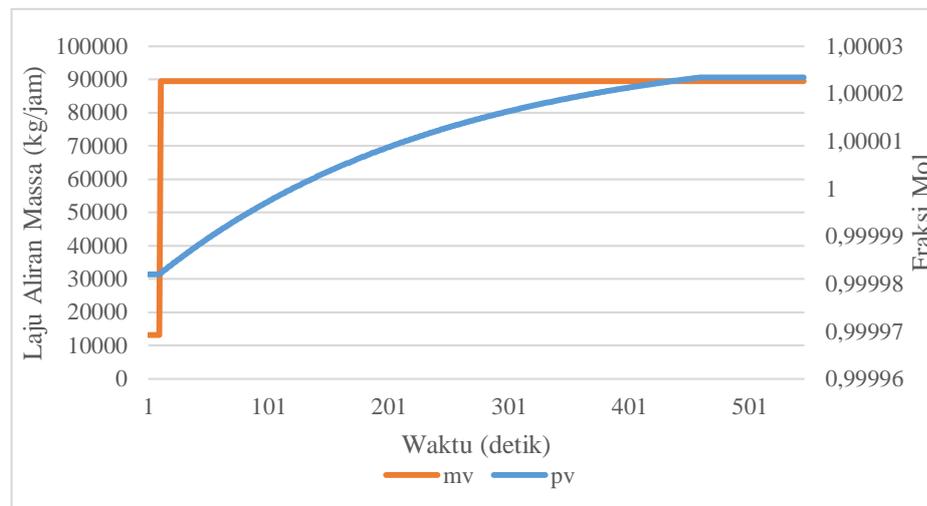
Gambar 4.7 Grafik uji *open loop* komposisi *bottom product*

Gambar 4.7 merupakan grafik respon uji *open loop* dari komposisi *bottom product (sweet naphtha)* fraksi hexana dengan menaikkan bukaan *valve* sebesar 40% dari bukaan *valve* 55% hingga 95%. Respon dari komposisi hexana pada *sweet naphtha* menunjukkan respon grafik orde satu. Parameter FOPDT yang dibutuhkan antara lain, *gain*, *time constant*, dan *delay time*. Nilai dari parameter FOPDT Komposisi *bottom product* dapat dilihat pada tabel 4.6. Nilai berikut telah melalui *fit* FOPDT sehingga memiliki nilai RMSE sebesar 0,000170676, nilainya mendekati nol sehingga pemodelan FOPDT ini sudah akurat dan sesuai dengan data proses.

Tabel 4.6 Parameter FOPDT untuk Komposisi *Bottom Product* (Hexana)

Parameter FOPDT	Nilai	RMSE
<i>Gain</i>	$6,25 \times 10^{-7}$	0,000170676
<i>Time Constant</i>	235,20	
<i>Delay Time</i>	5	

Pemodelan FOPDT pada komposisi *bottom product* (hexana) akibat adanya gangguan dari *disturbance* yaitu laju aliran massa *feed* ditunjukkan pada gambar 4.8 sebagai berikut.

**Gambar 4.8** Grafik uji *open loop* laju aliran massa *feed* sebagai *disturbance* terhadap komposisi *bottom product* (hexana)

Gambar 4.8 merupakan grafik respon uji *open loop* komposisi *bottom product* (hexana) akibat adanya gangguan dari laju aliran massa *feed* dengan menaikkan bukaan valve sebesar 40% dan merubah laju aliran massa *feed* sebesar 40% lebih besar dari laju aliran *feed* awal. Nilai dari parameter FOPDT untuk komposisi *bottom product* akibat *disturbance* dapat dilihat pada tabel 4.7. Nilai berikut telah melalui *fit* FOPDT sehingga memiliki nilai RMSE sebesar 0,000502567, nilainya mendekati nol sehingga pemodelan FOPDT ini sudah akurat dan sesuai dengan data proses.

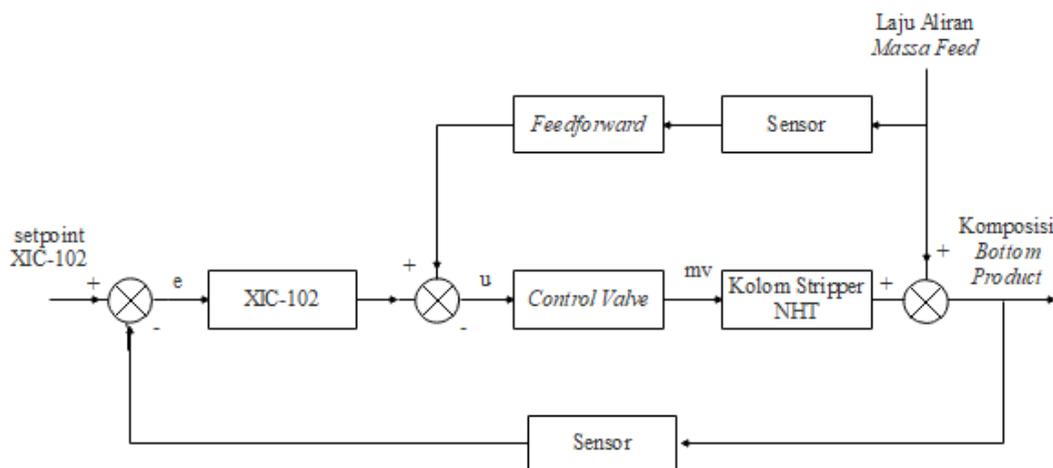
Tabel 4.7 Parameter FOPDT untuk Komposisi *Bottom Product* (Hexana) Akibat *Disturbance*

Parameter FOPDT	Nilai	RMSE
<i>Gain</i>	$6,42 \times 10^{-10}$	0,000502567
<i>Time Constant</i>	241,50	
<i>Delay Time</i>	11	

4.6 Perancangan *Supervisory Control*

4.6.1 Perancangan *Feedforward*

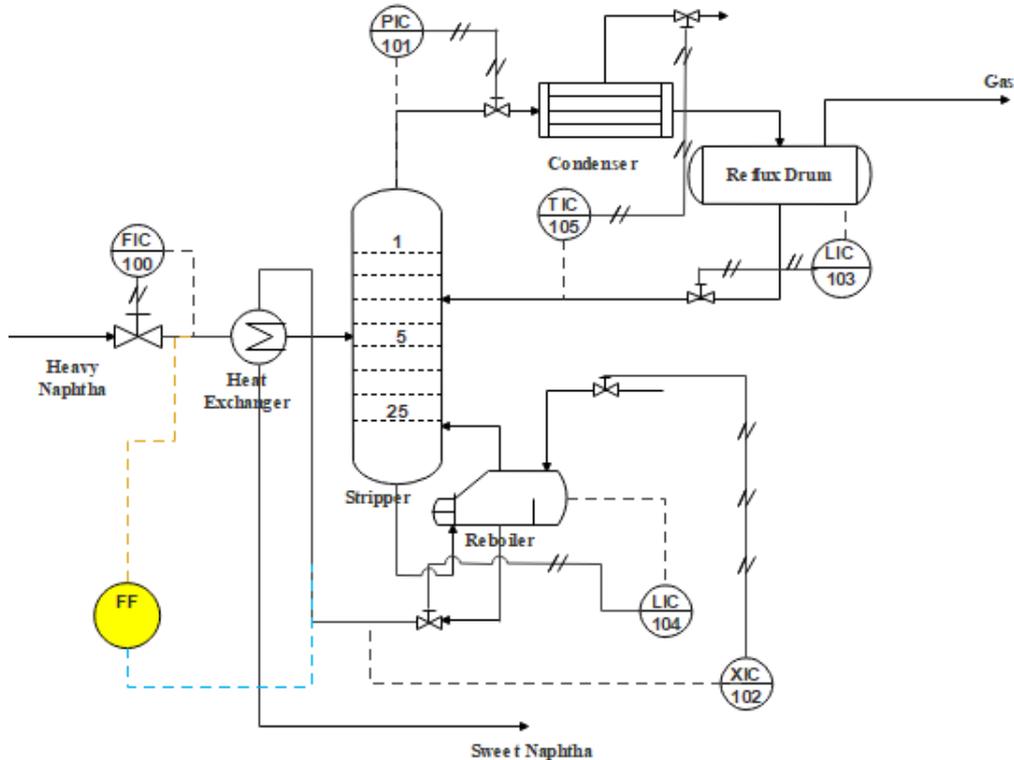
Pengendali *feedforward* digunakan untuk mengatasi gangguan yang terjadi pada *plant*. Pada perancangan *regulatory control* pengendali yang digunakan adalah pengendali PID dimana pengendali tersebut belum bisa mengatasi adanya gangguan. Padahal pada *plant* ini terdapa gangguan berupa laju aliran massa *feed* yang mengganggu proses sehingga mengakibatkan tidak tercapainya *setpoint*. Sehingga pengendali *feedforward* dibutuhkan untuk mengatasi gangguan pada *plant* dalam penelitian ini. Berikut merupakan diagram blok pengendalian *feedforward* dapat dilihat pada gambar 4.9 berikut.



Gambar 4.9 Diagram blok pengendalian *feedforward*

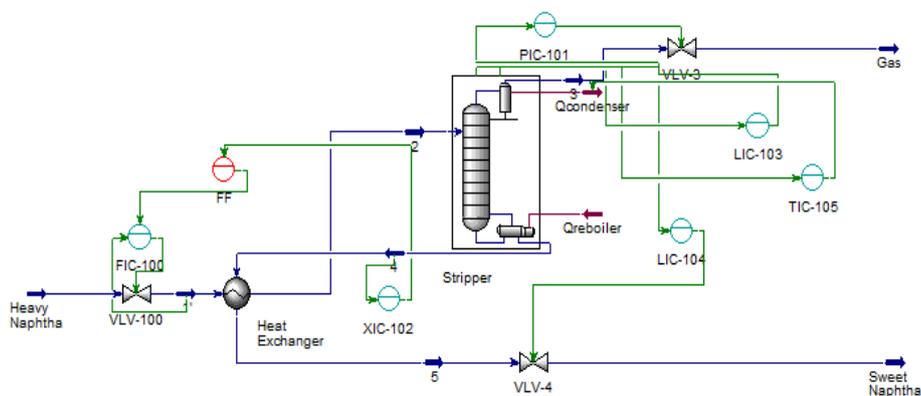
Pada *plant naphtha hydrotreating stripper section* ini diberikan satu pengendali *feedforward* yaitu pada kontrol komposisi *bottom product* (hexana). Pengendali *feedforward* akan memberikan informasi gangguan berupa laju aliran massa *feed* kepada kontrol komposisi *bottom product* (hexana). Pengendali *feedforward* diletakkan pada kontrol komposisi *bottom product* adalah untuk

menjaga kemurnian dari produk karena tujuan dari *plant* ini adalah menghilangkan *impurities* dari umpan. gambar 4.10 merupakan gambar perancangan pemasangan *feedforward* pada *plant*.



Gambar 4.10 Pemasangan *feedforward* pada *Plant*

Perancangan *feedforward* dimodelkan dengan *software* HYSYS yang dapat dilihat pada gambar 4.11 berikut.



Gambar 4.11 Perancangan *Feedforward* dengan *software* Aspen HYSYS

Prinsip kerja dari pengendali *feedforward* ini adalah memberikan sinyal gangguan kepada *control valve*. Pengendali ini akan bekerja ketika mendapatkan informasi hasil pengukuran gangguan pada *plant*. Pengendali *feedforward* membutuhkan pengendali *feedback* dengan menggunakan pengendali PID sehingga membutuhkan sensor dan transmitter untuk mengukur gangguan pada *plant* ini berupa laju aliran massa *feed*. Dari informasi sinyal gangguan tersebut membuat variabel proses yang diukur nantinya bias lebih dekat dengan SP karena gangguan telah diatasi oleh pengendali *feedforward*.

Perancangan pengendali *feedforward* ini menggunakan pemodelan FOPDT yang telah dimodelkan pada subbab sebelumnya. Karena pengendali *feedforward* yang dipasang hanya terletak pada komposisi *bottom product* maka hanya membutuhkan satu pemodelan *feedforward* saja. Pemodelan *feedforward* yang diperoleh dari pemodelan FOPDT dapat dilihat pada tabel 4.8 berikut.

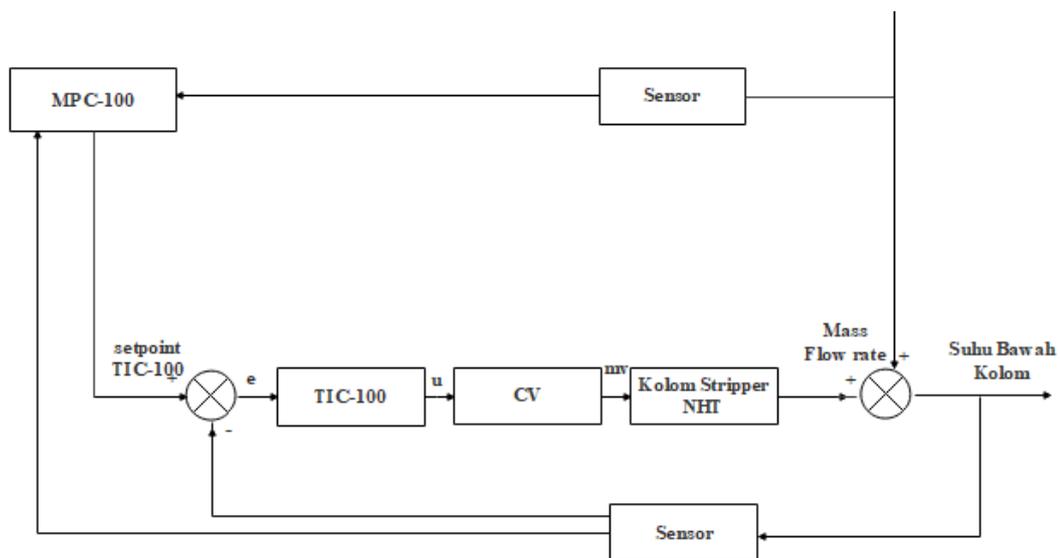
Tabel 4.8 Pemodelan Pengendali *Feedforward*

Keterangan	Fungsi Transfer
Komposisi <i>bottom product</i> (hexana)	$G_p(s) = \frac{6,25 \times 10^{-7} e^{-5s}}{235,2s + 1}$
Gangguan terhadap Komposisi <i>bottom product</i> (hexane)	$G_p(s) = \frac{6,41638 \times 10^{-10} e^{-11s}}{241,5s + 1}$
<i>Feedforward</i> Komposisi <i>bottom product</i> (hexana)	$G_p(s) = -0,00127 \frac{235,2s + 1}{241,5s + 1} e^{-6s}$

4.6.2 Perancangan MPC

MPC dipilih karena dapat memprediksi *controlled variables* di masa mendatang dan dapat diimplementasikan pada *plant* yang memiliki banyak interaksi variabel di dalamnya. Seperti pada *plant* penelitian ini MPC dengan struktur *Multi Input Single Output* (MISO). Pemodelan MPC ini diperoleh dari FOPDT. Karena tujuan dari *plant* ini adalah memurnikan komposisi *bottom product* dengan menghilangkan *impurities* dan mempertahankan kualitas maka yang menjadi *constraint* adalah komposisi. Yang berarti *setpoint* dari komposisi perlu

dijaga dan menjadi pemberi setpoint baru untuk *regulatory control*. Karena alasan tersebut, MPC dipasang pada pengendali yang mempengaruhi kemurnian produk bawah. *Input* dari MPC adalah *heat flow reboiler* dan laju aliran massa *feed* yang merupakan gangguan dari *plant* ini sehingga dengan adanya MPC dapat diprediksi gangguan yang terjadi sehingga *plant* tetap stabil. *Output* dari MPC ini adalah suhu bawah kolom karena suhu bawah kolom sangat mempengaruhi nilai dari komposisi *bottom product*, MPC dapat memberikan *setpoint* baru yang lebih optimal untuk suhu bawah kolom sehingga kualitas produk lebih terjaga. Diagram blok MPC dapat dilihat pada gambar 4.12 berikut.



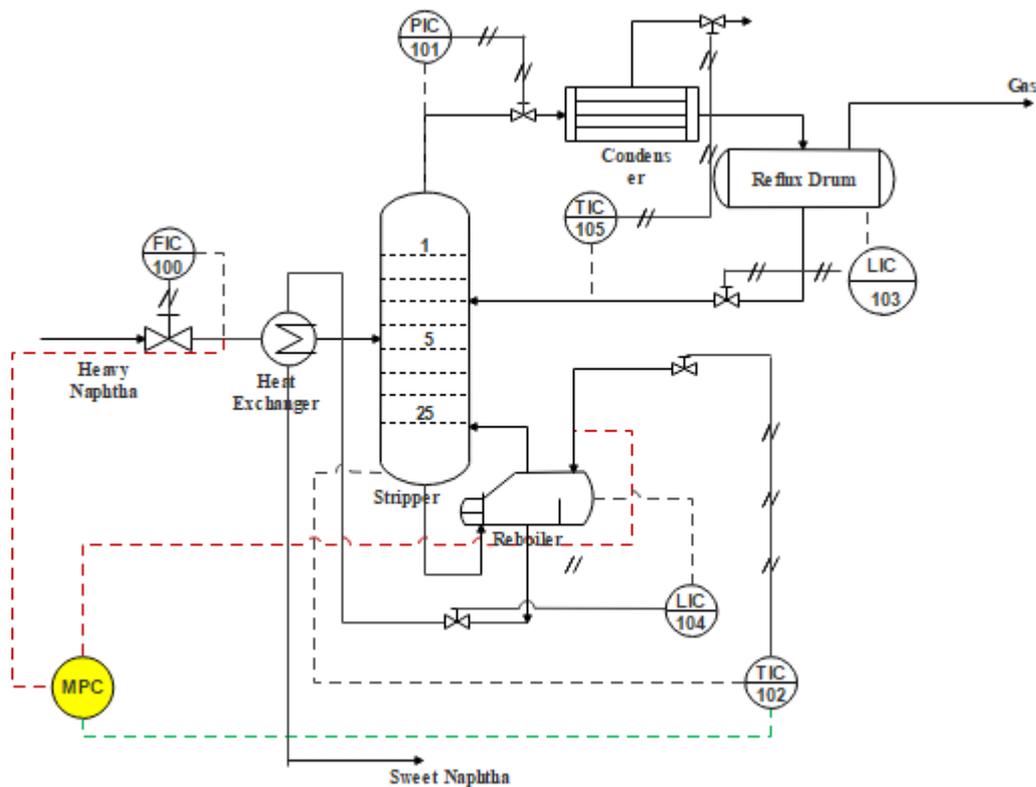
Gambar 4.12 Diagram Blok MPC

Untuk dapat merancang MPC dibutuhkan hubungan *input* dan *output* pada MPC. *Input* pada MPC adalah laju aliran massa *feed* dan *heat flow reboiler* sedangkan *output* nya berupa suhu bawah kolom. Dari hubungan *input* dan *output* ini akan diperoleh pemodelan MPC yang dapat dilihat pada tabel 4.9 berikut.

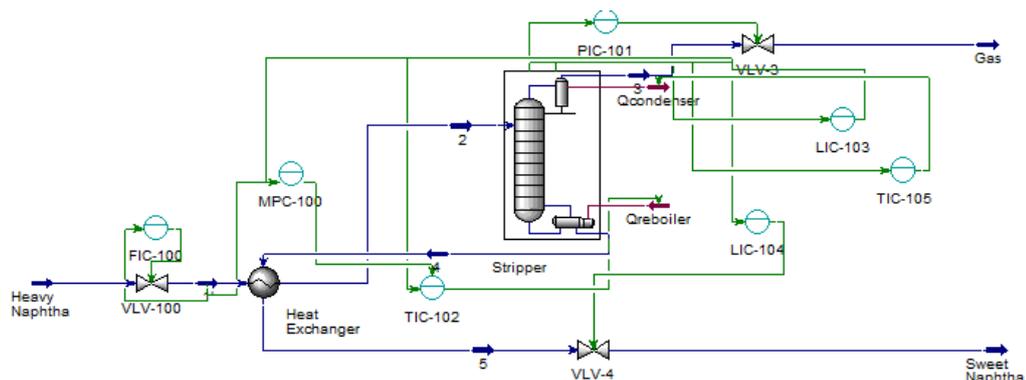
Tabel 4.9 Pemodelan MPC

Hubungan <i>Input-Output</i>	Fungsi Transfer
G11	$G_p(s) = \frac{6,25 \times 10^{-7} e^{-5s}}{235,2s + 1}$
G21	$G_p(s) = \frac{6,41638 \times 10^{-10} e^{-11s}}{241,5s + 1}$

Pemodelan pada tabel 4.9 tersebut diterapkan pada saat pemasangan MPC pada *plant*. Pemasangan MPC pada *plant* dapat dilihat pada gambar 4.13

**Gambar 4.13** Pemasangan MPC pada *Plant*

Perancangan MPC dengan *software* Aspen HYSYS dapat dilihat pada gambar 4.14 berikut.



Gambar 4.14 Perancangan MPC dengan *software* Aspen HYSYS

4.7 Hasil Analisis Pengujian Performansi Sistem

Analisis pengujian performansi sistem seperti telah dijelaskan pada bagian 2.9 menggunakan tiga parameter untuk uji kuantitatif yaitu *maximum overshoot*, *error steady state*, *settling time* dan menggunakan satu parameter untuk uji kualitatif yaitu IAE (*Integrated Absolute Error*).

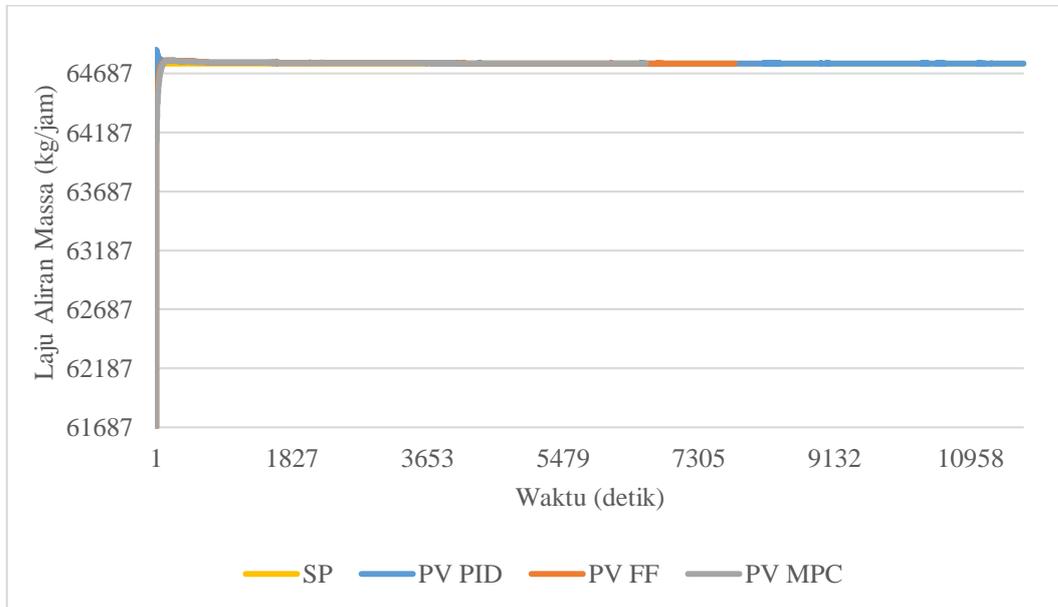
Pengujian performansi ini akan dibandingkan dengan respon menggunakan pengendali PID, pengendali *feedforward* dan pengendali MPC. Dalam hal ini pengendali PID merupakan pengendali dalam kondisi *existing* dan terdapat dua jenis strategi kontrol yang dibandingkan dengan pengendali saat kondisi *existing* (pengendali PID saja). Strategi kontrol tersebut adalah *feedforward* dan MPC. Antara dua strategi kontrol ini akan dipilih salah satu yang memiliki karakteristik respon yang bagus dimana hal tersebut menandakan respon yang dihasilkan stabil untuk menjadi *supervisory control* dalam penerapan PWC pada *plant* ini.

Pengujian performansi sistem dengan memberikan sinyal step sebesar 5% berupa menaikkan atau menurunkan laju aliran massa *feed*. Diberikan gangguan berupa penambahan 5% dan pengurangan 5% pada *setpoint* laju aliran massa *feed*. Dimana pada saat normal sebesar 61686,97446 kg/h dinaikkan 5% yaitu menjadi 64771,32318 kg/h dan jika diturunkan 5% menjadi 58602,62574 kg/h. Pada subbab 4.8.1 akan dijelaskan pengujian performansi jika gangguan dinaikkan 5% dan pada subbab 4.8.2 akan dijelaskan pengujian performansi jika gangguan diturunkan 5%.

4.7.1 Hasil Analisis Pengujian Performansi Sistem dengan Gangguan Naik 5%

1. Pada FIC-100 (*flow control feed*)

Pengujian performansi sistem dengan memberikan sinyal step sebesar 5% berupa kenaikan laju aliran massa *feed* yaitu dari 61686,97446 kg/h menjadi 64771,32318 kg/h. Hasil perbandingan respon tiap pengendali pada laju aliran massa *feed* dapat dilihat pada gambar 4.15.



Gambar 4.15 Hasil perbandingan respon laju aliran massa *feed* dengan gangguan naik 5%

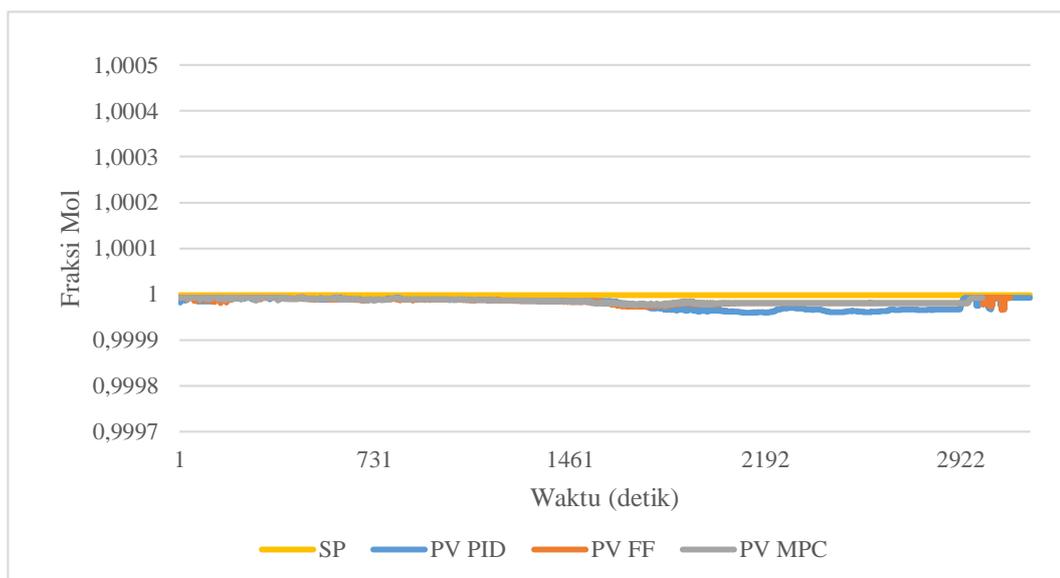
Apabila *feed* dinaikkan sebesar 5%. Pada tiga jenis pengendali tersebut sama-sama terjadi osilasi pada responnya. PV semua pengendali naik dan kemudian turun mengikuti *setpoint* yang baru. Terjadi *overshoot*, *error steady state* paling rendah pada pengendali MPC hal ini menunjukkan pengendali MPC memiliki respon yang cepat beradaptasi saat terjadi gangguan step. Nilai *settling time* pengendali MPC juga paling cepat dibandingkan pengendali PID dan *feedforward*. Nilai IAE yang merupakan parameter kualitatif menunjukkan nilai terendah ketika menggunakan pengendali MPC. Hal itu menunjukkan jika pengendali MPC memiliki kestabilan paling baik. Karakteristik respon tiap pengendali dapat dilihat pada tabel 4.10

Tabel 4.10 Karakteristik Respon Laju Aliran Massa *Feed* dengan Gangguan Naik 5%

Karakteristik Respon	PID	FF	MPC
<i>Maximum Overshoot</i>	0,183878	0,044001	0,041222
<i>Settling Time</i> (detik)	11.438	6.848	6.534
<i>Error Steady State</i>	0,002007	0,00139	0,0013895
IAE (kg/jam)	42904,2	26830,2	16526,7

2. Pada XIC-102 (*composition control bottom product*)

Pengujian performansi sistem dengan memberikan sinyal step sebesar 5% berupa kenaikan gangguan pada komposisi yaitu laju aliran massa *feed*, nilainya dari 61686,97446 kg/h menjadi 64771,32318 kg/h. Hasil perbandingan respon tiap pengendali pada komposisi *bottom product* (hexana) dapat dilihat pada gambar 4.16.



Gambar 4.16 Hasil perbandingan respon komposisi *bottom product* dengan gangguan naik 5%

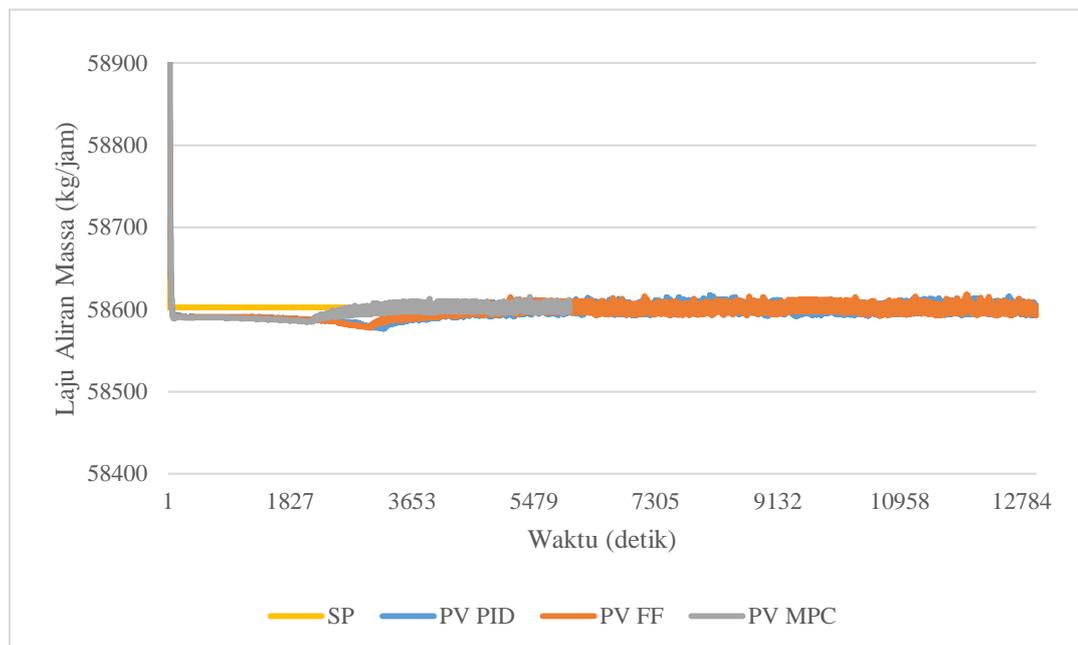
Apabila gangguan dinaikkan sebesar 5%. Pada tiga jenis pengendali tersebut sama-sama terjadi osilasi pada responnya tetapi semua pengendali dapat mencapai *setpoint*. Terjadi *undershoot* paling rendah pada pengendali MPC hal ini menunjukkan pengendali MPC memiliki respon yang cepat dan cepat beradaptasi saat terjadi gangguan step. Nilai *settling time* pengendali MPC juga paling cepat dibandingkan pengendali PID dan *feedforward*. Nilai IAE yang merupakan parameter kualitatif menunjukkan nilai terendah ketika menggunakan pengendali MPC. Hal itu menunjukkan jika pengendali MPC memiliki kestabilan paling baik. Hal itu menunjukkan jika pengendali MPC memiliki kestabilan paling baik. Karakteristik respon tiap pengendali dapat dilihat pada tabel 4.11.

Tabel 4.11 Karakteristik Respon Komposisi *Bottom Product* dengan Gangguan Naik 5%

Karakteristik Respon	PID	FF	MPC
<i>Maximum Undershoot</i>	0,003900008	0,003300007	0,002300005
<i>Settling Time</i> (detik)	3.114	3.101	3.001
<i>Error Steady State</i>	0,000600001	0,000600001	0,000600001
IAE	0,058644	0,041298	0,039623

4.7.2 Hasil Analisis Pengujian Performansi Sistem dengan Gangguan Turun 5%

1. Pada FIC-100 (*flow control feed*)



Gambar 4.17 Hasil perbandingan respon laju aliran massa *feed* dengan gangguan turun 5%

Pengujian performansi sistem dengan memberikan sinyal step sebesar 5% berupa penurunan laju aliran massa *feed* yaitu dari 61686,97446 kg/h menjadi 58602,62574 kg/h. Hasil perbandingan respon tiap pengendali pada laju aliran massa *feed* dapat dilihat pada gambar 4.17.

Apabila *feed* diturunkan sebesar 5%. Pada tiga jenis pengendali tersebut sama-sama terjadi osilasi pada responnya. PV semua pengendali naik dan kemudian turun mengikuti *setpoint* yang baru. Terjadi *undershoot*, *error steady state* paling rendah pada pengendali MPC hal ini menunjukkan pengendali MPC memiliki respon yang cepat dan cepat beradaptasi saat terjadi gangguan step. Nilai *settling time* pengendali MPC juga paling cepat dibandingkan pengendali PID dan *feedforward*. Nilai IAE yang merupakan parameter kualitatif menunjukkan nilai terendah ketika menggunakan pengendali *feedforward*. Hal itu menunjukkan jika pengendali *feedforward* memiliki kestabilan paling baik. Hal itu menunjukkan jika pengendali *feedforward* memiliki kestabilan paling baik. Berdasarkan teori

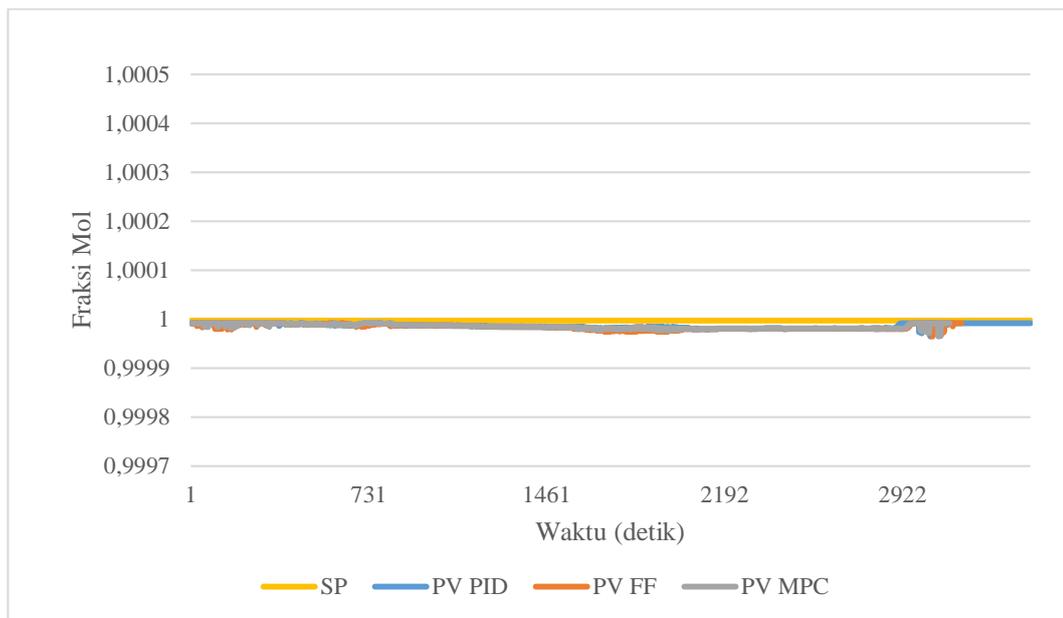
seharusnya MPC memiliki respon paling stabil dimana kemampuannya yang dapat memprediksi karakteristik respon di masa depan, hal ini dikarenakan oleh model yang digunakan belum sesuai dengan gangguan yang terjadi. Model yang digunakan masih menggunakan model gangguan naik. Karakteristik respon tiap pengendali dapat dilihat pada tabel 4.12

Tabel 4.12 Karakteristik Respon Laju Aliran Massa *Feed* dengan Gangguan Turun 5%

Karakteristik Respon	PID	FF	MPC
<i>Maximum Undershoot</i>	0,044537	0,042319	0,030715
<i>Settling Time</i> (detik)	11.590	9.010	3.055
<i>Error Steady State</i>	0,008361	0,008191	0,000341
IAE (kg/jam)	78.338,2	47.912,2	5.258,3

2. Pada XIC-102 (*composition control bottom product*)

Pengujian performansi sistem dengan memberikan sinyal step sebesar 5% berupa penurunan gangguan pada komposisi yaitu laju aliran massa *feed*, nilainya dari 61686,97446 kg/h menjadi 58602,62574 kg/h. Hasil perbandingan respon tiap pengendali pada komposisi *bottom product* (hexana) dapat dilihat pada gambar 4.18.



Gambar 4.18 Hasil perbandingan respon komposisi *bottom product* dengan gangguan turun 5%

Apabila gangguan diturunkan sebesar 5%. Pada tiga jenis pengendali tersebut sama-sama terjadi osilasi pada responnya tetapi semua pengendali dapat mencapai *setpoint*. Terjadi *undershoot* paling rendah pada pengendali MPC hal ini menunjukkan pengendali MPC memiliki respon yang cepat dan cepat beradaptasi saat terjadi gangguan step. Nilai *error steady state* tiap pengendali memiliki nilai yang sama. Nilai *settling time* pengendali MPC juga paling cepat dibandingkan pengendali PID dan *feedforward*. Nilai IAE yang merupakan parameter kualitatif menunjukkan nilai yang sama. Hal itu menunjukkan jika tiap pengendali memiliki kestabilan yang sama. Berdasarkan teori seharusnya MPC memiliki respon paling stabil dimana kemampuannya yang dapat memprediksi karakteristik respon di masa depan, hal ini dikarenakan oleh model yang digunakan belum sesuai dengan gangguan yang terjadi. Model yang digunakan masih menggunakan model gangguan naik. Karakteristik respon tiap pengendali dapat dilihat pada tabel 4.13

Tabel 4.13 Karakteristik Respon Komposisi *Bottom Product* dengan Gangguan Turun 5%

Karakteristik Respon	PID	FF	MPC
<i>Maximum Undershoot</i>	0,003300007	0,003300007	0,003300007
<i>Settling Time</i> (detik)	3.188	3.144	3.114
<i>Error Steady State</i>	0,000600001	0,000600001	0,000600001
IAE	0,040011000	0,041261000	0,039321000

Dari hasil analisa pengujian performansi pada dua variabel yang menjadi fokus utama pada *plant* ini yaitu *flow* dan *composition* menunjukkan bahwa pengendali MPC memberikan performansi yang paling baik, ditunjukkan dengan nilai *maximum overshoot*, *settling time*, *error steady state* serta nilai IAE yang paling rendah sehingga MPC merupakan strategi kontrol yang cocok untuk dijadikan sebagai *supervisory control* dalam perancangan PWC pada *plant* ini.

4.8 Analisa Komposisi

Karena tujuan dari *plant* ini adalah meningkatkan kualitas produk dengan menghilangkan *impurities* (nitrogen, hidrogen, sulfur) dari umpan yang masuk maka analisa komposisi produk yang dihasilkan adalah hal yang penting untuk dilakukan. Oleh karena itu dengan adanya penerapan PWC dengan pemasangan MPC maka kualitas dari produk tetap terjaga dari sebelum adanya penerapan PWC. Perbandingan komposisi produk naphta dapat dilihat pada tabel 4.14.

Tabel 4.14 Perbandingan Komposisi Produk *Naphtha* Sebelum dan Sesudah Diterapkan PWC

Komposisi (%Mole)	Non PWC	PWC
Etana	$4,02.10^{-19}$	$4,02.10^{-19}$
H ₂ O	0	0
H ₂ S	$4,52.10^{-19}$	$4,52.10^{-19}$
Hidrogen	$7,49.10^{-24}$	$7,49.10^{-24}$
i-Butana	$3,21.10^{-11}$	$3,21.10^{-11}$
i-Pentana	$1,80.10^{-05}$	$1,80.10^{-05}$
Metana	$1,62.10^{-19}$	$1,62.10^{-19}$
n-Butana	$2,25.10^{-09}$	$2,25.10^{-09}$
n-Hexana	1,00	1,00
n-Pentana	$7,80.10^{-04}$	$7,80.10^{-04}$
Propana	$2,16.10^{-14}$	$2,16.10^{-14}$
Total	1,00	1,00

Dari hasil perbandingan tersebut menunjukkan bahwa komposisi naphtha sebelum dan sesudah penerapan PWC sama karena komposisi pada *plant* ini merupakan *constraint* atau variabel yang nilainya harus dijaga sehingga setelah penerapan PWC tidak memperburuk kualitas dari produk naphtha yang dihasilkan *plant* ini.

4.9 Hasil Analisa Penggunaan Energi, Laju Produk dan Ekonomi

4.9.1 Penggunaan Energi

Perancangan PWC pada *plant naphtha hydrotreating unit stripper section* juga berdampak pada penggunaan energi yang digunakan pada *plant*. Perancangan PWC berpengaruh pada kestabilan respon *plant*, hal itu mempengaruhi penggunaan energi yang optimal sehingga energi yang digunakan lebih sedikit tetapi tetap menghasilkan laju produk yang tinggi. Pada *plant* ini energi digunakan oleh *reboiler* dan *condenser*. Penggunaan energi tiap *equipment* dan perbandingannya ketika diterapkan PWC dan setelah diterapkan PWC dapat dilihat pada tabel 4.14 dan tabel 4.15.

Penerapan PWC pada *plant* ini saat gangguan naik 5% terbukti dapat menghemat energi yang digunakan. Dari hasil tersebut diperoleh bahwa penggunaan energi sebelum diterapkan PWC sebesar 126.312.792 kJ/jam sedangkan setelah diterapkan PWC sebesar 126.224.629 kJ/jam, energi yang dapat dihemat sebesar 0,07% yaitu sebesar 88.163 kJ/jam.

Tabel 4.15 Perbandingan Penggunaan Energi pada NHT *Stripper Section* Sebelum dan Setelah Penerapan Pwc saat Gangguan Naik 5%

Penggunaan Energi	Strategi Kontrol	Energi Reboiler (kJ/jam)	Energi Condenser (kJ/jam)	Total Energi (kJ/jam)
NHT <i>Stripper Section</i>	Non PWC	71.897.605	54.415.186	126.312.792
	PWC	71.897.605	54.327.023	126.224.629

Tabel 4.16 Perbandingan Penggunaan Energi pada NHT *Stripper Section* Sebelum dan Setelah Penerapan PWC saat Gangguan Turun 5%

Penggunaan Energi	Strategi Kontrol	Energi Reboiler (kJ/jam)	Energi Condenser (kJ/jam)	Total Energi (kJ/jam)
NHT <i>Stripper Section</i>	Non PWC	71,897,605	54.360.837	126.258.442
	PWC	71.897.605	54.304.561	126.202.167

Penerapan PWC pada *plant* ini saat gangguan turun 5% terbukti dapat menghemat energi yang digunakan. Dari hasil tersebut diperoleh bahwa penggunaan energi sebelum diterapkan PWC sebesar 126.258.442 kJ/jam sedangkan setelah diterapkan PWC sebesar 126.202.167 kJ/jam, energi yang dapat dihemat sebesar 0,05% yaitu sebesar 56.276 kJ/jam.

4.9.2 Variabel Ekonomi

Variabel ekonomi dianalisis karena fungsi obyektif pada penelitian ini adalah profit. Variabel yang berpengaruh pada profit adalah laju aliran *input* sebagai bahan baku, laju aliran *output* sebagai produk, dan total energi yang digunakan. Perbandingan variabel ekonomi sebelum dan setelah diterapkan PWC dapat dilihat pada tabel 4.16 dan 4.17 berikut.

Tabel 4.17 Perbandingan Variabel Ekonomi Sebelum dan Setelah Diterapkan PWC saat Gangguan Naik 5%

Strategi Kontrol	Laju Aliran Massa <i>Input</i> (kg/jam)	Laju Aliran Massa <i>Output</i> (kg/jam)	Total Energi (kJ/jam)
Non PWC	64.771,4455	30.830,6520	126.312.792
PWC	64.772,5283	38.300,9210	126.224.629

Tabel 4.18 Perbandingan Variabel Ekonomi Sebelum dan Setelah Dipasang PWC saat Gangguan Turun 5%

Strategi Kontrol	Laju Aliran Massa <i>Input</i> (kg/jam)	Laju Aliran Massa <i>Output</i> (kg/jam)	Total Energi (kJ/jam)
Non PWC	58.592,7030	58.666,0140	126.258.442
PWC	58.601,9380	60.990,8620	126.202.167

Profit diperoleh dari penjualan produk dikurangi dengan biaya pembelian bahan baku, dikurangi dengan biaya operasional yaitu biaya penggunaan energi tiap *equipment* yang digunakan sesuai dengan persamaan (3.1). Perbandingan analisa ekonomi sebelum dan setelah diterapkan PWC dapat dilihat pada tabel 4.18 dan tabel 4.19 berikut.

Tabel 4.19 Perbandingan Analisa Ekonomi Sebelum dan Setelah Diterapkan PWC saat Gangguan Naik 5%

Perhitungan Biaya (Rp)	Non PWC	PWC
Produk	371.463.210	461.468.765
Bahan Baku	210.842.714	210.846.239
Biaya Operasional	34.948.121	34.948.121
Profit	125.672.375	215.674.405

Hasil analisa perhitungan profit menunjukkan bahwa setelah diterapkan PWC profit yang diperoleh meningkat sebesar 71% dibandingkan dengan profit sebelum diterapkan PWC. Profit yang diperoleh sebelum penerapan PWC sebesar Rp 125.672.375 per jam atau Rp 3.016.137.000 per harinya. Setelah diterapkan PWC profit yang diperoleh meningkat menjadi Rp 215.672.405 per jam atau sebesar Rp 5.176.185.715 per hari. Peningkatan profit yang dapat diperoleh setelah penerapan PWC yaitu sebesar Rp 2.160.048.715 per hari.

Tabel 4.20 Perbandingan Analisa Ekonomi Sebelum dan Setelah Diterapkan PWC saat Gangguan Turun 5%

Perhitungan Biaya (Rp)	Non PWC	PWC
Produk	706.837.660	734.848.596
Bahan Baku	190.729.794	190.759.856
Biaya Operasional	34.957.484	34.941.902
Profit	481.150.383	509.146.838

Hasil analisa perhitungan profit menunjukkan bahwa setelah diterapkan PWC profit yang diperoleh meningkat sebesar 5,82% dibandingkan dengan profit sebelum diterapkan PWC. Profit yang diperoleh sebelum penerapan PWC sebesar Rp 481.150.383 per jam atau Rp 11.547.609.186 per harinya. Setelah diterapkan PWC profit yang diperoleh meningkat menjadi Rp 509.146.838 per jam atau sebesar Rp 12.219.524.107 per hari. Peningkatan profit yang dapat diperoleh setelah penerapan PWC yaitu sebesar Rp 671.914.922 per hari.

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan analisis hasil yang telah dilakukan, maka kesimpulan dari penelitian ini adalah sebagai berikut.

- Penerapan *plantwide control* dengan penggabungan metode Skogestad telah berhasil dilakukan pada *plant naphtha hydrotreating unit (NHT) Stripper Section*. Fungsi objektifnya adalah profit yang maksimal dengan menggunakan variabel ekonomi antara lain, laju aliran massa *feed*, laju aliran massa produk bawah, energi dari *reboiler* dan *condenser*. Aliran yang merupakan TPM adalah aliran umpan dan memasang sebanyak delapan *regulatory control* menggunakan pengendali PID sesuai dengan hasil perhitungan CDOF dan menggunakan MPC sebagai *supervisory control*.
- Penerapan PWC pada *naphtha hydrotreating unit stripper section* mampu menghasilkan respon sistem yang stabil ketika diberi gangguan berupa perubahan laju aliran massa *feed*. Hal ini ditunjukkan dengan melihat karakteristik respon, saat gangguan naik 5% memiliki nilai *settling time* rata-rata sebesar 4767 detik, nilai *overshoot* rata-rata sebesar 0,021761, nilai *error steady state* rata-rata sebesar 0,000995 serta nilai IAE rata-rata sebesar 8263. Saat gangguan turun 5% memiliki nilai *settling time* rata-rata sebesar 3085, nilai *overshoot* rata-rata sebesar 0,017008, nilai *error steady state* rata-rata sebesar 0,000471 serta nilai IAE rata-rata sebesar 2629.
- Penerapan PWC pada *naphtha hydrotreating unit Stripper Section* saat kenaikan gangguan 5% mampu menurunkan penggunaan energi sebesar 0,07% yaitu 88163 kJ/jam dan mampu meningkatkan profit sebesar 71% yaitu Rp 2.160.048.715 per hari sedangkan pada penurunan gangguan 5% mampu menurunkan penggunaan energi sebesar 0,05% yaitu 56276 kJ/jam dan mampu meningkatkan profit sebesar 5,82% yaitu Rp 671.914.922 per hari dibandingkan dengan *naphtha hydrotreating unit Stripper Section* sebelum diterapkan PWC.

5.2 Saran

Dari hasil tugas akhir ini dapat diberikan saran untuk pengembangan penelitian selanjutnya adalah sebagai berikut.

- Melakukan penelitian dengan metode selain metode Skogestad yang memberikan kestabilan respon yang lebih baik dan memberikan profit maksimal dengan memperhatikan nilai beli tiap pengendali yang dipakai dan variabel lain yang mempengaruhi keuntungan yang diperoleh yang belum diperhitungkan dalam tugas akhir ini.

DAFTAR PUSTAKA

- Ali, M. (2004, Oktober). Pembelajaran Perancangan Sistem Kontrol PID dengan *Software* MATLAB. *Jurnal Edukasi @Elektro*, 1, 1-8. Retrieved from <http://staffnew.uny.ac.id/upload/132256208/penelitian/Sistem+Kontrol+PI+D+Muhamad+Ali.pdf>
- Biyanto, T. R., Wahyudi, H., & Santoso, H. H. (2005). Strategi Kontrol Kolom Distilasi Tunggal Sistem Biner Metanol-Air. *LIPi*.
- Craig, K. (2002). *Control of a First Order Process with Dead Time*. Retrieved from Engineering.nyu.edu: http://engineering.nyu.edu/mechatronics/Control_Lab/Criag/Craig_RPI/2002/Week2/First-Order_Process_Time_Delay_2002.pdf
- Dimian, A. C., Kiss, A. A., & Bildea, C. S. (2004). *Design and Control of Chemical Reactors in Recycle Systems*. *Revista de Chimie-Bucharest-Oridinal Edition*, 585-594.
- Gunterus, F. (1997). *Falsafah Dasar: Sistem Pengendalian Proses*. Jakarta: PT. Elex Media Komputinfo, Jakarta.
- Hedengren, J. D. (2017, September 19). *Graphical Method: FOPDT to Step Test*. Retrieved June 4, 2020, from *Dynamics and Control*: <https://apmonitor.com/pdc/index.php/Main/FirstOrderFit>
- Insider, M. (2020, May 29). *Naphthapreis*. Retrieved June 16, 2020, from *Markets Business Insider*: <https://markets.businessinsider.com/commodities/naphthapreis>
- Juliani, R., & Garcia, C. (2017). *Plantwide Control: A Review of Design Techniques, Benchmarks and Challenges*. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 7877-7887. doi:<http://dx.doi.org/10.1021/acs.iecr.7b00416>
- Kokayeff, P., Zink, S., & Roxas, P. (2014). *Hydrotreating in Petroleum Processing*. In P. Kokayeff, S. Zink, & P. Roxas, *Handbook of Petroleum Processing* (pp. 1-59). *Springer, Cham*. doi:https://doi.org/10.1007/978-3-319-05545-9_4-1

- Konda, N. M., Rangaiah, G., & Krishnaswamy, P. (2006). *A Simple and Effective Procedure for Control Degrees of Freedom*. *Chemical Engineering Science*, 1184-1194. doi:<https://doi.org/10.1016/j.ces.2005.08.026>
- Kusnandar, V. B. (2019, September 4). Defisit Neraca Minyak Indonesia Kian Melebar. Retrieved June 1, 2020, from Databoks: <https://databoks.katadata.co.id/datapublish/2019/09/04/defisit-neraca-minyak-indonesia-kian-melebar>
- Luyben, M. L., Tyreus, B. D., & Luyben, W. L. (1997). *Plantwide Control Design Procedure*. *Process System Engineering AIChE*, 43, 3161-3174.
- Mahindrakar, V., & Hahn, J. (2006, July). *Model Predictive Control of eactive Distillation for Benzen Hydrogenation*. *Control Engineering Practice*. doi:10.1016/j.conengprac.2016.04.008
- Marlin, T. E. (2015). *Process Control Designing Process and Control Systems for Dynamic Performance* (2nd ed.). Ontario, Canada: McGraw-Hill.
- Minasidis, V., Jaschke, J., & Skogestad, S. (2013, December 18-20). *Economic plantwide control: Automated Controlled Variable Selection for A Reactor-Separator-Recycle Process*. *10th IFAC International Symposium on Dynamics and Control of Process Systems*, 87-92.
- Ogata, K. (2002). *Modern Control Engineering* (4th ed.). Prentice Hall, New Jersey: Aeeizh.
- Parkash, S. (2003). *Distilate Hydrotreating*. In *Refining Process Handbook* (pp. 29-50). Burlington: Elsevier.
- Parkash, S. (2003). *Refining Process Handbook*. Elsevier. doi:<https://doi.org/10.1016/B978-0-7506-7721-9.X5000-2>
- Proses Industri.com. (2016, April 3). *Process Work of A Naphtha Hydrotreating Unit*. Retrieved January 25, 2020, from Proses Industri: <https://www.prosesindustri.com/2016/04/process-work-of-naphtha-hydrotreating-unit.html>
- Puspitasari, E., & Setyarini, A. C. (2009). *Optimisasi Kinerja Crude Distillation Unit (CDU)*. Retrieved June 16, 2020, from Digilib ITS: <http://digilib.its.ac.id/public/ITS-Undergraduate-12894-Presentation.pdf>

- Putri, W. D. (2020, June 5). *Daftar Tarif Listrik Terbaru 2020 Kementerian ESDM [Juli – September]*. Retrieved June 16, 2020, from Lifepal: <https://lifepal.co.id/media/daftar-tarif-listrik-terbaru/>
- Rangaiah, G. P., & Kariwala, V. (2012). *Plantwide Control Recent Developments and Applications*. United Kingdom: John Wiley and Sons Ltd.
- Rodriguez, M., & Marcos, A. (2002). *Plantwide Control Design Using An Expert System. 15th Triennial World Congress*, 157-161.
- Sadighi, S., S.Reza, M., Ghabouli, O., & Bahmani, M. (2009). *Revamp of Naptha Hydroreating Process ini Iranian Refinery. Petroelum and Coal*, 51, 45050.
- Sharmila, M., & Mangaiyarkarasi, M. V. (2014, May). *Modeling and Control of Binary Distillation Column. Internationa Journal of Advanced Research in Electrical, Electronics and Instrumentation Engineering*, 3(Special Issue 4), 105-111.
- Viens, A. (2019, Auguts). *Energy*. Retrieved June 1, 2020, from Visual Capitalist: <https://www.visualcapitalist.com/worlds-largest-energy-sources/>

Halaman ini sengaja dikosongkan

LAMPIRAN

Lampiran 1. Komposisi *Naphtha Hydrotreating Unit*

Berikut adalah komposisi yang terdapat pada *Naphtha Hydrotreating Unit Stripper Section* yang akan dijelaskan pada tabel 1a.

Tabel 1a. Komposisi pada *Naphtha Hydrotreating Unit Stripper Section*

Komponen (kgmole/h)	<i>Feed</i>	<i>Gas</i>	<i>Bottom Product</i>
H₂O			
H₂S	0,27	0,27	
H₂	12,19	12,19	
C₁	1,14	1,14	
C₂	1,04	1,04	
C₃	0,66	0,66	
iC₄	0,09	0,09	
nC₄	0,22	0,22	
nC₄	0,03	0,03	
iC₅	1,12	1,12	
C₆	714,19	0,5	713,69
Total	729,9	16,21	713,69

Halaman ini sengaja dikosongkan

BIODATA PENULIS



Penulis bernama lengkap Amalia, dengan nama panggilan Amel. Lahir 21 Januari 1998 di Muncar, Kabupaten Banyuwangi dari pasangan Bapak H. Ali Imron dan Hj. Siti Masitoh dan merupakan anak keempat dari empat bersaudara. Penulis menempuh pendidikan SD Islam Darul Muttaqien hingga 2010, SMPN 1 Srono hingga 2013, SMAN 1 Genteng hingga 2016 dan melanjutkan jenjang sarjana pada Departemen Teknik Fisika ITS Surabaya 8 semester hingga 2020.

Semasa kuliah penulis juga tergabung dalam organisasi dan juga kepanitiaan. Penulis bergabung pada organisasi Himpunan Mahasiswa Teknik Fisika periode 17/18 sebagai staff Kesejahteraan Mahasiswa dan periode 18/9 sebagai kabinet Kesejahteraan Mahasiswa, Pemandu ITS, dan Asisten Laboratorium Rekayasa Fotonika. Dalam kepanitiaan penulis bergabung dalam beberapa acara yaitu GERIGI ITS, EPW, dan REM FTI.

Pengalaman Kerja Praktik penulis pernah berada pada PT. Tirta Semesta *Engineering* dan di Departemen RAM PT. PERTAMINA Asset 4 Field Cepu. Pada Tugas akhir ini penulis mengambil bidang minat rekayasa instrumentasi dan *control* dengan judul Desain *Plantwide Control* pada *Naphtha Hydrotreating Unit* (NHT) dan penulis dapat dihubungi di email penulis yaitu amalia16@mhs.ep.its.ac.id atau amelamalia21.aa@gmail.com.