TUGAS AKHIR - TF 181801

DESAIN *PLANTWIDE CONTROL* (PWC) PADA *CRUDE DISTILLATION UNIT* (CDU) *REFINING PROCESS PLANT*

MUKHAMMAD DANIYAL EFFENDI
NRP. 02311640000105

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

TUGAS AKHIR - TF 181801

DESAIN *PLANTWIDE CONTROL* (PWC) PADA *CRUDE DISTILLATION UNIT* (CDU) *REFINING PROCESS PLANT*

MUKHAMMAD DANIYAL EFFENDI
NRP. 02311640000105

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 (PWC) DESIGN ON CRUDE DISTILLATION UNIT (CDU) REFINING PROCESS PLANT

MUKHAMMAD DANIYAL EFFENDI
NRP. 02311640000105

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	: Mukhammad Daniyal Effendi
NRP	: 02311640000105
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 "**DESAIN *PLANTWIDE CONTROL* (PWC) PADA *CRUDE DISTILLATION UNIT* (CDU) *REFINING PROCESS CONTROL***" 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, 3 Agustus 2020

Yang membuat pernyataan,

METERAI TEMPEL

CED6CAHF413523725

6000

ENAM RIBU RUPIAH

M. Daniyal Effendi

NRP. 02311640000105

Halaman ini sengaja dikosongkan

LEMBAR PENGESAHAN
TUGAS AKHIR

DESAIN *PLANTWIDE CONTROL* (PWC) PADA *CRUDE DISTILLATION UNIT* (CDU) *REFINING PROCESS PLANT*

Oleh:

Mukhammad Daniyal Effendi
NRP. 02311640000105

Surabaya,

Menyetujui,	**Menyetujui,**
Pembimbing I	**Pembimbing II**
Ir. Matradji, M.Kom.	**Totok Ruki Biyanto, S.T., M.T., Ph.D.**
NIP. 195607020 198503 1 003	**NIP. 19710702 199802 1 001**

Mengetahui,
Kepala Departemen
Teknik Fisika FT-IRS ITS

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

Halaman ini sengaja dikosongkan

LEMBAR PENGESAHAN

DESAIN *PLANTWIDE CONTROL* (PWC) PADA *CRUDE DISTILLATION UNIT* (CDU) *REFINING PROCESS PLANT*

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 (FT-IRS)
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:

MUKHAMMAD DANIYAL EFFENDI

NRP. 02311640000105

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, S.T., M.T. …….. (Ketua Penguji)
4. Gunawan Nugroho, S.T., M.T., Ph.D. …….. (Penguji I)
5. Iwan Cony Setiadi, S.T., M.T. …….. (Penguji II)

SURABAYA

2020

Halaman ini sengaja dikosongkan

DESAIN *PLANTWIDE CONTROL* (PWC) PADA *CRUDE DISTILLATION UNIT* (CDU) *REFINING PROCESS PLANT*

Nama	**:**	**Mukhammad Daniyal Effendi**
NRP	**:**	**02311640000105**
Departemen	**:**	**Teknik Fisika FTIRS ITS**
Dosen Pembimbing	**:**	**Ir. Matradji, M.Kom.**
		Totok Ruki Biyanto, S.T., M.T., Ph.D.

ABSTRAK

Di Indonesia, kebutuhan minyak bumi setiap tahun semakin meningkat. Dalam proses pengolahan minyak bumi, suatu *refining process plant* pasti membutuhkan komponen yang dapat memisahkan minyak mentah/*crude oil* menjadi beberapa fraksi sehingga dapat diproses lebih lanjut. Komponen tersebut adalah kolom distilasi dalam *crude distillation unit* (CDU). CDU adalah unit yang sangat penting karena merupakan awal dari proses pemisahan minyak mentah yang akan diproses lebih lanjut oleh unit lain. Setiap perusahaan pasti ingin meningkatkan profit dengan meminimalkan biaya produksi dan memaksimalkan jumlah produksi yang dilakukan. Metode yang digunakan dalam penelitian ini adalah *plantwide control* (PWC). Desain PWC mampu mengurangi penggunaan energi ketika gangguan naik 10% sebesar 2083644,7 MJ/jam dan ketika gangguan turun 10% sebesar 625648,2 MJ/jam serta mampu meningkatkan profit ketika gangguan naik 10% sebesar 1.142.539.137 rupiah per jam dan ketika gangguan turun 10% sebesar 6.264.215.014 rupiah per jam dibandingkan sebelum PWC diterapkan. Hasil desain PWC saat diterapkan pada gangguan naik turun sebesar 10% juga dapat mengurangi rata-rata nilai *overshoot, settling time, error steady state*, dan IAE yang disimpulkan bahwa respons yang dihasilkan lebih stabil daripada sebelum metode PWC diterapkan.

Kata Kunci: ***Crude Distillation Unit, Plantwide Control***

Halaman ini sengaja dikosongkan

PLANTWIDE CONTROL (PWC) DESIGN ON CRUDE DISTILLATION UNIT (CDU) REFINING PROCESS PLANT

Name	**:**	**Mukhammad Daniyal Effendi**
NRP	**:**	**02311640000105**
Department	**:**	***Engineering Physics* FTIRS ITS**
Supervisors	**:**	**Ir. Matradji, M.Kom.**
		Totok Ruki Biyanto, S.T., M.T., Ph.D.

ABSTRACT

In Indonesia, the need of petroleum every year is increasing. In the process of petroleum processing, a refining process plant definitely requires a component that can separate crude oil into several fractions so that it can be further processed on the next step. That component is the distillation column in the crude distillation unit (CDU). CDU is a very important unit because it is the beginning of the process of separating crude oil which will be further processed by other units. Every company would want to increase profits by minimizing costs production and maximizing the amount of production itself. The method used in this research is plantwide control (PWC). The design of PWC is able to reduce energy use when the disturbance rises 10% by 2083644.7 MJ/h and when the disturbance falls 10% by 625648.2 MJ/h and is able to increase profit when the disturbance rises 10% by 1,142,539,137 rupiah per hour and when the disturbance falls 10% by 6,264,215,014 rupiah per hour compared to before the PWC was applied. PWC design results when applied to up and down by 10% can also reduce the average value of overshoot, settling time, steady state error, and IAE which is concluded related to the resulting response is more stable than the PWC method applied.

Keywords: Crude Distillation Unit, Plantwide Control

Halaman ini sengaja dikosongkan

KATA PENGANTAR

Puji syukur atas kehadirat Allah SWT yang senantiasa melimpahkan rahmat dan hidayah-Nya sehingga kita senantiasa berada dalam lindungan-Nya. Shalawat dan salam selalu terpanjatkan kepada Nabi Muhammad SAW, sehingga penulis dapat menyelesaikan laporan tugas akhir yang berjudul

"DESAIN *PLANTWIDE CONTROL* (PWC) PADA *CRUDE DISTILLATION UNIT* (CDU) *REFINING PROCESS PLANT*"

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

1. Bapak Dr. Suyanto, S.T., M.T. selaku Kepala Departemen Teknik Fisika yang telah memberikan ilmu, bimbingan, serta fasilitas selama menempuh pendidikan di Teknik Fisika.
2. Kedua orang tua serta keluarga atas segala kasih sayang dan doa serta segala dukungan yang telah diberikan.
3. Bapak Ir. Matradji, M.Kom. selaku Dosen Pembimbing I dan Bapak Totok Ruki Biyanto, S.T., M.T., Ph.D. selaku Dosen Pembimbing II serta selaku Dosen Kepala Laboratorium Rekayasa Instrumentasi dan Kontrol yang telah memberikan ilmu, petunjuk, nasihat, serta inspirasi yang dapat menjadi bekal dalam perjalanan hidup kedepannya.
4. Seluruh dosen, karyawan, dan civitas akademika ITS yang telah memberikan kesempatan, bantuan, dan kerjasamanya selama menempuh Pendidikan di ITS.
5. Teman-teman dekat seperti Mbak Safira, Mbak Intan, Tysna, Iyok, Amel, Cueh, Jati, Tegar, Antak, Mirza, Ghopur, dan semua yang tidak dapat disebutkan satu persatu atas dukungan, doa, dan pembelajarannya yang telah saya dapat.
6. Teman-teman satu angkatan Thalassinus Fortis, teman-teman Larins, DPA HMTF ITS 19/20, Kabinet Asyik HMTF ITS 18/19, dan seluruh teman-teman yang tidak dapat disebutkan satu persatu yang telah menemani dan

memberikan kesan, pesan maupun kenangan selama menempuh pendidikan di Teknik Fisika.

7. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu, terima kasih atas bantuannya.

Penulis sadar bahwa penulisan laporan tugas akhir ini tidaklah sempurna, oleh karena itu penulis ingin mengucapkan permintaan maaf atas kekeliruan apabila ditemukan dikemudian hari. Namun semoga laporan ini dapat memberikan kontribusi yang berarti dan menambah wawasan yang bermanfaat bagi pembaca, keluarga besar Teknik Fisika khususnya, dan civitas akademik ITS pada umumnya. Selain itu juga semoga dapat bermanfaat sebagai referensi pengerjaan laporan tugas akhir bagi mahasiswa yang lain.

Surabaya, 3 Agustus 2020

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL……i

COVER PAGE..... iii

PERNYATAAN BEBAS PLAGIASI v

LEMBAR PENGESAHAN vii

LEMBAR PENGESAHAN ix

ABSTRAK xi

ABSTRACT xiii

KATA PENGANTAR xv

DAFTAR ISI xvii

DAFTAR GAMBAR xix

DAFTAR TABEL xxi

BAB I PENDAHULUAN 1

1.1 Latar Belakang 1

1.2 Rumusan Masalah 3

1.3 Tujuan.....4

1.4 Lingkup Kajian.....4

1.5 Sistematika Laporan 4

BAB II TINJAUAN PUSTAKA DAN DASAR TEORI..... 7

2.1 Petroleum Refining Process 7

2.2 Kolom Distilasi.....8

2.3 *Degrees of Freedom* (DOF) 12

2.4 *First Order Plus Death Time* (FOPDT) 13

2.5 Pengendali PID.....15

2.6 Pengendali *Feedforward* 16

2.7 *Model Predictive Control* (MPC) 17
2.8 Analisis Performansi Pengendali 18
2.9 *Plant*wide *Control* (PWC) 20
BAB III METODOLOGI PENELITIAN 23
3.1 Studi Literatur 23
3.2 Pengumpulan Data *Plant* 23
3.3 Pemodelan *Plant* 25
3.4 Validasi *Plant* 26
3.5 Perancangan Kondisi Dinamis 26
3.6 Perancangan PWC 26
3.7 Pengujian Performansi Sistem dan Analisis 29
BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN 31
4.1 Pemodelan Proses Statis 31
4.2 Validasi Pemodelan Proses Statis 31
4.3 Hasil Perhitungan CDOF 33
4.4 Analisis Hasil Perancangan 34
4.5 Analisis Hasil Optimisasi 39
4.6 Analisis Pengujian Performansi Sistem 41
BAB V KESIMPULAN DAN SARAN 45
5.1 Kesimpulan 45
5.2 Saran 45
DAFTAR PUSTAKA 47
LAMPIRAN 49
BIODATA PENULIS 53

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Konfigurasi *petroleum refining process plant* 7
Gambar 2.2 Rancangan *crude distillation unit* (CDU) 8
Gambar 2.3 Kolom distilasi 9
Gambar 2.4 Kesetimbangan massa pada *condenser* dan *reflux drum* 10
Gambar 2.5 Kesetimbangan massa pada *reboiler* dan *bottom column* 11
Gambar 2.6 Grafik respon sistem 14
Gambar 2.7 Diagram blok pengendali PID 15
Gambar 2.8 Struktur pengendali *feedforward* 16
Gambar 2.9 Diagram blok MPC 18
Gambar 2.10 Respon pengendali 18
Gambar 2.11 Ilustrasi IAE 19
Gambar 3.1 Diagram alir penelitian 23
Gambar 4.1 Pemodelan *plant* kondisi statis 31
Gambar 4.2 Hasil perancangan pengendali PID 35
Gambar 4.3 Hasil perancangan pengendali *feedforward* 35
Gambar 4.4 Diagram blok *feedforward* CDU 36
Gambar 4.5 Uji *open loop plant* 36
Gambar 4.6 Uji *disturbance feedforward* 37
Gambar 4.7 Hasil perancangan PWC 37
Gambar 4.8 Diagram blok hasil perancangan MPC 38
Gambar 4.9 Uji kestabilan PWC *feed* naik 10% 38
Gambar 4.10 Uji kestabilan PWC *feed* turun 10% 39
Gambar 4.11 Hasil uji performansi naik 10% 41
Gambar 4.12 Hasil uji performansi turun 10% 41

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR TABEL

Tabel 3.1 Properti yang Ada pada CDU 24
Tabel 4.1 Validasi Data Proses Terhadap Simulasi 31
Tabel 4.2 Nilai CDOF pada CDU 33
Tabel 4.3 Hasil Perhitungan $N_{restraining}$ 33
Tabel 4.4 Hasil Perhitungan $N_{redundant}$ 33
Tabel 4.5 Daftar Kontrol yang Ada pada Kondisi Desain 34
Tabel 4.6 Parameter Pemodelan Pengendali *feedforward* 37
Tabel 4.7 Perbandingan Perancangan Sistem Kontrol Terhadap Laju Aliran Produk 39
Tabel 4.8 Perbandingan Perancangan Sistem Kontrol Terhadap Penggunaan Energi 40
Tabel 4.9 Perbandingan Perancangan Sistem Kontrol Terhadap Perhitungan Biaya Keseluruhan Saat *Feed* Naik 10% 40
Tabel 4.10 Perbandingan Perancangan Sistem Kontrol Terhadap Perhitungan Biaya Keseluruhan Saat *Feed* Turun 10% 40
Tabel 4.11 Hasil Karakteristik Respon Uji Performansi *Feed* Naik 10% 42
Tabel 4.12 Hasil Karakteristik Respon Uji Performansi *Feed* Turun 10% 42
Tabel 4.13 Parameter Nilai IAE Uji Performansi 42

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB I
PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Energi merupakan salah satu kebutuhan manusia yang mendasar di kehidupan sehari-hari. Energi dapat berasal dari alam atau dari ciptaan manusia, yang mana disebut sebagai sumber energi. Terdapat banyak jenis sumber energi antara lain batu bara, gas alam, dan minyak bumi. Di Indonesia, sumber energi yang termasuk banyak dipakai yaitu minyak bumi. Kebutuhan minyak bumi di Indonesia diperkirakan akan terus meningkat. Pada tahun 2030, Indonesia diperkirakan membutuhkan minyak mentah sebanyak 185 MT dan memakai sebanyak 66% dari total kebutuhan minyak mentah untuk transportasi (Shigeru Kimura, 2017). Minyak bumi merupakan salah satu sumber energi hidrokarbon yang terbentuk dari pembusukan fosil makhluk hidup selama berjuta-juta tahun lamanya. Dalam proses pengolahannya, minyak bumi dapat menjadi beberapa produk besar yang sangat membantu kehidupan manusia contohnya seperti LPG, avtur, minyak tanah/*kerosene*, aspal dan lain-lain. Selain itu, minyak bumi ini mempunyai manfaat dalam penggunaan bahan bakar kendaraan bermotor atau biasa disebut bahan bakar minyak (BBM). Penggunaan minyak bumi pada bahan bakar kendaraan bermotor masih digemari karena kemudahan dalam memproses menjadi bahan siap pakai dan memerlukan *cost* yang sedikit daripada pemrosesan sumber energi yang lain. Selain itu, efisiensi yang dihasilkan cukup besar dibanding dengan energi terbuangnya dalam proses pembakaran bahan bakar tersebut.

Minyak bumi/*crude oil* mengandung senyawa hidrokarbon gas, *liquid*, dan padatan yang sangat kompleks. Sebanyak 50-97% dari minyak bumi merupakan senyawa hidrokarbon, 6-10% merupakan nitrogen, oksigen, dan sulfur. Sedangkan sisianya merupakan senyawa seperti tembaga, nikel, vanadium, dan besi (Amadeo, 2019). Senyawa hidrokarbon sendiri mengadung atas *propane, i-butane, n-butane, i-pentane, n-pentane, hexanes, heptanes plus*, dan *Carbon dioxides* (Abdulrahman A. AlQuraishi, 2017). Selain itu, terdapat klasifikasi dari jenis *crude oil* yang tersebar di seluruh dunia yaitu nilai dari *paraffins, olefins, naphthenes*, dan

aromatics atau biasa disingkat PONAR (Jan Beens, 2000). Dengan kekompleksan *crude oil* tersebut, dibutuhkan *refining process* untuk memisahkan senyawa kompleks tersebut menjadi senyawa yang sederhana dan siap dipakai untuk memenuhi kehidupan sehari-hari manusia. *Refining process* bekerja dengan memisahkan senyawa hidrokarbon berdasarkan beberapa jenis fraksinya menjadi senyawa yang lebih sederhana untuk diproses selanjutnya dengan mudah.

Petroleum refining process merupakan perusahaan yang bertujuan untuk menghasilkan produk dari minyak mentah/*crude oil* menjadi barang siap konsumsi. *Refining process* mempunyai 3 bagian besar proses kimia yang berkontribusi dalam menghasilkan produk-produk siap pakai yaitu *distillation, cracking, dan reforming* (Blumsack, 2018). *Crude disitillation unit* (CDU) merupakan unit yang berfungsi sebagai proses distilasi minyak mentah atau *crude oil*. Unit ini sangat penting karena merupakan awal dari proses pemisahan *crude oil* yang nantinya akan diproses lebih lanjut oleh unit-unit lainnya. Desain dari CDU sendiri disesuaikan oleh jenis *crude oil* yang diolah disesuaikan dengan karakteristik minyak bumi yang ada berdasarkan sifat PONAR-nya (Aboalfazl Askari, 2012). Dalam CDU, *distillation column* merupakan *equipment* paling penting dalam *refining process* karena sebagai pemisah *crude oil* menjadi 5 produk besar yaitu *naphta, kerosene*, LDO, HDO, dan *bottom product* yang mana nanti akan bergantung pada desain unit-unit setelahnya. Proses pemisahan ini dilakukan dengan cara fraksinasi yang bertujuan untuk membagi senyawa kompleks menjadi beberapa fraksi yang lebih sederhana. Proses ini dilakukan dengan menggunakan energi panas sehingga *crude oil* akan terbagi menjadi beberapa fraksi berbeda berdasarkan tingkat titik didih yang memisahkan pada tiap-tiap *tray* dalam kolom distilasi tersebut (S. V. Inamdar, 2004).

Energi panas bertujuan untuk memisahkan kompleksitas senyawa yang masuk dalam *feed* menjadi lebih sederhana agar dapat diproses lebih mudah pada proses selanjutnya. Energi panas dihasilkan oleh akumulasi panas *heat exchanger* pada CDU serta *furnace* dalam membedakan titik didih di setiap *tray* pada kolom distilasi. Dengan adanya energi panas tersebut, maka diperlukan pengendali *plant* secara keseluruhan pada CDU agar *plant* dapat beroperasi dengan tepat dan konsisten. Namun juga membutuhkan perhitungan efisiensi energi yang menjadi

kendala dari proses pemisahan fraksi pada disitlasi kolum ini. Energi yang terpakai haruslah efisien dan tidak membutuhkan *cost* yang besar agar profit yang didapatkan maksimal. Dengan mengatasi permasalahan tersebut dibutuhkan suatu stategi kontrol agar proses pemisahan *crude oil* dapat berjalan secara efisien dan maksimal.

Terdapat metode pengendalian *plant* secara keseluruhan untuk mengontrol *plant* secara luas dan terintegrasi dengan baik. Metode *plantwide control* (PWC) merupakan metode yang digagas oleh Luyben dan disempurnakan oleh Skogestad dimana metode tersebut membahas tentang strategi kontrol suatu *plant* yang membutuhkan integrasi kontrol antar komponen dengan baik. Metode ini membahas tentang strategi penempatan kombinasi dari sensor dan *valve* dengan tepat. Metode PWC memiliki syarat tentang pemberian solusi dari 3 jenis permasalahan dalam pengendalian suatu *plant* yaitu adanya *material recycle*, integrasi panas, dan komponen kimia yang beragam.

Oleh karena itu, pada tugas akhir ini akan membahas mengenai desain PWC pada *petroleum refining process plant* unit distilasi *crude oil* dengan tujuan melakukan perancangan, menganalisis dampak energi dan ekonomi serta menjaga kestabilan sistem akibat adanya gangguan. Dengan harapan dapat meingkatkan laju produksi dan efisiensi proses yang ada serta pada akhirnya dapat meningkatkan profit perusahaan *petroleum refining process*.

1.2 Rumusan Masalah

Dari latar belakang tersebut, maka didapatkan rumusan masalah yang akan diselesaikan sebagai berikut:

a) Bagaimana perancangan *plantwide control* pada *crude distillation unit* (CDU)?
b) Bagaimana dampak penerapan *plantwide control* pada *crude distillation unit* (CDU) dalam segi penggunaan energi dan segi ekonomi?
c) Bagaimana dampak penerapan *plantwide control* pada *crude distillation unit* (CDU) dalam segi kestabilan respon akibat adanya gangguan?

1.3 Tujuan

Dari perumusan masalah tersebut didapatkan tujuan penelitian yang akan dilakukan, yaitu sebagai berikut:

a) Melakukan perancangan *plantwide control* pada *crude distillation unit* (CDU).
b) Mengetahui dampak penerapan *plantwide control* pada *crude disitillation unit* (CDU) dalam segi penggunaan energi dan segi ekonomi.
c) Mengetahui dampak penerapan *plantwide control* pada *crude disitillation unit* (CDU) dalam segi kestabilan respon akibat adanya gangguan.

1.4 Lingkup Kajian

Lingkup kajian yang ditinjau pada pengusulan tugas akhir ini adalah sebagai berikut:

a) Objek penelitian yang dianalisa yaitu pada *crude distillation unit* (CDU)
b) Pemodelan simulasi dilakukan dengan menggunakan perangkat lunak Aspen Hysys V10.0.
c) Metode yang digunakan yaitu dengan menggunakan metode *plantwide control* (PWC)

1.5 Sistematika Laporan

Sistematika penulisan laporan tugas akhir ini adalah sebagai berikut:

BAB I Pendahuluan

Bab I ini terdiri dari latar belakang, perumusan masalah, tujuan, lingkup kerja dan sistematika laporan.

BAB II Tinjauan Pustaka dan Dasar Teori

Bab II ini dibahas mengenai teori-teori yang berkaitan dengan penelitian yang akan dilakukan seperti *petroleum refining process*, kolom distilasi, DOF, FOPDT, pengendali PID, pengendali *feedforward*, *model predictive control*, analisis performansi, serta metode desain PWC.

BAB III Metodologi Penelitian

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 *crude distillation unit* (CDU), hasil analisis dari segi penggunaan energi dan ekonomi serta analisis hasil uji kestabilan *plant*.

BAB V Kesimpulan dan Saran

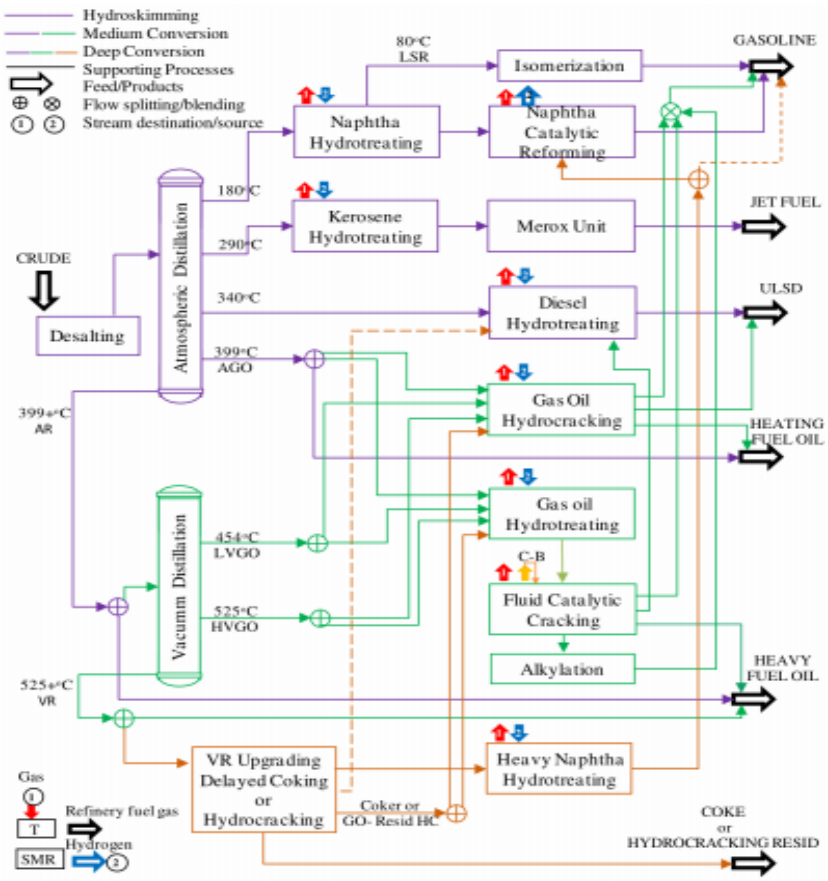
Bab V ini diberikan kesimpulan tentang tugas akhir ini dan saran sebagai penunjang maupun pengembangan tugas akhir selanjutnya.

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB II
TINJAUAN PUSTAKA DAN DASAR TEORI

2.1 Petroleum Refining Process

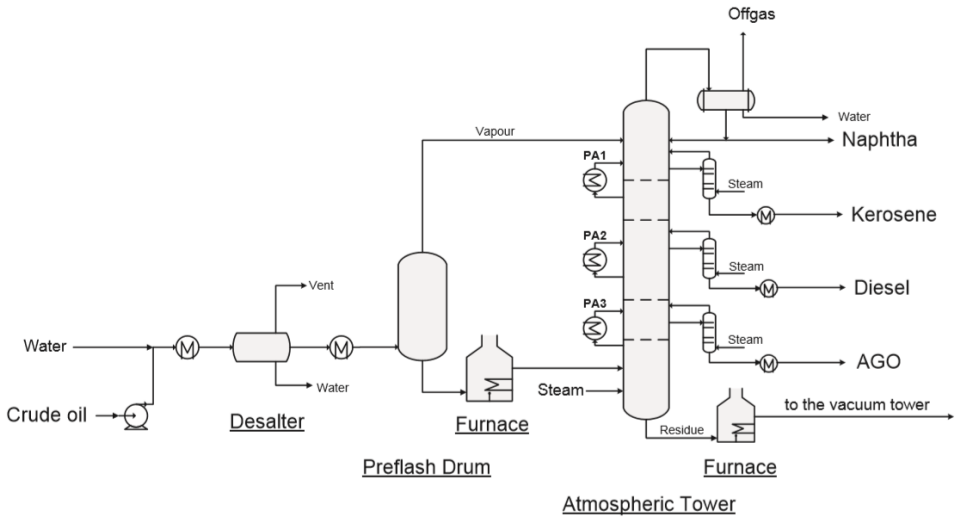
Petroleum refining process memiliki sub-proses yang sangat banyak dan kompleks. Beberapa sub-proses yang ada yaitu *desalting process, crude distillation unit* (CDU), *vacuum distillation unit* (VDU), *hydrotreaters, fluidized catalytic cracker* (FCC), dan *gas treating*.



Gambar 2.1 Konfigurasi *petroleum refining process plant* (Abella, 2012)

Di setiap industri pengolah minyak bumi, *crude distillation unit* (CDU) adalah unit pertama setelah *desalting process* yang berguna dalam memproses minyak bumi. Tujuannya yaitu untuk memisahkan campuran menjadi beberapa fraksi seperti *naphta*, minyak tanah, bensin, solar dan *residue*. CDU mengandalkan komponen penting yaitu berupa kolom distilasi *atmospheric* yang didesain menurut

karakteristik minyak bumi yang diolah. Secara umum, diagram skematik proses dari CDU ditunjukkan pada gambar 2.2.



Gambar 2.2 Rancangan *crude distillation unit* (CDU) (Mohammad. A. Al-Mayyahi, 2014)

2.2 Kolom Distilasi

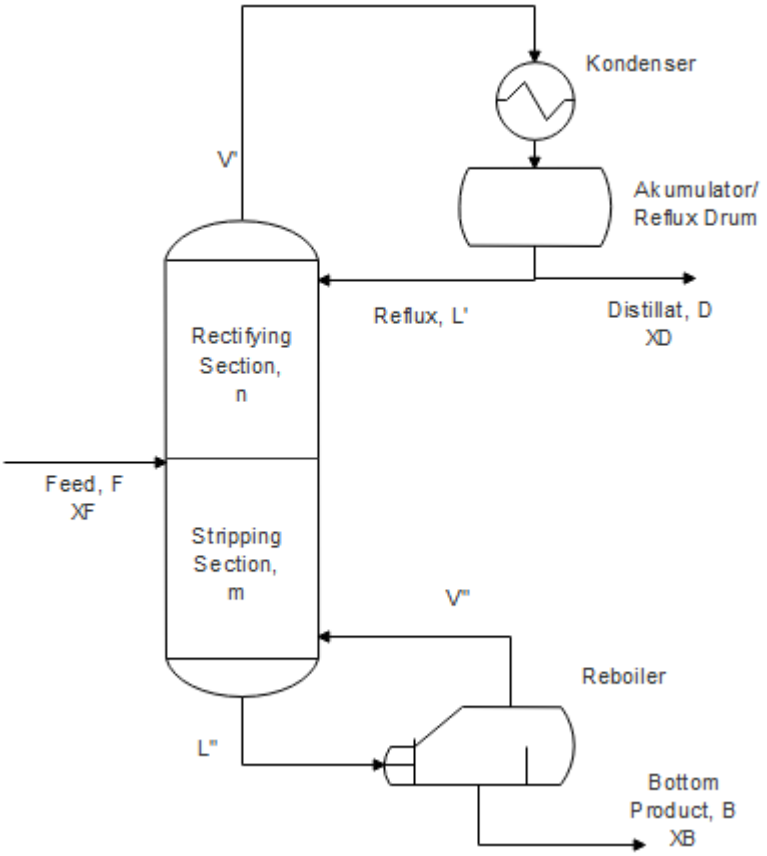
Dalam istilah industri, kolom distilasi merupakan sebuah unit operasi utama pada industri minyak dan gas alam yang berguna untuk memisahkan dan memurnikan cairan atau uap. Pemisahan dan pemurnian ini menggunakan prinsip volatilitas. Volatilitas merupakan sebuah kecenderungan zat cair yang berubah menjadi uap dikarenakan adanya panas. Prinsip volatilitas dapat muncul karena adanya *reboiler* sebagai sumber pemanas dari kolom disitilasi.

Secara umum, kolom disitilasi membutuhkan *equipment boiler* dan *condenser* untuk menjalaskan fungsi fraksinasinya. Maka dari itu, kolom disitilasi membutuhkan banyak energi dalam memisahkan *feed* yang masuk. Dibutuhkan sekitar 40% dari total pemakaian energi pada suatu *plant* dipakai hanya untuk proses pada kolom distilasi. Energi yang dimaksud mencakup pemakaian energi pada pemanas/*boiler* dan pendingin/*condenser*. Energi pada *boiler* digunakan untuk memanaskan *feed* yang masuk pada kolom agar terbentuk cairan yang menuju *bottom product* dan uap yang menuju pada *top product*. Kemudian, hasil dari *top product* didinginkan oleh *condensate* yang berupa gas berubah menjadi cairan. Untuk hasil *condensate* yang sudah murni akan menghasilkan *top product*,

sedangkan untuk yang belum murni akan dilakukan proses *reflux* yang diumpankan kembali pada kolom.

Kolom distilasi merupakan suatu unit operasi yang sangat kompleks karena merupakan sistem nonlinier dan banyak interaksi multivariabel di dalamnya. Mulai dari *level* pada kolom dan *reflux drum*, laju aliran *reflux*, tekanan pada *condenser*, temperatur pada *reboiler*, serta komposisi pada *top product* dan *bottom product*. Variabel tersebut harus dipertahankan dengan baik agar sistem pada kolom distilasi tetap stabil.

Berikut merupakan gambaran sederhana dari kolom distilasi secara umum.



Gambar 2.3 Kolom distilasi

Persamaan kesetimbangan massa pada kolom distilasi dapat ditulis:

$$F = D + B \tag{2.1}$$

Sehingga,

$$FX_F = DX_D + BX_B \tag{2.2}$$

Dimana:

F : laju aliran *feed* masuk

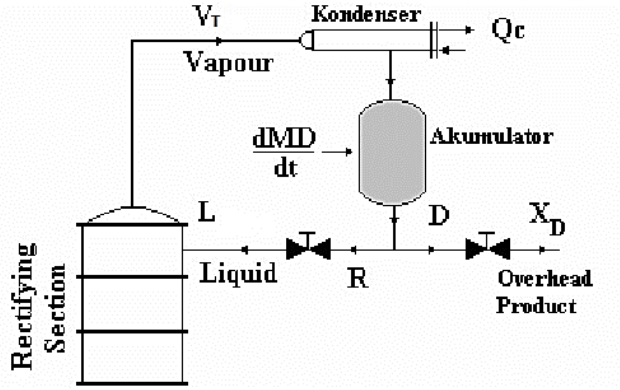
D : laju aliran disitilat

B : laju aliran *bottom product*

X_F : fraksi *feed* masuk

X_D : fraksi aliran disitlat

X_B : fraksi aliran *bottom product*



Gambar 2.4 Kesetimbangan massa pada *condenser* dan *reflux drum* (Robbins, 2011)

Untuk kesetimbangan massa total pada *condenser* dan *reflux* dapat dirumuskan sebagai berikut:

$$\frac{dM_D}{dt} = V_T - L - D \tag{2.3}$$

dimana:

V_T : laju aliran *vapor* keluaran *top stage* kolom

L : laju aliran *reflux*

Kesetimbangan massa komponen pada *condenser* dirumuskan sebagai berikut:

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

dimana:

X_{V_T} : fraksi dari *vapor* keluaran kolom distilasi.

Sehingga kesetimbangan massa energi pada *condenser* dapat ditulis dengan rumus sebagai berikut:

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

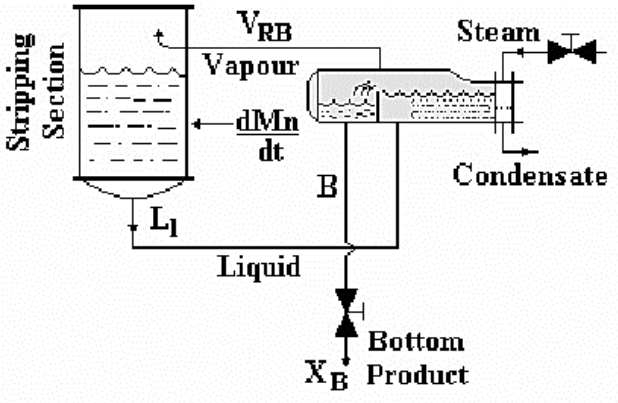
dimana:

h_{V_T} : entalpi pada *vapor* keluaran *top stage* kolom

h_D : entalpi pada distilat

h_L : entalpi pada *reflux*

Qc : *heat flow condenser*



Gambar 2.5 Kesetimbangan massa pada *reboiler* dan *bottom column* (Robbins, 2011)

Untuk kesetimbangan massa total pada *reboiler* dan *bottom column* dapat dituliskan dengan rumus sebagai berikut:

$$\frac{dM_B}{dt} = L_1 - V_{RB} - B \tag{2.6}$$

dimana:

L_1 : laju aliran keluaran *bottom stage* kolom

V_{RB} : laju aliran *steam reboiler*

Kesetimbangan massa komponen sebagai berikut:

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

dimana:

X_1 : fraksi keluaran *bottom stage* kolom

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

Kesetimbangan massa energi pada *reboiler* dan *bottom column* dapat dirumuskan sebagai berikut:

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

dimana:

h_1 : entalpi keluaran *bottom stage* kolom

h_{RB} : entalpi *steam reboiler*

h_B : entalpi *bottom product*

Q_B : *heat flow* pada *reboiler*

Kolom distilasi yang digunakan pada *plant* ini yaitu kolom distilasi yang tersusun dari beberapa *tray*. Namun terdapat perbedaan dari kolom distilasi pada umumnya, dimana kolom ini menggunakan *furnace* sebagai sumber panas. Lalu, terdapat *medium pressure steam (MP Steam)* sebagai pengangkat fraksi berat agar lebih mudah dipisahkan oleh energi panas yang ada. Kolom distilasi ini menjadi komponen penting dalam memisahkan fraksi minyak mentah yang masuk karena apabila proses ini tidak berjalan optimal, maka proses pengolahan minyak mentah diselanjutnya juga tidak akan berjalan optimal. Berbagai penelitian dilakukan untuk mengoptimalkan kerja kolom distilasi pada *refining process*. Penelitian yang pernah di lakukan adalah optimisasi desain CDU dengan perubahan jenis minyak yang masuk (Abdulrahman M. Alattas, 2011). Selain itu terdapat pula penelitian yang pernah dilakukan dengan optimisasi desain kolom distilasi dengan perubahan jumlah *tray* pada kolom tersebut (Dhallia Mamoun Beshir, 2014). Sehingga dapat disimpulkan bahwa faktor jenis minyak dan jumlah *tray* sangat mempengaruhi dalam desain optimisasi sebuah kolom distilasi.

2.3 *Degrees of Freedom* (DOF)

Pada prinsipnya, variabel *degrees of freedom* (DOF) atau derajat kebebasan pada suatu sistem merupakan representasi dari variabel pada sistem tersebut, dimana hasilnya harus spesifik sebelum variabel yang tersisa dapat dihitung. Persamaan DOF diberikan pada persamaan (2.9)

$$DOF = jumlah\ variabel - jumah\ persamaan\ independen \tag{2.9}$$

Suatu pemodelan dapat dijalankan apabila jumlah DOF adalah nol. Namun, apabila DOF bernilai lebih dari nol, maka terdapat lebih banyak variabel yang tidak diketahui daripada persamaan yang independen. Terdapat banyak penyelesaian untuk kasus ini, salah satunya dengan melakukan optimasi pada performansi sistem. Namun apabila jumlah DOF dibawah nol, maka lebih banyak persamaan independen dibandingkan jumlah variabel yang berarti pemodelan tidak dapat diselesaikan.

Dalam mendesain struktur kontrol, analisis DOF dikenal sebagai *control degrees of freedom* (CDOF). Menurut konda, CDOF merupakan jumlah maksimum dari variabel yang dapat dimanipulasi untuk mendesain struktur kontrol (Konda, 2006). Persamaan CDOF yang dikembangkan oleh Konda dituliskan pada persamaan (2.10) sebagai berikut (Konda, 2006).

$$CDOF = N_{streams} - \sum_{1}^{all\ the\ units} \left(N_{restraining}\right) - N_{redundant} \tag{2.10}$$

Dimana:

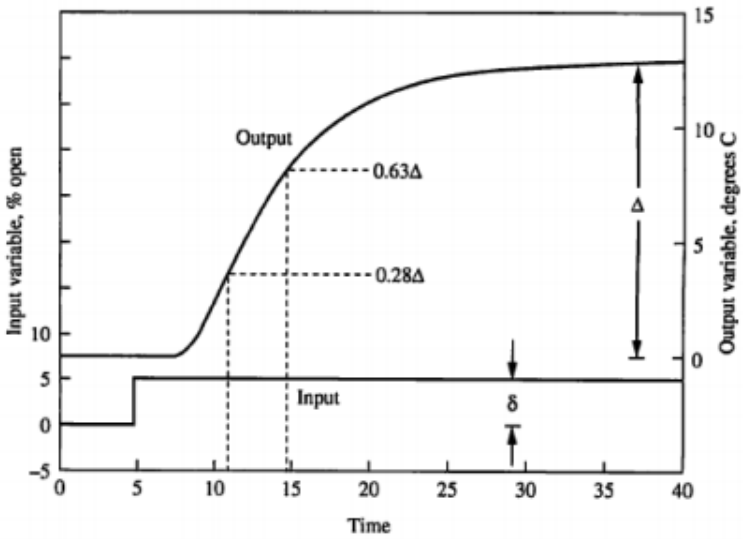
$N_{streams}$: jumlah *stream* yang ada pada proses

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

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

2.4 *First Order Plus Death Time* (FOPDT)

First order plus death time (FOPDT) merupakan salah satu langkah dalam mengidentifikasi sistem dinamik. Penelitian mengenai FOPDT pernah dilakukan dengan tujuan menghasilkan kestabilan respon pada *plant*. (Ali Madady, 2012) FOPDT didapatkan dari melakukan uji *open loop* sehingga akan didapatkan grafik respon orde satu pada gambar 2.6 sebagai berikut.



Gambar 2.6 Grafik respon sistem (Marlin, 2014)

Grafik respon pada gambar 2.6 menunjukkan proses yang terjadi pada *input* dan *output*. Dari grafik respon sistem tersebut, maka akan didapatkan fungsi transfer FOPDT pada persamaan (2.11) sebagai berikut (Marlin, 2014):

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

Dimana:

K : *gain*

τ : *time Constant*

θ : *dead Time*

K merupakan *gain* sistem yang diperoleh dari perbandingan perubahan proses variabel yang diukur dan sinyal *output* dari *controller* dengan rumus matematis pada persamaan (2.12).

$$K = \frac{\Delta}{s} = \frac{Perubahan\ proses\ variabel}{Perubahan\ mainpulated\ variabel} \tag{2.12}$$

Untuk τ *(time constant)* didapatkan dari persamaan (2.13) sebagai berikut.

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

Dimana:

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

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

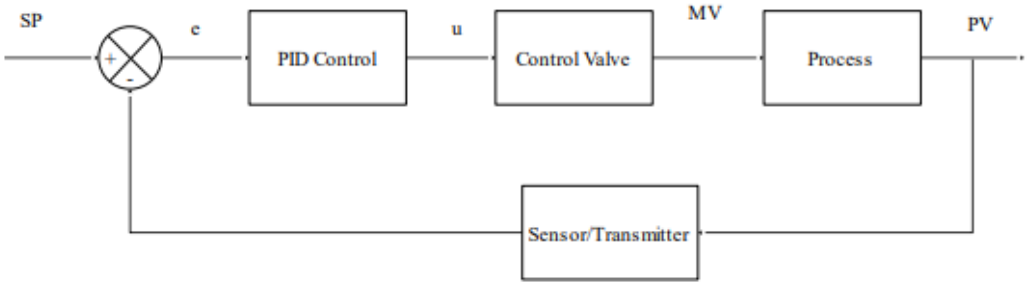
Sedangkan θ *(dead time)* adalah perbedaan waktu dari respon *output controller* pada saat sinyal *step* diberikan hingga respon proses mulai bergerak. Atau bisa dituliskan pada persamaan (2.14) berikut.

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

Dengan menggukan persamaan tersebut yang didapatkan dari grafik respon sistem, maka akan didapatkan fungsi transfer FOPDT sebagai pemodelan dari *plant*. Pada tugas akhir ini menggunakan persamaan FOPDT sebagai pemodelan dari proses produksi *crude oil*.

2.5 Pengendali PID

Pengendali PID (*Proportional Integral Derivative*) merupakan salah satu pengendali proses yang sering digunakan dalam industri (Åström, 2004). Kontrol PID mampu mengendalikan satu variabel proses, sehingga kerja dari kontrol PID ini adalah SISO *(Single Input Single Output)*. Karena kontrol PID hanya mampu mengendalikan satu variabel proses, maka sistem kerja kontrol PID ini dapat dinyatakan dalam suatu diagram blok pengendalian tertutup. Diagram blok pengendalian tertutup ini dapat dinyatakan dalam gambar 2.7 berikut.



Gambar 2.7 Diagram blok pengendali PID (Marlin, 2014)

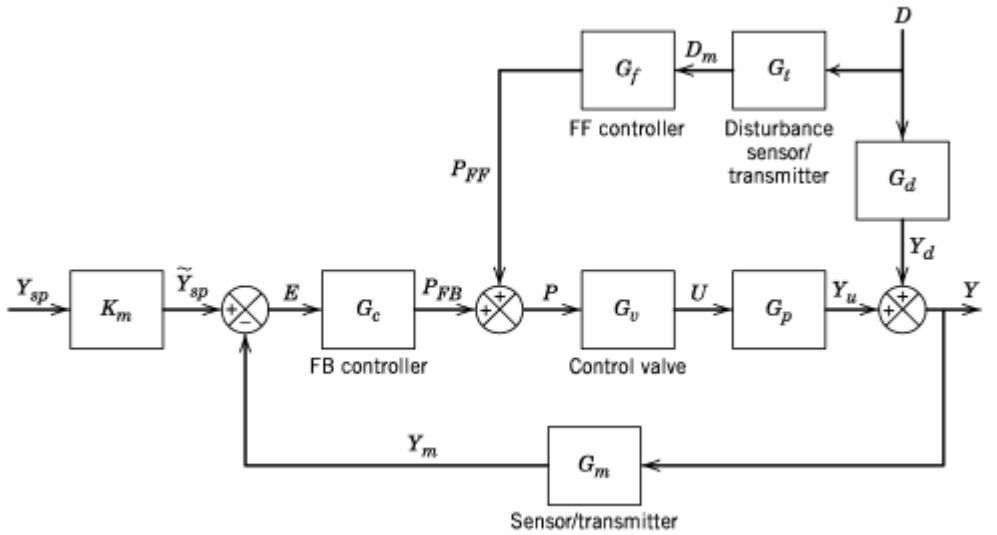
Dalam mengendalikan satu variabel, maka proses pertama adalah menentukan SP *(Setpoint)* sebagai nilai yang dikehendaki. Kemudian sensor dan *transmitter* akan mengukur PV *(Process Variable)* sebagai nilai variabel proses yang sedang berlangsung. Perbedaan antara SP dan PV menghasilkan nilai *error*. Nilai *error* ini akan menjadi masukan bagi kontrol PID. Keluaran dari kontrol PID adalah MV *(Manipulated Variable)* yaitu variabel yang dimanipulasi agar nilai

variabel proses dapat sesuai dengan SP. Dengan kata lain, kontrol PID akan memerintah *actuator* untuk bergerak sehingga nantinya akan mampu membuat proses berjalan sesuai yang diinginkan.

Pada penelitian ini, digunakan pengendali PID berupa *tools* dalam *software* HYSYS yang bernama *autotuner* sehingga secara otomatis mendapatkan pengendali PID secara sempurna.

2.6 Pengendali *Feedforward*

Pengendali *feedforward* (FF) merupakan salah satu pengendali yang dapat memberikan informasi terkait adanya gangguan kepada kontrol PID. Pengendali ini memberikan peringatan terlebih dahulu atas adanya indikasi gangguan yang terjadi. Sinyal akan diberikan oleh pengendali *feedforward* kepada kontrol agar dapat menyesuaikan terhadap gangguan (Marlin, 2014). Adapun struktur dari pengendali *feedforward* secara umum pada gambar 2.8 berikut.



Gambar 2.8 Struktur pengendali *feedforward* (Dale E. Seborg, 2011)

Pada perancangan pengendali *feedforward*, agar dapat mengindikasi adanya gangguan yang akan terjadi, harus mempertimbangkan karakteristik *plant* beserta dampak dari adanya gangguan terhadap *plant* tersebut. Pemodelan pengendali *feedforward* dapat dilihat pada persamaan (2.15) berikut.

$$Gff(s) = -\frac{Gd(s)}{Gp(s)} \tag{2.15}$$

Digunakan persamaan FOPDT untuk mendapatkan pemodelan *disturbance* dan pemodelan *plant*. Lalu akan didapatkan Persamaan (2.16) sebagai berikut:

$$Gff(s) = Kff\ (\frac{T_{ld}s + 1}{T_{lg}s + 1})e^{-\theta_{ff}s} \tag{2.16}$$

Dimana:

$Kff = -\frac{K_d}{K_p}$: *feedforward controller gain*

$\theta_{ff} = \theta_d - \theta_p$: *feedforward controller dead time*

$T_{ld} = \tau_p$: *feedforward controller lead time*

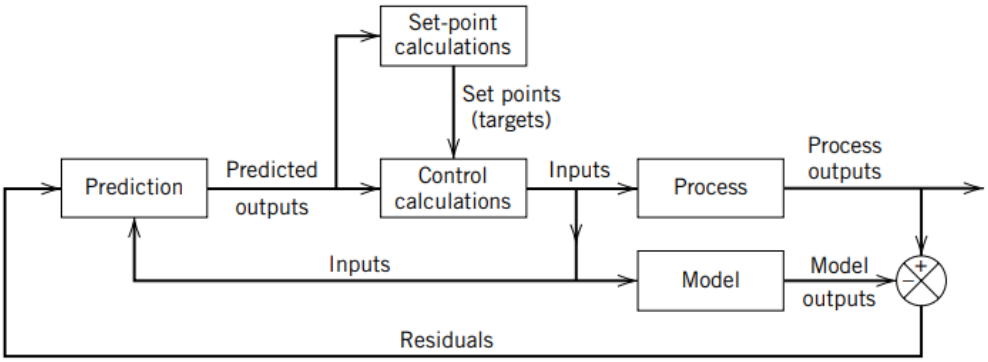
$T_{lg} = \tau_d$: *feedforward controller lag time*

Yang mana persamaan diatas merupakan persamaan hasil dari pemodelan *feedforward*.

Pada penelitian ini, digunakan pengendali *feedforward* pada pengendalian *temperature* panas *outlet* dari *furnace* dengan *disturbance* berupa *flow feed* yang masuk pada CDU.

2.7 *Model Predictive Control* (MPC)

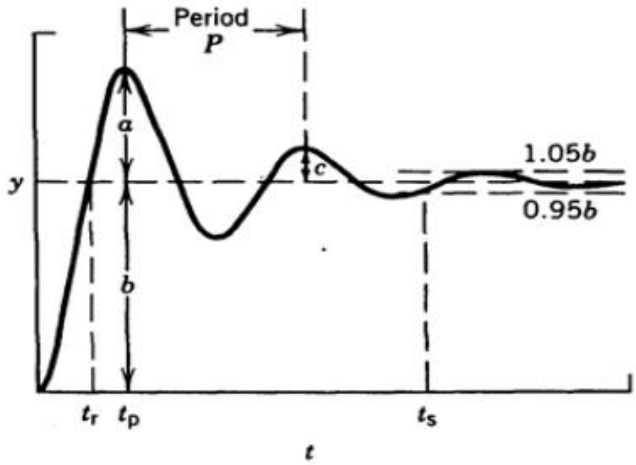
Pada umumya, konsep MPC adalah mampu memprediksi karakteristik *plant* di masa mendatang dengan mempelajari hasil respon *plant* yang terjadi di masa lampau. Sehingga pengendali ini cocok untuk diterapkan pada *plant* yang memiliki gangguan selama prosesnya. MPC mampu menyelesaikan masalah optimisasi dengan cara menghitung variabel manipulasi pada *plant* yang terjadi *error* terhadap *setpoint* yang diberikan dan proses tersebut dilakukan berulang kali hingga dapat menyelesaikan permasalahan tersebut (Vishal Mahindrakar, 2016). Tidak hanya itu, MPC juga mampu diterapkan pada *plant* yang memiliki banyak interaksi variabel di dalamnya dengan ciri khas multi *input* multi *output* (MIMO). MIMO terbukti dapat mengintegrasikan *input* yang ada dengan memberikan *output* atau aksi yang sesuai dengan keadaan. Adapun diagram blok secara umum dari MPC pada gambar 2.9 berikut.



Gambar 2.9 Diagram blok MPC (Dale E. Seborg, 2011)

2.8 Analisis Performansi Pengendali

Analisis performansi pengendali merupakan analisis yang dapat dilakukan secara kuantitafif dan kualitatif pada hasil respon sistem dari pengendali. Analisis kuantitatif dapat dilakukan dengan minimal mencari tiga karakteristik antara lain *maximum overshoot*, *settling time* dan *error steady state*. Sedangkan analisis kualitatif dengan mencari nilai *integral absolute error* (IAE). Pada gambar 2.10 ditunjukkan parameter-parameter yang digunakan dalam melakukan analisis performansi pengendali.



Gambar 2.10 Respon pengendali (Marlin, 2014)

Berdasarkan gambar 2.10 di atas, parameter yang dibutuhkan dalam melakukan analisa performansi pengendali antara lain:

a. Nilai *settling time* (t_s), waktu saat *output* proses mencapai lebar pita ±5% dari perubahan total *output* proses.

b. *Maximum overshoot* (M_p), dengan perhitungan nilai penggunakan persamaan (2.17) sebagai berikut.

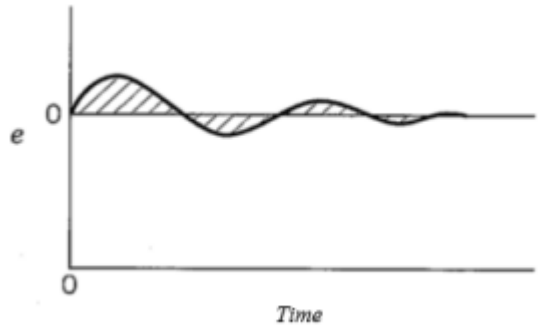
$$M_p = \frac{a}{b} x100\% \tag{2.17}$$

c. *Error steady state* (E_{ss}), dengan mengitung selisih *output* dengan *setpoint* pada saat keadaan *steady state* atau tunak.

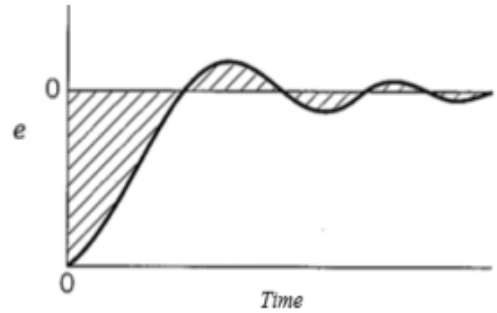
d. Nilai IAE adalah penjumlahan nilai *absolute error* dari *output* proses, nilai IAE diinterpretasikan pada area yang diarsir seperti pada gambar 2.11. Nilai IAE dihitung seperti pada persamaan (2.18) berikut.

$$IAE = \int_0^{\sim} |e(t)| dt \tag{2.18}$$

Ilustrasi perhitungan IAE akan dijelaskan pada gambar 2.11 berikut.



(a) Uji *disturbance*



(b) Uji *setpoint*

Gambar 2.11 Ilustrasi IAE (Marlin, 2014)

Ilustrasi perhitungan IAE ditunjukkan pada gambar 2.11, dimana terdapat dua ilustrasi. Ilustrasi pertama pada gambar 2.11 (a) menunjukkan nilai *output* akibat adanya *disturbance* sehingga nilai *output* mengalami pergerakan hanya di daerah *setpoint*, sedangkan ilustrasi kedua pada gambar 2.11 (b) menggambarkan nilai

output akibat adanya perubahan *setpoint* sehingga grafik menunjukkan kenaikan nilai *output* mengikuti nilai *setpoint* yang baru.

2.9 *Plant*wide *Control* (PWC)

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

Tujuan dari metode PWC ini adalah untuk menghasilkan pengendalian *plant* yang efektif dan efisien, mencapai kondisi operasi yang stabil dan aman, mampu mempertahankan kualitas produk yang dihasilkan, tetap stabil dari adanya gangguan yang terjadi pada *plant*, mampu beroperasi secara otomatis dengan tetap memenuhi batasan-batasan lingkungan agar tetap terjaga dari kandungan berbahaya, serta mampu beroperasi secara optimal sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

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

Prosedur PWC karya Luyben terdiri atas sembilan langkah. Berikut adalah langkah-langkah penerapan PWC karya Luyben (Luyben, 1999).

1. Menentukan desain kondisi *steady state* dan kontrol dinamik untuk fungsi objektif untuk proses.
2. Menentukan derajat kebebasan atau *degrees of freedom* (DOF).
3. Menentukan manajemen energi pada sistem, memastikan tidak ada energi yang dibuang.
4. Menentukan jumlah produksi yang akan dilakukan.
5. Memilih pengendalian kualitas dan batas-batas keselamatan dan operasional.
6. Memilih struktur pengendalian yang sifatnya *inventory*.
7. Memeriksa kesetimbangan komponen.
8. Memilih struktur kontrol pengendalian pada setiap *loop*.
9. Memilih struktur optimisasi atau tingkatkan keterkendalian

Berikut adalah prosedur PWC karya Skogestad. Dimana, langkah–langkah penerapannya terbagi menjadi dua bagian utama yaitu *top-down* dan *bottom-up*. *Top-down* adalah metode yang digunakan untuk mengoptimasi proses demi tujuan meningkatkan profit atau menurunkan *cost*. Sedangkan *bottom-up* adalah metode untuk mempertahankan stabilitas dari sistem. Dalam pemilihan variabel optimasi pada PWC, terdapat dua jenis variabel yakni variabel primer dan sekunder. Variabel primer adalah variabel yang berkaitan langsung pada sisi ekonomi pada sistem. Sedangkan variabel sekunder adalah variabel yang mudah diukur dan sensitivitasnya tinggi sehingga dapat menghasilkan respon yang cepat. Skogestad memulai penelitiannya dengan mendefinisikan bahwa PWC mencakup desain *plant* mulai dari tujuan *plant* secara umum hingga sampai lapisan *regulatory control* (Truls Larsson, 2000). Kemudian mulai mengusulkan metodenya pada tahun 2002 (Skogestad, 2002). Berikut metode PWC yang diusulkan oleh Skogestad.

Analisa *top-down*

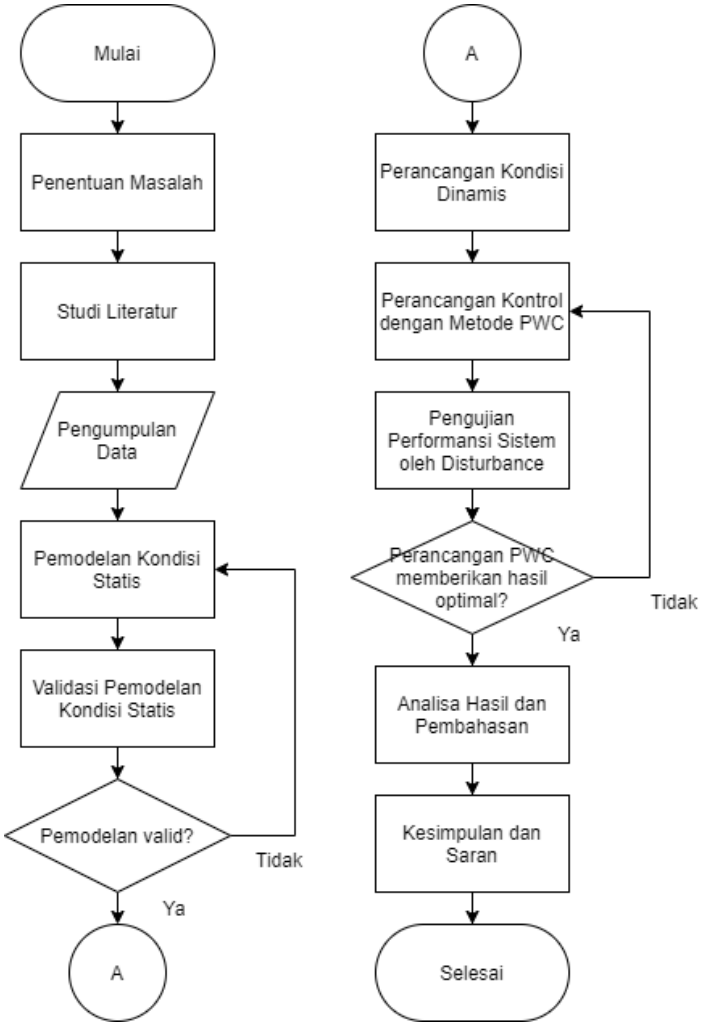
1. Menentukan tujuan operasional berupa fungsi biaya dan batasan–batasannya.
2. Menentukan derajat kebebasan (DOF), gangguan yang mungkin terjadi dan lakukan optimasi pada operasi dengan derajat kebebasan yang ada serta dengan mempertimbangan gangguan yang telah ditentukan.

3. Mengidentifikasi variabel proses yang akan dijadikan sebagai objek pengukuran, lalu dari variabel proses tersebut dipilih variabel kendali utama (*controlled variable* 1 atau CV1) guna meminimalisir kerugian proses ditinjau dari segi ekonomi.
4. Menentukan lokasi *throughput manipulator* (TPM) yang menjadi pengatur besar laju produk per satuan waktu.

Analisa *bottom-up*

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

BAB III
METODOLOGI PENELITIAN



Gambar 3.1 Diagram alir penelitian

3.1 Studi Literatur

Studi literatur dilakukan dengan mencari dasaran akan dilakukannya penelitian ini. Hal tersebut dapat berupa jurnal ilmiah, *hand book*, ataupun tesis dalam menentukan langkah-langkah dan dasar pemikiran dalam melakukan penelitian ini kedepannya.

3.2 Pengumpulan Data *Plant*

Data yang diperlukan berupa dokumen *process flow diagram* (PFD), *piping and instrumentation diagram* (P&ID) serta *datasheet* peralatan yang terdapat pada

crude distillation unit (CDU). Data tersebut selanjutnya akan digunakan untuk memodelkan *plant* agar dapat mengetahui gambaran proses secara umum menggunakan *software* HYSYS.

Dalam memodelkan proses pada CDU dibutuhkan data komposisi, kondisi serta peralatan pada *plant*. Data tersebut diperlukan untuk melakukan simulasi proses yang terjadi pada *plant*. Data yang disajikan adalah properti pada CDU yang disajikan dalam tabel 3.1 di bawah ini dengan diketahui *feed* yang masuk ke dalam CDU berupa *mix crude* dimana mengandung *ardjuna crude* (80%) dan *attaka crude* (20%).

Tabel 3.1 Properti yang Ada pada CDU

Stream	Properti	Data PFD
Feed awal	*Temperature* (^oC)	107,6
	Pressure (kg/cm2_g)	50,14
	Mass flow (kg/h)	635150
Feed inlet kolom	*Temperature* (^oC)	369
	Pressure (kg/cm2_g)	1,625
	Mass flow (kg/h)	635150
Medium Pressure Steam kolom	*Temperature* (^oC)	363,8
	Pressure (kg/cm2_g)	16,9
	Mass flow (kg/h)	435420
Medium Pressure Steam HDO *Stripper*	*Temperature* (^oC)	360
	Pressure (kg/cm2_g)	16,9
	Mass flow (kg/h)	4379
Naphta Product	*Temperature* (^oC)	106,2
	Pressure (kg/cm2_g)	1,66
	Mass flow (kg/h)	139280
Kerosene Product	*Temperature* (^oC)	162
	Pressure (kg/cm2_g)	14,4
	Mass flow (kg/h)	89800
LDO *Product*	*Temperature* (^oC)	167

Stream	Properti	Data PFD
	Pressure (kg/cm2_g)	11,6
	Mass flow (kg/h)	98920
HDO *Product*	*Temperature* (^oC)	284
	Pressure (kg/cm2_g)	11,5
	Mass flow (kg/h)	117500
Bottom product	*Temperature* (^oC)	241
	Pressure (kg/cm2_g)	14,1
	Mass flow (kg/h)	123435

3.3 Pemodelan *Plant*

Data megenai CDU yang telah didapat selanjutnya akan disimulasikan atau dimodelkan pada *software* HYSYS dengan kondisi statis atau *steady state*. Simulasi atau pemodelan ini bertujuan untuk mengetahui gambaran proses yang terjadi pada CDU. Pemodelan tersebut dibuat dengan menggunakan proses kesetimbangan massa dan kesetimbangan energi yang telah ada pada *software* HYSYS.

Prosedur-prosedur simulasi *software* HYSYS sebagai berikut ini (Fares, 2002).

1. Mula-mula *input* berbagai komponen proses yang digunakan dalam *plant*.
2. Memilih model *fluid package*. Peng-Robinson (PR) akan digunakan sebagai model dalam penelitian ini (Mashallah Rezakazemia, 2018). Pemilihan model termodinamika ini disesuaikan dengan jenis senyawa yang digunakan.
3. Memilih *oil manager* dalam karakterisasi komposisi senyawa pada *crude oil* yang masuk.
4. Mengisi parameter-paramater proses pada aliran umpan yang meliputi tekanan, suhu, dan laju aliran.
5. Merancang diagram alir proses *(process flow diagram)* dari *plant* yang akan dianalisis. Perancangan diambil berdasarkan diagram alir proses.
6. Menspesifikasikan laju aliran, tekanan, dan suhu pada setiap instrumen.

Demikian merupakan prosedur pembuatan desain pada keadaan *steady state* atau pada kondisi tidak bergerak terhadap waktu.

3.4 Validasi *Plant*

Pemodelan yang telah dibuat divalidasi dengan kondisi desain pada PFD. Variabel yang akan divalidasi adalah *temperature*, *pressure* dan *mass flow*. Hasil pemodelan yang dibandingkan dengan kondisi desain tersebut kemudian dihitung nilai deviasinya dengan batas maksimal sebesar 5% agar dapat dikatakan data tersebut adalah sesuai.

3.5 Perancangan Kondisi Dinamis

Dalam mengontrol sebuah *plant*, secara umum sebuah proses akan berubah seiring berjalan waktu. Maka, langkah selanjutnya adalah mengubah proses ke dalam kondisi dinamik. Prosedur untuk mengubah proses menjadi keadaan dinamik adalah sebagai berikut.

a. Melakukan sizing terlebih dahulu pada setiap peralatan dan semua *valve*.
b. Memastikan bahwa tidak ada *stream* yang bebas.
c. Memasang pengendali pada proses sesuai data yang ada.
d. Apabila telah dilakukan *sizing*, maka dilakukan pengecekan dengan bantuan *dynamic asisstant*. Apabila masih terdapat *error* maka harus diselesaikan terlebih dahulu dengan menganalisis hubungan *flow-pressure*. Jika sudah tidak terdapat *error* maka dapat berpindah ke keadaan dinamik dengan menekan *dynamic mode*. Namun harus sudah dipastikan untuk menyimpan pemodelan *steady state*.

3.6 Perancangan PWC

Perancangan *plantwide control* (PWC) pada CDU menggabungkan metode milik Luyben dan Skogestad (*proposed*) dengan tujuan memaksimalkan profit dan menjaga kestabilan *plant* menjadi tujuh langkah.

3.6.1 Penentuan Fungsi Objektif

Fungsi objektif pada perancangan PWC ini adalah profit yang maksimal. Alasan pemilihan profit sebagai fungsi objektif dikarenakan setiap perusahaan pasti menginginkan profit yang maksimal dengan tetap menjaga performansi sistem agar bekerja dengan stabil dan optimum. Dimana profit yang maksimal didapatkan dari penjualan produk dalam CDU ini adalah penjualan produk *Naphta*, *Kerosene*, LDO,

HDO, dan LSWR dikurangi dengan biaya operasional yang digunakan pada *furnace* dan pompa pada CDU.

$$Jmax = Hasil\ jual\ produk - Biaya\ Bahan\ Baku - Biaya\ operasional \quad (3.1)$$

Hasil jual produk didapatkan dari laju aliran fluida produk keluar dikalikan dengan harga jual masing-masing fludia, sedangkan pembelian bahan baku didapatkan dari laju aliran massa *feed* masuk dikalikan dengan harga beli *feed* dari sumur produksi. Berdasarkan kepmen ESDM No.107.k/12/MEM/2020, diketahui harga minyak mentah pada *feed* yang masuk berupa *mix crude* dengan komposisi *ardjuna crude* (80%) dan *attaka crude* (20%) yaitu senilai 2.700 rupiah per kg (Indonesia, 2020). Untuk biaya operasional dibagi menjadi dua, yaitu biaya operasional untuk power pompa dan energi panas yang digunakan untuk *reboiler*. Kemudian hasil dari perhitungan energi untuk pompa dan *reboiler* tersebut dikalikan dengan biaya operasional.

3.6.2 Penentuan Variabel Ekonomi

Penentuan variabel ekonomi ini bertujuan untuk menentukan variabel yang sangat berpengaruh pada fungsi objektif. Variabel kendali utama *(primary variable)* pada PWC milik Skogestad yang mempertimbangkan sisi ekonomi memiliki kesamaan dengan penentuan variabel ekonomi pada proses ini. Variabel ekonomi pada proses ini adalah laju aliran pada tiap produk, kualitas distilat kolom dan *bottom product* serta energi yang diperlukan oleh tiap *equipment*.

3.6.3 Penentuan Laju Produksi (*Throughput Manipulator*)

Pada penentuan laju produksi atau biasa disebut *troughput manipulator*, dipasang sebuah kontrol pada bagian yang dianggap penting dari *plant*. Lokasi *troughput manipulator* (TPM) pada CDU ini terdapat pada laju aliran *inlet feed plant*. Penentuan ini didapatkan dimana perubahan aliran massa dari *feed* sangat berpengaruh terhadap tiap-tiap laju produksi CDU. Penentuan laju produksi ini sama dengan milik Skogestad dan Luyben.

3.6.4 Analisis CDOF

Nilai CDOF digunakan untuk menentukan jumlah variabel yang bisa dimanipulasi atau dikontrol, sehingga untuk menghitungnya menggunakan persamaan CDOF yang telah dituliskan pada bagian sebelumnya, yaitu pada persamaan (2.10).

3.6.5 Perancangan *Regulatory Control*

Setelah mendapatkan nilai CDOF, maka dilakukan perancangan *regulatory control* sesuai dengan jumlah perhitungan CDOF. Perancangan pengendali ini menggunakan kontrol PI/PID disesuaikan dengan prosesnya.

3.6.6 Intergasi Proses (*Process Integration*)

Pada proses ini dilakukan integrasi proses keseluruhan *plant* yang tediri dari beberapa unit yang saling berinteraksi di dalamnya. Langkah integrasi proses ini, juga melakukan perancangan terhadap adanya integrasi panas agar tidak ada energi yang terbuang serta mengoptimalkan *material recycle* agar tidak ada material yang terbuang pada proses.

3.6.7 Perancangan *Supervisory Control*

Pengendali *supervisory* yang digunakan adalah *model predictive control* (MPC). Pengendali supervisory ini berfungsi untuk memberikan perubahan nilai *setpoint* yang optimal pada lapisan pengendali *regulatory*. Lapisan pengendalian *supervisory* yang digunakan serupa dengan PWC milik Skogestad.

Perancangan *supervisory control* yang dipakai adalah MPC yang sudah tersedia pada *software* HYSYS dengan menggunakan data *step response model* yang terdapat pada *software* HYSYS. Pemasangan MPC diletakkan pada kolom distilasi yang terdapat pada *plant*. *Input* dari pemodelan MPC adalah temperatur pada *vapor* distilat *condenser* dan *temperature* pada *inlet feed* kolom di *tray* nomor 50. Sementara *output* dari MPC akan memberikan *setpoint* kepada kontrol *pressure* pada produk *vapor* distilat *condenser* dan *bottom product* kolom.

3.6.8 Optimisasi

Setelah itu, dilakukan optimisasi dengan menggunakan *real time optimizer* (RTO). Pada tugas akhir ini dilakukan optimisasi menggunakan RTO yang ada pada *software* HYSYS dengan tujuan utama untuk mencapai nilai optimal dari fungsi objektif yang telah ditentukan. Hasil optimisasi ini berlaku pada strategi kontrol pengendali PID, *feedforward*, dan MPC. Lapisan optimisasi ini sama dengan optimisasi pada PWC Skogestad dan Luyben.

Prosedur pemasangan RTO pada *software* HYSYS adalah sebagai berikut (Fares, 2002).

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

3.7 Pengujian Performansi Sistem dan Analisis

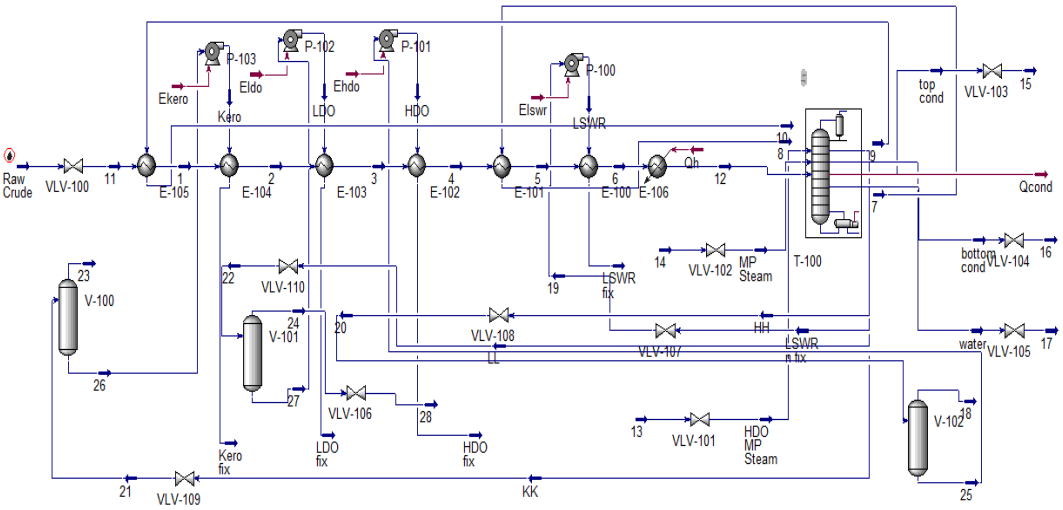
Pengujian PWC dengan memberikan gangguan pada umpan sesuai dengan kenyataan di lapangan kemudian dilihat responnya. Pada CDU diberikan gangguan pada umpan yaitu dengan memberikan kenaikan dan penurunan laju aliran sebesar 10%. Hasil respon pengujian performansi sistem pada perancangan PWC ini akan dibandingkan dengan sistem yang dirancang tanpa menggunakan PWC atau dalam artian hanya dipasang pengendali PID dan dengan dipasang pengendali *feedforward* serta dengan hanya dipasang pengendali PID saja.

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB IV
HASIL DAN PEMBAHASAN

4.1 Pemodelan Proses Statis

Pemodelan proses statis merupakan penggambaran suatu proses dalam keadaan yang statis atau tetap. Penggambaran ini menunjukkan kesetimbangan massa dan energi pada suatu proses. Dalam memodelkan CDU digunakan *software* HYSYS. Kondisi dimana telah terjadi kesetimbangan massa dan energi dalam *software* HYSYS disebut kondisi *convergent*. Kondisi convergent dalam *software* ini ditandai dengan warna biru tua pada setiap *stream* dan abu-abu pada setiap equipment yang ada. Hasil dari pemodelan *plant* dalam keadaaan statis depat dilihat pada gambar 4.1 berikut.



Gambar 4.1 Pemodelan *plant* kondisi statis

4.2 Validasi Pemodelan Proses Statis

Hasil validasi proses pada CDU yang telah didesain pada keadaan statis menggunakan *software* HYSYS terhadap data PFD yang berhasil didapatkan ada pada tabel 4.1 berikut.

Tabel 4.1 Validasi Data Proses Terhadap Simulasi

Stream	Properti	Data PFD	Simulasi	Deviasi
Feed awal	*Temperature* (^oC)	107,6	107,6	0%

Stream	Properti	Data PFD	Simulasi	Deviasi
	Pressure (kg/cm2_g)	50,14	50,14	0%
	Mass flow (kg/h)	635150	635150	0%
Feed inlet kolom	*Temperature* (^oC)	369	369	0%
	Pressure (kg/cm2_g)	1,625	1,625	0%
	Mass flow (kg/h)	635150	635150	0%
Medium Pressure Steam kolom	*Temperature* (^oC)	363,8	363,8	0%
	Pressure (kg/cm2_g)	16,9	16,9	0%
	Mass flow (kg/h)	435420	435420	0%
Medium Pressure Steam HDO *Stripper*	*Temperature* (^oC)	360	360	0%
	Pressure (kg/cm2_g)	16,9	16,9	0%
	Mass flow (kg/h)	4379	4379	0%
Naphta Product	*Temperature* (^oC)	106,2	106,4	0,19%
	Pressure (kg/cm2_g)	1,66	1,66	0%
	Mass flow (kg/h)	139280	140000	0,52%
Kerosene Product	*Temperature* (^oC)	162	165	1,85%
	Pressure (kg/cm2_g)	14,4	14,4	0%
	Mass flow (kg/h)	89800	90000	0,22%
LDO *Product*	*Temperature* (^oC)	167	173	3,59%
	Pressure (kg/cm2_g)	11,6	11,6	0%
	Mass flow (kg/h)	98920	98920	0%
HDO *Product*	*Temperature* (^oC)	284	284	0%
	Pressure (kg/cm2_g)	11,5	11,5	0%
	Mass flow (kg/h)	117500	118000	4,27%
Bottom product	*Temperature* (^oC)	241	246	2,07%
	Pressure (kg/cm2_g)	14,1	14,2	0,71%
	Mass flow (kg/h)	123435	123400	0,03%

Hasil validasi data CDU menunjukkan bahwa selisihnnya di bawah 5%. Hal ini memberikan arti bahwa hasil pemodelan dengan menggunakan *software* HYSYS telah sesuai dengan data PFD.

4.3 Hasil Perhitungan CDOF

Analisis CDOF pada *crude distillation unit* (CDU) ditunjukkan pada tabel 4.2 sebagai berikut.

Tabel 4.2 Nilai CDOF pada CDU

$N_{streams}$	$N_{restraining}$	$N_{redundant}$	CDOF
43	26	6	11

Analisis pada CDOF dilakukan pada CDU dengan menghitung total *stream* yang ada pada *plant*. Diketahui terdapat 43 *stream* yang ada pada *plant* tersebut. Kemudian kita perlu menghitung jumlah *stream* yang tidak dapat dikontrol atau dimanipulasi ($N_{restraining}$) dan jumlah *stream* yang tidak butuh dikontrol ($N_{redundant}$). Perhitungan $N_{restraining}$ dan $N_{redundant}$ menurut jumlah equipment dapat dilihat pada tabel 4.3 dan 4.4 berikut.

Tabel 4.3 Hasil Perhitungan $N_{restraining}$

No	Equipment	Jumlah	$N_{restraining}$
1	*Heat Exchanger*	6	12
2	*Furnace*	1	2
3	*Reboiler*	2	2
4	Kolom	1	0
5	*Stripper*	3	0
6	*Valve*	10	10
Jumlah total			26

Tabel 4.4 Hasil Perhitungan $N_{redundant}$

No	Equipment	Jumlah	$N_{redundant}$
1	Kolom Distilasi	1	1
2	*Reboiler*	2	2
3	*Stripper*	3	3
Jumlah total			6

Terdapat enam *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*, level *reboiler* sama dengan level *stripper*, dan temperatur *stripper* sama dengan temperatur stage kolom.

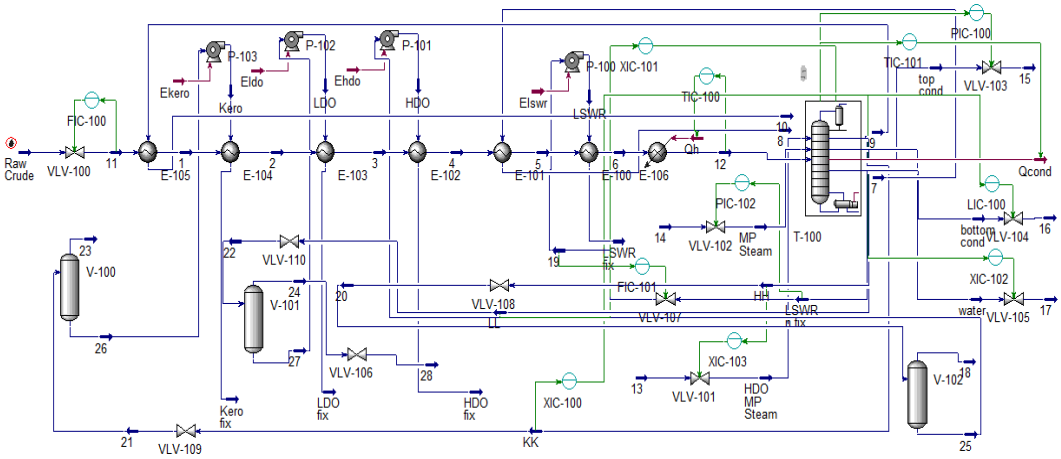
Berdasarkan hasil dari perhitungan CDOF maka jumlah pengendalian regulatori akan dipasang sejumlah delapan pengendalian dengan perincian pada tabel 4.5 berikut.

Tabel 4.5 Daftar Kontrol yang Ada pada Kondisi Desain

No	Tag	Deskripsi
1	TIC-100	Kontrol temperatur pada *heater*
2	TIC-101	Kontrol temperatur pada *condenser*
3	XIC-100	Kontrol komposisi pada *kerosene reboiler*
4	XIC-101	Kontrol komposisi pada LDO *reboiler*
5	XIC-102	Kontrol komposisi pada *condenser*
6	XIC-103	Kontrol komposisi pada HDO *stripper product*
7	PIC-100	Kontrol tekanan pada *condenser*
8	PIC-102	Kontrol tekanan pada kolom
9	LIC-100	Kontrol level pada *condenser*
10	FIC-101	Kontrol aliran pada *bottom product* kolom distilasi
11	FIC-100	Kontrol aliran pada *feed* awal

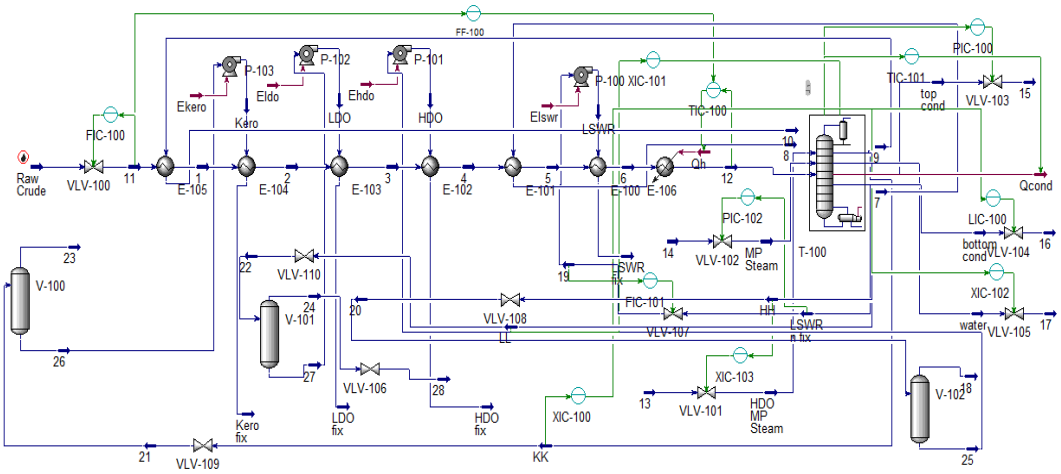
4.4 Analisis Hasil Perancangan

Pada proses perancangan pengendali PID, dilakukan *tuning* parameter pada setiap pengendali dengan *tools autotuner* yang ada pada *software* HYSYS sehingga didapatkan nilai kp, ti, dan td-nya. Hasil strategi kontrol pada pengendali PID dapat dilihat pada gambar 4.2 berikut.



Gambar 4.2 Hasil perancangan pengendali PID

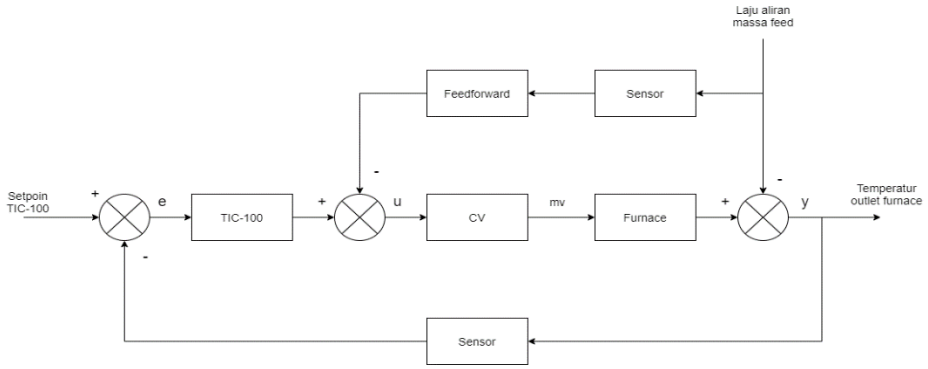
Pada proses perancangan pengendali *feedforward*, ditentukan persamaan *feedforward* yaitu berdasarkan dengan persamaan *disturbance* berupa *feed* awal dengan persamaan *plant* berupa sensor *temperature* pada *stream outlet furnace*. Hasil perancangan strategi kontrol pada pengendali *feedforward* dengan tetap mengikutsertakan pengendali PID yang dapat dilihat pada gambar 4.3 berikut.



Gambar 4.3 Hasil perancangan pengendali *feedforward*

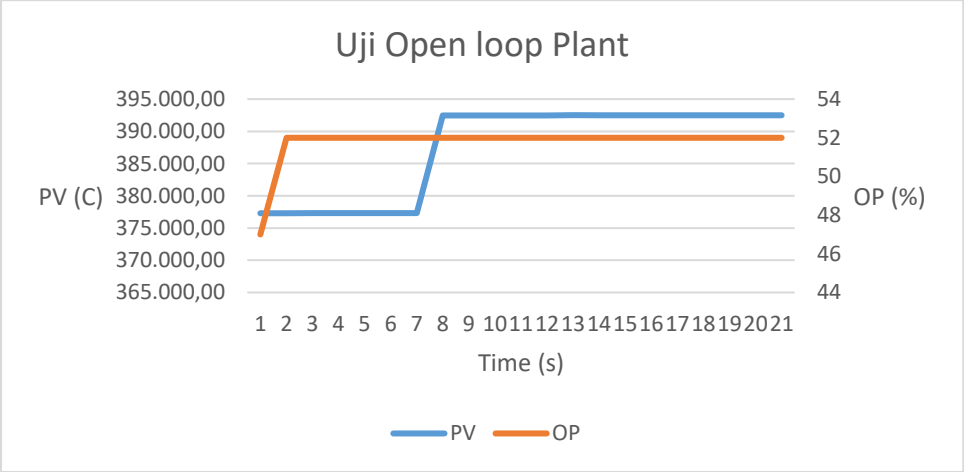
Adapun diagram blok proses dari *feedback feedforward control* seperti gambar 4.4 dimana variabel *disturbance* akan diukur oleh sensor lalu disalurkan menuju *gain* dari *feedforward* dimana akan dilakukan kalkulasi oleh *feed*forwad dengan *input disturbance* tertentu akan menghasilkan nilai *controlled variabel* tertentu juga dan nilai ini akan disalurkan menajdi sinyal kendali menuju *summing point* antara sinyal kendali dari PID dan *feedforward* sehingga akan dihasilkan sinyal kontrol yang telah memperhitungkan variabel *disturbance* sehingga efek

disturbance terhadap variabel yang dikontrol akan direduksi atau berkurang dampaknya terhadap *plant*.

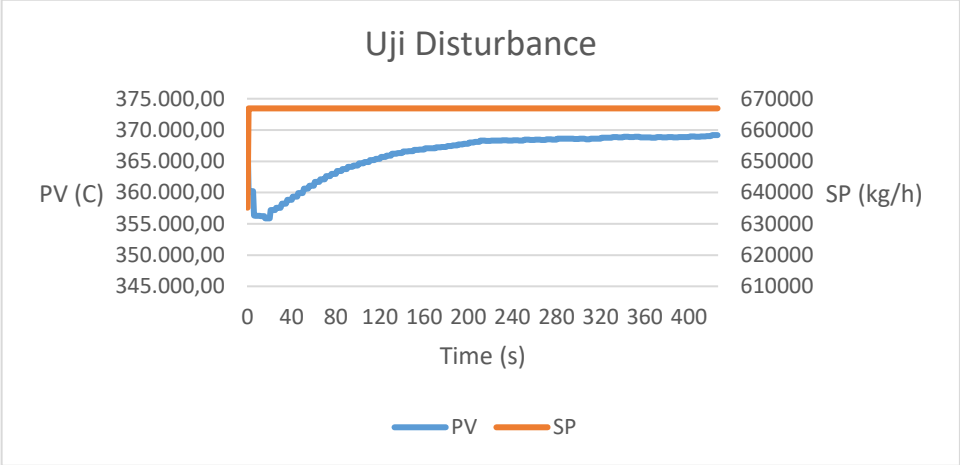


Gambar 4.4 Diagram blok *feedforward* CDU

Pada proses perancangan pengendali *feedforward*, dilakukan pemodelan FOPDT dengan uji *open loop* dan *disturbance* untuk mendapatkan nilai parameter dari *feedforward*. Terdapat satu variabel sebagai *disturbance* pada proses produksi *crude oil* ini, yaitu *feed* awal sehingga dibutuhkan satu pengendali *feedforward*. *Disturbance* tersebut ditinjau terhadap variable proses perubahan *flow*. Pengujian *feedforward* terhadap varibel proses *flow* dilakukan terhadap pengendali *temperature* pada furance. Uji *open loop* dilakukan dengan memanipulasi *control valve stream* energi *furnace* terhadap *outlet temperature furnace*, dimana energi pada *furnace* diubah sebesar 5%. Sedangkan pada uji *disturbance* dilakukan dengan merubah nilai *flow* sebesar 5% dari kondisi operasi semula. Berikut merupakan grafik dari hasil uji *open loop* dan *disturbance* dari pengendali *feedforward*.



Gambar 4.5 Uji *open loop plant*



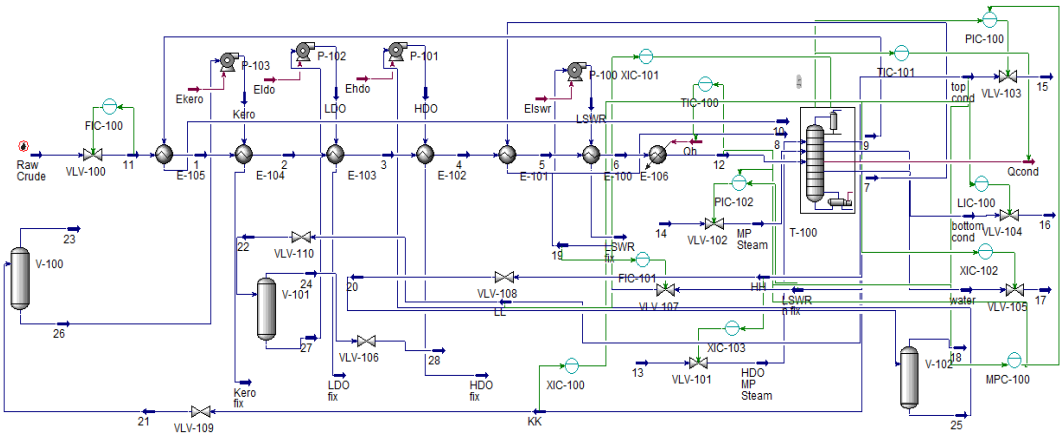
Gambar 4.6 Uji *disturbance feedforward*

Perancangan pengendali *feedforward* dapat dilakukan setelah mendapatkan pemodelan FOPDT pada *plant* dan juga *disturbance*. Tabel 4.6 merupakan parameter pemodelan untuk pengendali *feedforward*.

Tabel 4.6 Parameter Pemodelan Pengendali *feedforward*

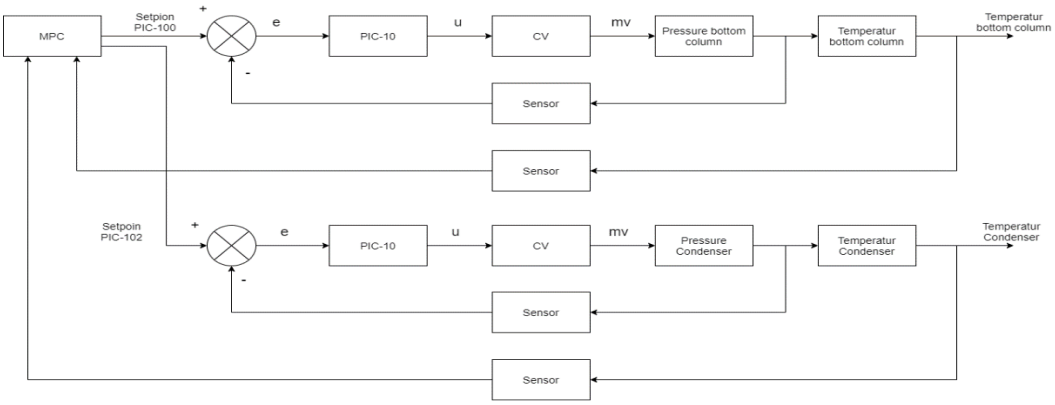
Parameter Pemodelan	Nilai
Kff	-0,00014
θff (sekon)	205,275
τ_1 (sekon)	1,47
τ_2 (sekon)	42,525

Pada proses perancangan pengendali PWC, hasil perancangan strategi *control* pada pengendali PWC dapat dilihat pada gambar 4.7 berikut.



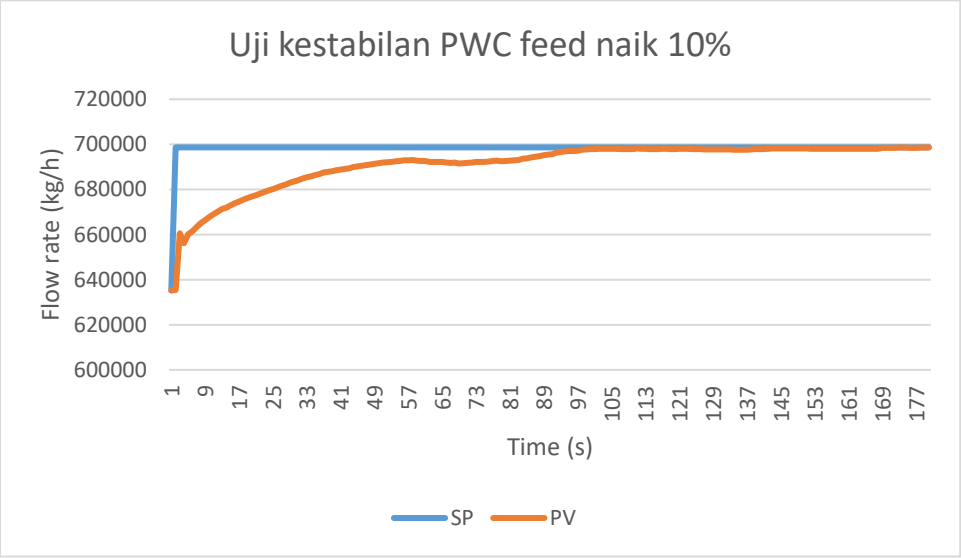
Gambar 4.7 Hasil perancangan PWC

Pada proses perancangan pengendali PWC, dilakukan dengan memasang pengendali *supervisory* berupa MPC tanpa mengabaikan pengendali PID pada sebelumnya. Adapun diagram blok dari MPC pada *plant* seperti gambar 4.8.

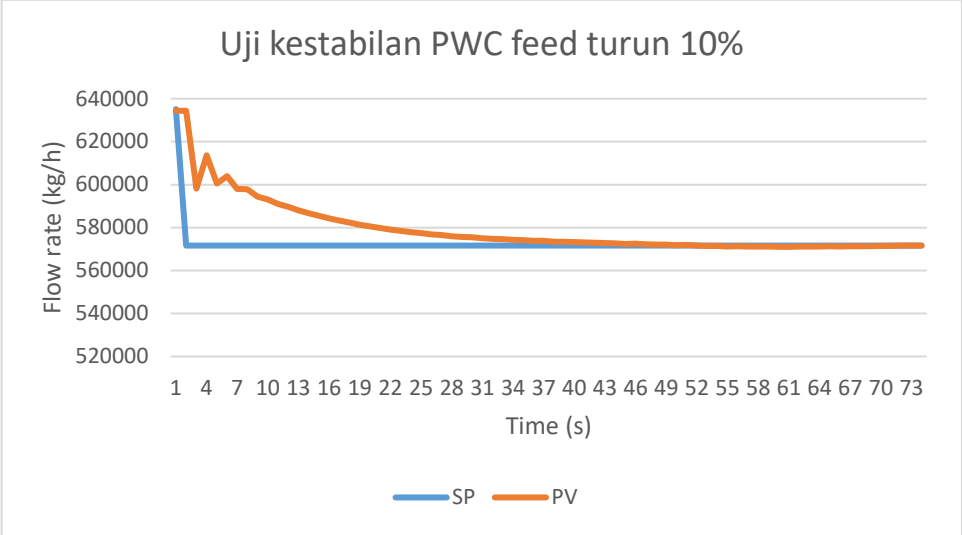


Gambar 4.8 Diagram blok hasil perancangan MPC

Setelah perancangan PWC pada CDU selesai, dilakukan uji kestabilan pada laju umpan dengan memberikan kenaikan dan penurunan *disturbance* sebesar 10% pada laju aliran umpan dalam keadaan normal yaitu 635150 kg/h sehingga nilai dari *disturbance* sebesar 63515 kg/h. Didapatkan nilai laju aliran umpan pada uji kenaikan *disturbance* menjadi sebesar 698665 kg/hr, sedangkan pada penurunan uji *disturbance* didapatkan sebesar 571635 kg/s. Hasil respon uji kestabilan ini ditampilkan pada gambar 4.9 dan gambar 4.10.



Gambar 4.9 Uji kestabilan PWC *feed* naik 10%



Gambar 4.10 Uji kestabilan PWC *feed* turun 10%

Berdasarkan uji set poin dengan menaikkan dan menurunkan *setpoint* sebesar 10%, didapatkan respon pada FIC *feed* awal dapat kembali menyesuaikan kepada *setpoint* setelah mengalami osilasi yang kecil.

4.5 Analisis Hasil Optimisasi

Hasil dari perhitungan nilai ekonomi di sisi harga jual produk yaitu dengan membandingkan *flow* yang keluar dengan harga jual produk yang ada. Dari kenaikan dan penurunan laju aliran *feed* sebesar 10% memengaruhi pada besarnya jumlah energi yang diperlukan untuk melakukan kerja sistem yang optimal. Dengan menggunakan RTO yang ada pada *software* HYSYS didapatkan data perhitungan ekonomi pada tabel 4.9 dan 4.10.

Tabel 4.7 Perbandingan Perancangan Sistem Kontrol Terhadap Laju Aliran Produk

Laju Aliran produk (kg/h)	*Feed* naik 10%			*Feed* turun 10%		
	PID	FF	PWC	PID	FF	PWC
Naphta	25323,8	34310,6	12315,8	2965,86	322503	444547
Kerosene	21672	30959	68347,4	119915	14902,5	66898
LDO	92347,6	119201	106483	76944,4	115172	128120
HDO	369,577	217,87	358,56	30642,7	417,76	434,733
LSWR	457496	596702	609567	393092	472071	1541075
Total	597209	781390	797072	623560	925066	2181075

Tabel 4.8 Perbandingan Perancangan Sistem Kontrol Terhadap Penggunaan Energi

Penggunaan Energi (MJ/h)	*Feed* naik 10%			*Feed* turun 10%		
	PID	FF	PWC	PID	FF	PWC
Pemanas	3184951	2017983	1101311	1008466	3342776	382827
Pompa	1063	1061	1058	1066	1064	1057
Total	3186014	2019044	1102369	1009532	3343840	383884

Tabel 4.9 Perbandingan Perancangan Sistem Kontrol Terhadap Perhitungan Biaya Keseluruhan Saat *Feed* Naik 10%

Perhitungan biaya (Rp/h)	*Feed* naik 10%		
	PID	FF	PWC
Produk	2368415517	3105250055	3220286220
Biaya Operasional	444448964	281656652	153780530
Profit	37571053	937197903	1180110190

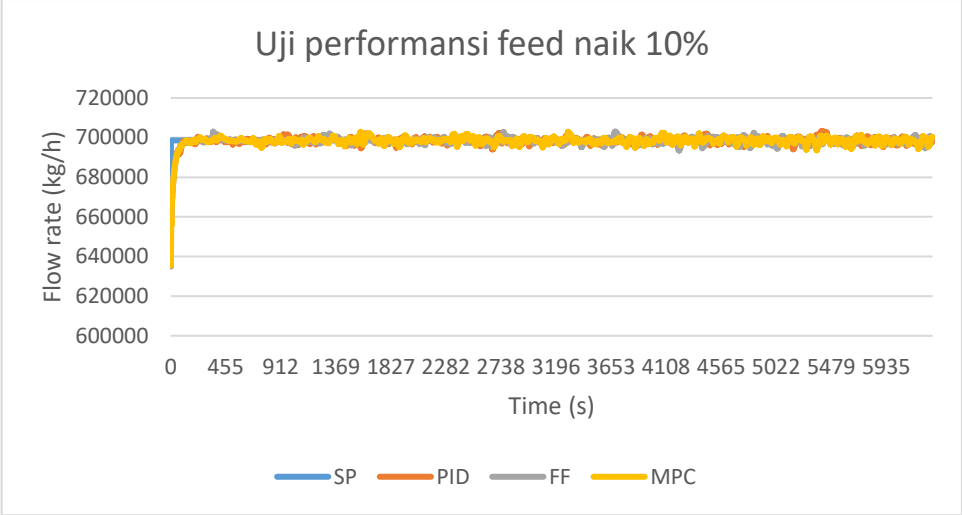
Tabel 4.10 Perbandingan Perancangan Sistem Kontrol Terhadap Perhitungan Biaya Keseluruhan Saat *Feed* Turun 10%

Perhitungan biaya (Rp/h)	*Feed* turun 10%		
	PID	FF	PWC
Produk	2696588064	3939476820	8873525153
Biaya Operasional	140829733	466465727	53551808
Profit	1012343831	1929596593	7276558845

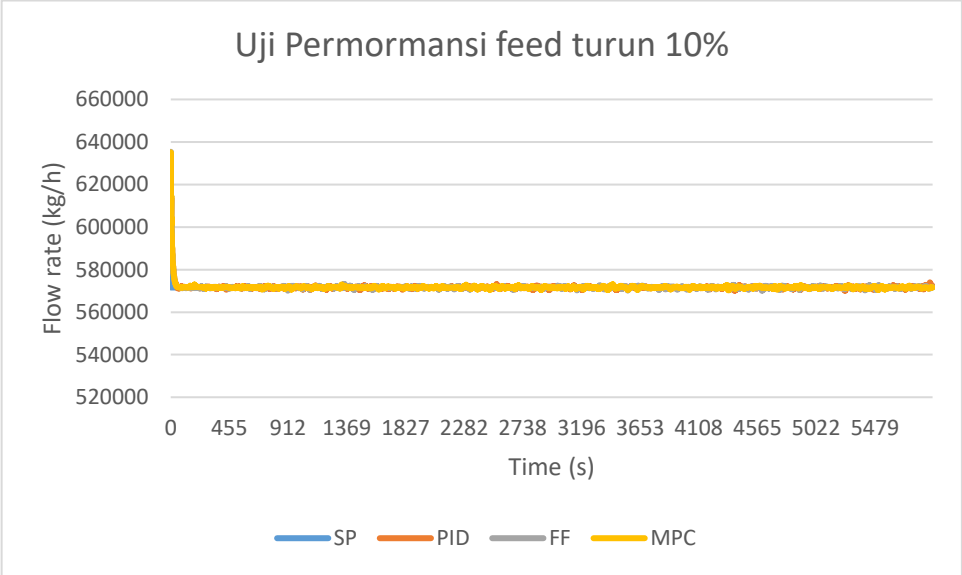
Dari hasil optimisasi yang telah dilakukan, dapat dilihat bahwa desain PWC mampu menghemat energi yang dikonsumsi, baik pada saat umpan dinaikkan maupun pada saat diturunkan. Pada saat umpan dinaikkan sebesar 10%, desain PWC mampu menghemat energi konsumsi sebesar 2083644,7 MJ/jam. Sedangkan pada saat *feed* diturunkan 10%, desain PWC mampu menghemat energi sebesar 625648,2 MJ/jam. Sedangkan dalam sisi ekonomi, pada saat kenaikkan *plant* 10%, desain PWC mampu menambah profit sebesar 1.142.539.137 rupiah per jam. Pada penurunan umpan sebesar 10%, penambahan profit yang didapat adalah sebesar 6.264.215.014 rupiah per jam.

4.6 Analisis Pengujian Performansi Sistem

Perancangan PWC pada proses ini akan dibandingkan dengan perancangan *feedforward* dan PID pada proses. Gambar 4.11 dan 4.12 menunjukkan perbandingan grafik respon antara struktur kontrol PID, *feedforward* (*feedforward* dan PID), dan MPC (MPC dan PID) akibat adanya gangguan yang diberikan pada proses sebesar 10%.



Gambar 4.11 Hasil uji performansi naik 10%



Gambar 4.12 Hasil uji performansi turun 10%

Dengan adanya gangguan yang diberikan pada proses sebesar 10%, didapatkan gambar berupa grafik. Grafik tersebut menjelaskan hubungan waktu dan laju aliran massa pada *plant* saat menggunakan metode PWC dengan menggunakan

MPC, *feedforward*, dan PID. Kemudian didiapatkan analisis nilai parameter-parameter dari grafik sebagai berikut.

Tabel 4.11 Hasil Karakteristik Respon Uji Performansi *Feed* Naik 10%

Parameter	PID	FF	MPC
Max overshoot (%)	0,65482	0,646805	0,615746
Ess (%)	0,022615	0,114647	0,249333
Settling time (s)	182	162	130

Tabel 4.12 Hasil Karakteristik Respon Uji Performansi *Feed* Turun 10%

Parameter	PID	FF	MPC
Max overshoot (%)	0,425446	0,29197	0,258906
Ess (%)	0,045309	0,054405	0,005948
Settling time (s)	72	73	68

Nilai *integral absolute error* (IAE) yang menggambarkan karakteristik respon ditunjukkan pada Tabel 4.13 berikut.

Tabel 4.13 Parameter Nilai IAE Uji Performansi

Kondisi	Strategi kontrol	IAE
Feed naik 10%	PID	1873762
	FF	1710453
	MPC	1614193
Feed turun 10%	PID	457932
	FF	453294
	MPC	390378

Berdasarkan uji *disturbance* pada umpan yang diberikan, dapat dianalisis dari segi kestabilan respon. Analisis kestabilan respon dilihat dari dua aspek yaitu secara kuantitatif dan kualitatif. Pada uji kenaikan *setpoint* sebesar 10%, respon laju aliran umpan mampu menurunkan *maximum overshoot* dari 0,65482% menjadi 0,615746%, serta dapat menurunkan *settling time* dari 182 detik ke 130 detik

meskipun gagal dalam meminimalisir nilai *error steady state*. Sedangkan saat diberi uji *disturbance* penurunan sebesar 10% dapat menurunkan nilai *maximum overshoot* dari 0,425446% menjadi 0,258906%, dan menurunkan *settling time* dari 72 detik menjadi 68 detik, serta mampu meminimalisir nilai *error steady state*. Sehingga dapat dikatakan performansi pada desain PWC sangat handal dan bagus berdasarkan parameter-parameter diatas.

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB V
KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Kesimpulan yang didapat dalam desain PWC pada *crude disitllation unit* (CDU) adalah sebagai berikut:

Perancangan PWC pada CDU *refining process plant* telah berhasil dilakukan dengan menggabungkan metode PWC milik Luyben dan Skogestad menjadi tujuh langkah. Desain PWC perlu diaplikasikan pada CDU agar dapat mengurangi jumlah penggunaan energi, meningkatkan laju produksi, dan memaksimalkan profit yang diperoleh.

Penerapan desain PWC pada CDU *refining process plant* memberikan dampak penghematan energi hingga sebesar 2 juta mega joule per jam sehingga dapat meningkatkan profit hingga sebesar 6,2 milyar rupiah per jam dibandingkan dengan menggunakan strategi kontrol PID biasa.

Penerapan desain PWC pada CDU *refining process plant* mampu menghasilkan respon sistem yang stabil ketika diberi gangguan berupa perubahan laju aliran umpan. Hal ini ditunjukkan dengan penurunan rata-rata nilai *maximum overshoot*, *error steady state*, dan *settling time* serta menurunnya rata-rata nilai IAE dibandingan dengan menggunakan sistem pengendalian PID saja.

5.2 Saran

Adapun saran yang dapat diberikan dalam penelitian ini yaitu sebagai berikut:

Melakukan strategi *control* yang lebih bervariasi agar mendapatkan hasil validasi yang lebih.

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

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR PUSTAKA

Abdulrahman A. AlQuraishi, A. M. (2017). Low Salinity Water and CO2 Miscible Flooding in Berea and Bentheimer Sandstones. *Journal of King Saud University Engineering Sciences*.

Abdulrahman M. Alattas, I. E.-R. (2011). Integration of Nonlinear *Crude Distillation Unit* Models in Refinery Planning Optimization. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 6860–6870.

Abella, J. P. (2012). Model to Investigate Energy and Greenhouse Gas Emissions Implications of Refining Petroleum: Impacts of *Crude* Quality and Refinery Configuration. *Environmental science & technology*, 13037-13047.

Aboalfazl Askari, H. K. (2012). Simulation and Modeling of Catalytic Reforming Process. *Petroleum & Coal*, 76-84.

Ali Madady, H.-R. R.-A. (2012). Stabilization of *control* loops consisting of FOPDT process and parameter-dependent PID *controller*. *Elsevier*, 1688–1701.

Amadeo, K. (2019, June 25). *Crude oil, Its Types, Uses, and Impact*. Retrieved from The Balance: https://www.thebalance.com/*crude*-oil-prices-trends-and-impact-on-the-economy-and-you-3305738

Åström, K. J. (2004). Revisiting the Ziegler-Nichols Step Response Method for PID *Control*. *Journal of Process Control*, 635-650.

Blumsack, S. (2018). *The Process of crude oil refining*. Retrieved from PennState john and Willie Leone Family Departement of Energy and Mineral Engineering: https://www.e-education.psu.edu/eme801/node/470

Dale E. Seborg, T. F. (2011). *Process Dynamics and Control.* Hoboken: John Wiley & Sons, Inc. .

Dhallia Mamoun Beshir, S. A. (2014). Effect on Naphta and Residue Yield Through Different Operating and Design Variables in Atmospheric Distillation Column. *Journal of Petroleum Technology and Alternative Fuels*, 31-37.

Fares, E. A. (2002). *Process Simulation Using Apen HYSYS v8.* http://www.adeyab.com.

Indonesia, M. E. (2020). *Penetapan Harga Minyak Mentah Indonesia Bulan Mei 2020.* Jakarta: Menteri Energi dan Sumber Daya Mineral Republik Indoensia.

Jan Beens, U. A. (2000). The Role of Gas Chromatography in Compositional Analyses in the Petroleum Industry. *Elsevier*, 260-275.

Konda, N. V. (2006). A Simple and Effective Procedure for *Control* Degrees of Freedom. *Chemical Engineering Science*, 1184-1194.

Luyben, W. L. (1999). *Plantwide process control.*

Marlin, T. (2014). *Process Control Designing Processes and Control Systems for Dynamic Performance 2nd Edition.* Ontario: McGraw-Hill.

Mashallah Rezakazemia, N. R. (2018). Process Simulation and Evaluation of Ethane Recovery Process using Aspen-HYSYS. *Chemical Engineering Transactions*, 961-966.

Mohammad. A. Al-Mayyahi, A. F. (2014). Energy Optimization of *crude oil* distillation using different designs of pre-flash drums. *Elsevier*, 1204-1210.

Robbins, L. (2011). *Distillation Control, Optimization, and Tuning FUndamentals and Strategies.* Boca Raton: CRC Press.

S. V. Inamdar, S. K. (2004). Multi-Objective Optimization of an Industrial *Crude Distillation Unit* Using the Elitist Nondominated Sorting Genetic Algorithm. *Chemical Engineering Research and Design*, 611-623.

Shigeru Kimura, T. M. (2017). *Oil Supply Resilience in ASEAN.* ERIA.

Skogestad, S. (2002). *Plant*wide *control*: Towards a systematic procedure . *European Symposium on Computer Aided Process Engineering -12*.

Truls Larsson, S. S. (2000). *Plantwide control A review and a new design procedure Scheduling Site-wide optimization Local optimization (hour) Supervisory*.

Vishal Mahindrakar, J. H. (2016). Model predictive *control* of reactive distillation for benzene hydrogenation. *Elsevier*, 103-113.

LAMPIRAN

A. Perhitungan *Gain Feedforward*

Persamaan FOPDT *plant* pada perubahan *temperature outlet furnace*:

$$Gp(s) = \frac{3{,}0338e^{-7{,}35s}}{1{,}47\tau + 1}$$

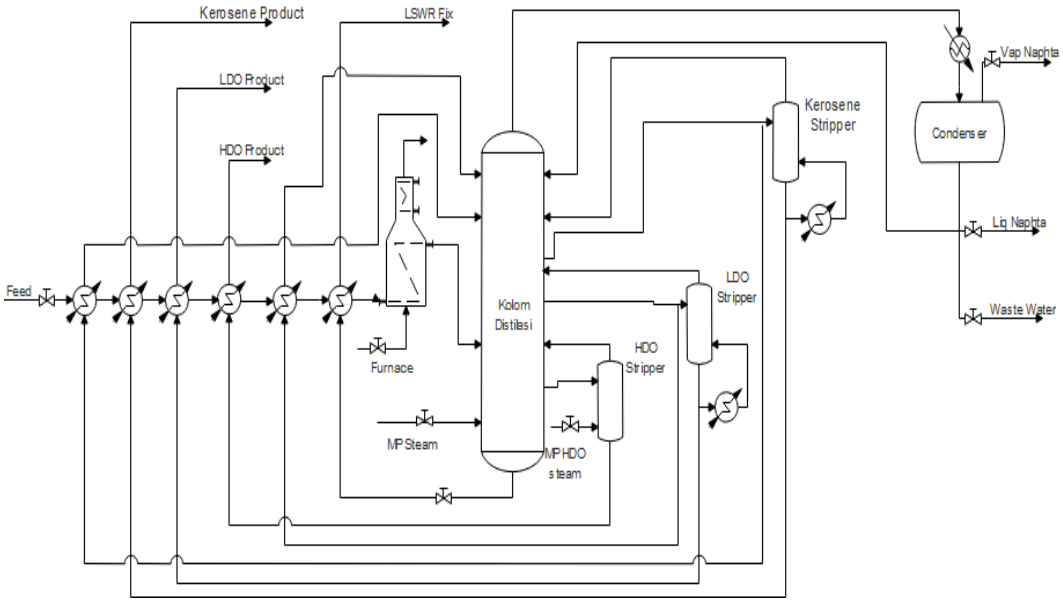
Persamaan FOPDT *disturbance* aliran *feed* awal pada perubahan *temperature outlet furnace*:

$$Gd(s) = \frac{0{,}000414e^{-212{,}625s}}{42{,}525\tau+1}$$

Sehingga *gain feedforward*:

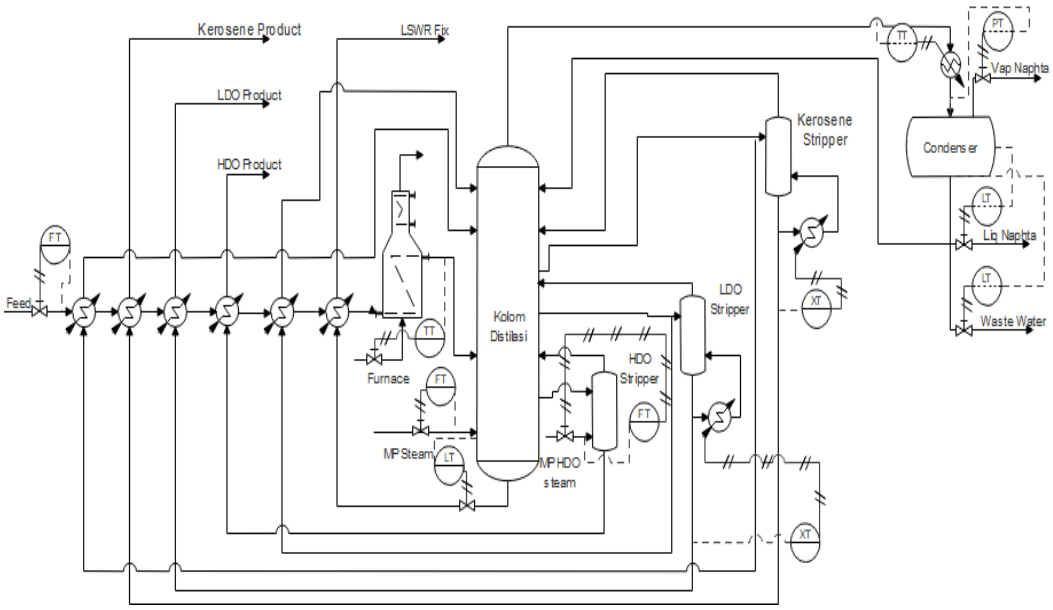
$$Gff(s) = -0{,}00014(\frac{1{,}47s + 1}{42{,}525s + 1})e^{-205{,}275s}$$

B. PFD CDU



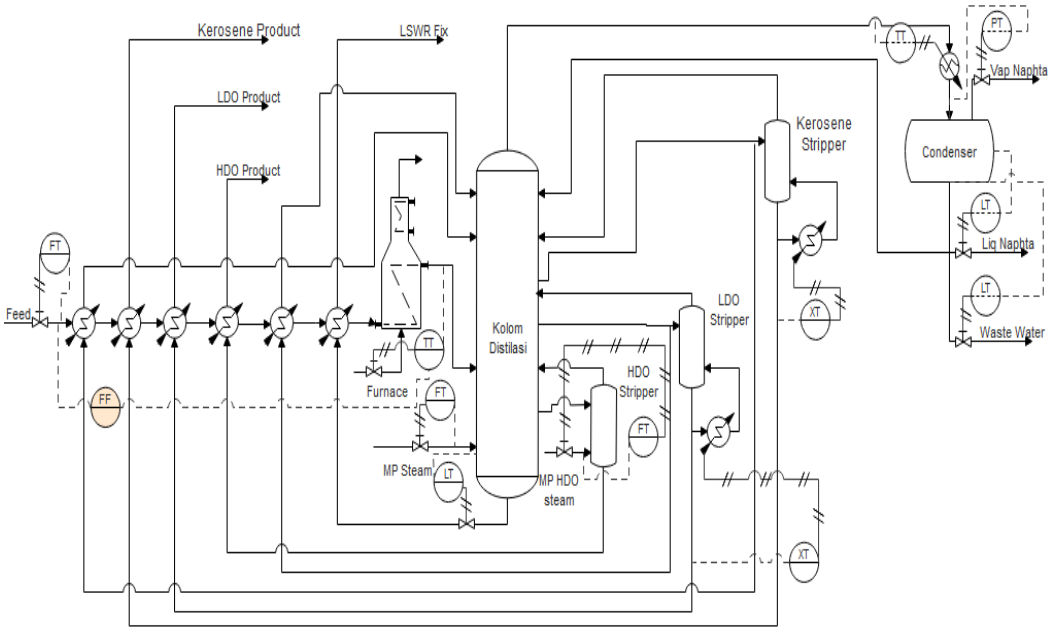
Gambar B.1 PFD CDU

C. Peranacangan PID pada *plant*



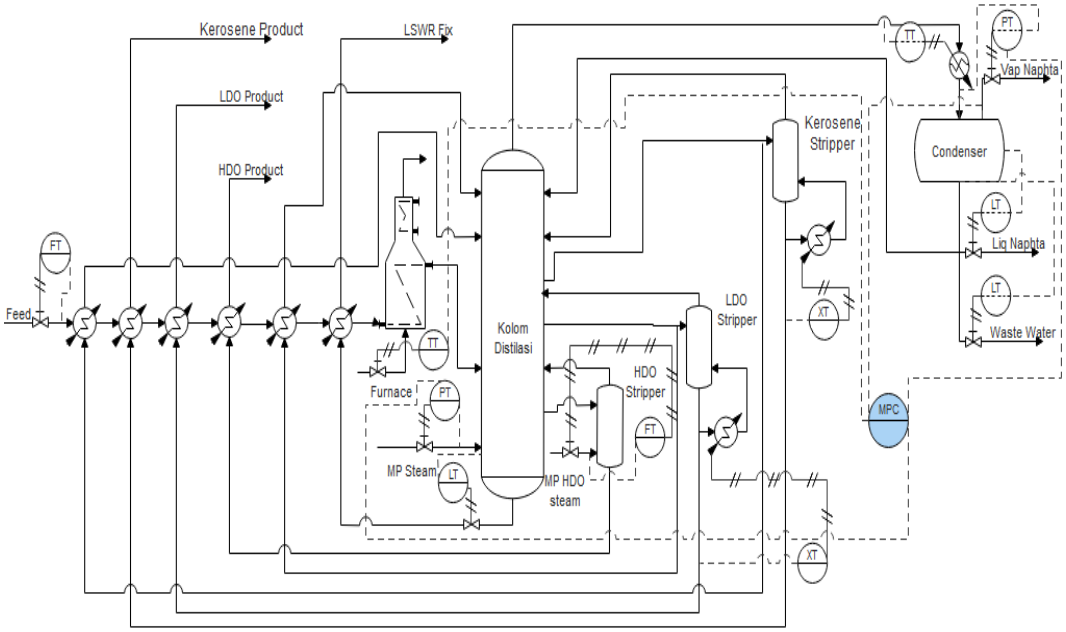
Gambar B.2 Perancangan PID pada *plant*

D. Perancangan *feedforward* pada *plant*



Gambar B.3 Perancangan *feedforward* pada *plant*

E. Perancangan MPC pada *plant*



Gambar B.4 Perancangan MPC pada *plant*

Halaman ini sengaja dikosongkan

BIODATA PENULIS

Penulis bernama Mukhammad Daniyal Effendi, kelahiran 3 Desember 1997 di Pasuruan. Meskipun lahir di Pasuruan, penulis tinggal di Malang sejak kecil. Penulis merupakan anak kedua dari dua bersudara. Penulis menempuh pendidikan di SDI Sabilillah Malang, SMPN 3 Malang, dan SMAN 3 Malang. Pendidikan sarjana ditempuh di Departemen Teknik Fisika Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS) Surabaya melalui jalur tes masuk Seleksi Bersama Masuk Perguruan Tinggi (SBMPTN) atau jalur tes tulis pada tahun 2016. Selama menjalani dunia perkuliahan penulis ikut aktif berorganisasi dengan menjadi staff Olahraga dan Kesehatan (ORKES) di Himpunan Mahasiswa Teknik Fisika (HMTF) pada kepengurusan 2017-2018. Pada kepengurusan selanjutnya, penulis menjadi Wakil Ketua Himpunan HMTF ITS masa kepengurusan 2018-2019. Penulis pernah melakukan internship di PT Petrokimia Gresik, Indonesia selama satu bulan. Penulis memiliki ketertarikan pada bidang instrumentasi, kontrol dan proses. Penulis dapat dihubungi melalui email mde.daniyal@gmail.com.