



TUGAS AKHIR - TF 181801

**DESAIN *PLANTWIDE CONTROL* (PWC) PADA
*PETROLEUM REFINING PROCESS***

INTAN PARLIANI PUTRI
NRP. 0231154000064

Dosen Pembimbing :
Totok Ruki Biyanto, Ph.D.

DEPARTEMEN TEKNIK FISIKA
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya
2019

Halaman ini sengaja dikosongkan



FINAL PROJECT - TF 181801

***PLANTWIDE CONTROL DESIGN FOR
PETROLEUM REFINING PROCESS***

*INTAN PARLIANI PUTRI
NRP. 0231154000064*

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

*DEPARTMENT OF ENGINEERING PHYSICS
Faculty of Industrial Technology
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya
2019*

Halaman ini sengaja dikosongkan

PERNYATAAN BEBAS PLAGIARISME

Saya yang bertanda tangan di bawah ini

Nama : Intan Parlioni Putri
NRP : 0231154000064
Departemen / Prodi : Teknik Fisika/ S1 Teknik Fisika
Fakultas : Fakultas Teknologi Industri
Perguruan Tinggi : Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Dengan ini menyatakan bahwa tugas akhir dengan judul "*Desain Plantwide Control pada Petroleum Refining Process*" 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 sebenar-benarnya.

Surabaya, 29 Juli 2019
Yang membuat pernyataan,



Intan Parlioni Putri

Halaman ini sengaja dikosongkan

**LEMBAR PENGESAHAN
TUGAS AKHIR**

**DESAIN PLANTWIDE CONTROL PADA PETROLEUM
REFINING PROCESS**

Oleh:

Intan Parliani Putri
NRP 0231154000064

Surabaya, 28 Juli 2019

**Menyetujui,
Dosen Pembimbing**



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

**Mengetahui,
Kepala Departemen
Teknik Fisika FTI-ITS**



Agus Muhammad Hatta, S.T., M.Si, Ph.D
NIPN. 19780902 200312 1 002
TEKNIK FISIKA

Halaman ini sengaja dikosongkan

LEMBAR PENGESAHAN
**DESAIN PLANTWIDE CONTROL PADA PETROLEUM
REFINING PROCESS**





TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
pada
Bidang Studi Rekayasa Instrumentasi
Program Studi S-1 Departemen Teknik Fisika
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:

Intan Parliani Putri
NRP. 0231154000064

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

- | | | |
|---------------------------------|---|-----------------|
| 1. Totok Ruki Biyanto, Ph.D |  | (Pembimbing) |
| 2. Hendra Cordova, ST., MT. |  | (Ketua Penguji) |
| 3. Harsono Hadi, Ph.D |  | (Penguji 1) |
| 4. Erna Septyaningrum, ST., MT. |  | (Penguji 2) |

SURABAYA
JULI, 2019



Halaman ini sengaja dikosongkan

ABSTRAK
**DESAIN PLANTWIDE CONTROL PADA PETROLEUM
REFINING PROCESS**

Nama : Intan Parliani Putri
NRP : 0231154000064
Departemen : Teknik Fisika FTI-ITS
Dosen Pembimbing : Totok Ruki Biyanto, Ph.D.

Kebutuhan manusia akan energi tidak pernah habis, bahkan meningkat seiring dengan perkembangan zaman. Sumber energi di Indonesia masih didominasi oleh sumber energi fosil yaitu minyak bumi, batu bara, dan gas alam. BBM atau Bahan Bakar Minyak merupakan salah satu produk dari minyak bumi yang menjadi salah satu bahan bakar utama dipakai di Indonesia. Menurut data Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral, konsumsi BBM selalu mengalami peningkatan setiap tahunnya. Konsumsi BBM yang terus meningkat ini tidak diimbangi dengan adanya produksi minyak nasional yang juga meningkat. Untuk mengatasi permasalahan tersebut tentu dibutuhkan pengendalian proses *plant* yang kompleks. Perancangan desain *plantwide control* (PWC) pada *Petroleum Refining Process* berhasil menyelesaikan permasalahan tersebut, terbukti dengan adanya produk yang meningkat, penghematan energi, serta dilihat dari kestabilan respon yang ada. Selain itu karena adanya *material recycle* dan integrasi panas, metode PWC sangat cocok untuk diterapkan pada *plant* ini. Penelitian ini menggabungkan PWC milik Luyben dan Skogestad menjadi tujuh langkah yaitu penentuan fungsi objektif, identifikasi DOF (*Degree of Freedom*), penentuan laju produksi, penentuan variabel ekonomi, penambahan pengendali *feedforward*, penambahan pengendali *supervisory*, dan optimisasi. Penerapan PWC pada *Petroleum Refining Process* pada kenaikan *feed* 5% meningkatkan laju produksi hingga 5,43 kg/h dan 1,59 kg/h pada penurunan *feed* 5%. Penghematan energi dan peningkatan laju produksi mampu meningkatkan profit hingga 5,58 U\$/h dengan metode PWC dibandingkan dengan

menggunakan strategi kontrol PID biasa. Penerapan PWC juga dapat menghasilkan respon sistem yang stabil saat dilakukan uji gangguan dibuktikan dengan *settling time* dan *overshoot* yang menurun serta hilangnya eror *steady state*.

Kata Kunci : *Plantwide Control, Petroleum Refining Process*

ABSTRACT
**PLANTWIDE CONTROL DESIGN FOR PETROLEUM
REFINING PROCESS**

Name : *Intan Parliani Putri*
NRP : *0231154000064*
Department : *Engineering Physics FTI-ITS*
Supervisor : *Totok Ruki Biyanto, Ph.D.*

Energy sources in Indonesia are still dominated by fossil energy sources, namely oil, coal, and natural gas. BBM or Oil Fuel is one product of petroleum which is one of the main fuels used in Indonesia. According to data the Ministry of Energi dan Sumber Daya Mineral, fuel consumption always increases every year. This continued increase in fuel consumption is not offset by the increase in national oil production. To overcome these problems, it is certainly necessary to control the complex plant process. Plantwide control (PWC) design in Petroleum Refining Process successfully resolves these problems, as evidenced by the presence of increased products, energy savings, and the stability of the existing responses. Besides that due to the presence of recycle material and heat integration, the PWC method is very suitable to be applied to this plant. This study combines Luyben's method and Skogestad's into seven steps, determining objective functions, identifying DOF (Degree of Freedom), determining the rate of production, determining economic variables, adding feedforward controllers, adding supervisory controllers, and optimizing. The application of the PWC to the Petroleum Refining Process at a 5% increase in feed increases the production rate to 5.43 kg/h and 1.59 kg/h at a 5% decrease in feed. Energy savings and increased production rates can increase profits to 5.58 U\$/h using the PWC method compared to using the usual PID control strategy. The application of PWC can also produce a stable system response when a disturbance test is carried out as evidenced by decreased settling time, maximum overshoot and steady state error loss.

Keywords : *Plantwide Control, Petroleum Refining Process*

Halaman ini sengaja dikosongkan

KATA PENGANTAR

Puji syukur atas kehadiran 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 PADA PETROLEUM REFINING PROCESS**.

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. Kedua orang tua serta keluarga atas segala kasih sayang dan doa serta dukungan moril dan materiil yang telah diberikan.
2. Bapak Totok Ruki Biyanto, Ph.D. selaku Dosen Pembimbing, Dosen Wali, dan Kepala Laboratorium Rekayasa Instrumentasi dan Kontrol yang telah memberikan ilmu, petunjuk, nasihat, serta inspirasi yang dapat menjadi bekal dalam perjalanan hidup kedepannya.
3. Bapak Agus Muhamad Hatta, S.T, M.Si, Ph.D selaku Ketua Departemen Teknik Fisika yang telah memberikan ilmu, bimbingan, serta fasilitas selama menempuh pendidikan di Teknik Fisika.
4. Teman-teman dekat seperti Alif, Bella, Aditya, Iqbal, Nanda, Hilya, dan semua yang tidak dapat disebutkan satu persatu atas dukungan, doa serta pembelajaran yang didapat selama di kuliah ini.
5. Seluruh teman-teman asisten Laboratorium Rekayasa Instrumentasi dan Kontrol Adelia, Deden, Okky, Andro, Fandi, Vivin, Gideon, dan Thareq atas semua ilmu dan pengalaman-pengalaman selama menjadi asisten Laboraturium Rekayasa Instrumentasi dan Kontrol.
6. Teman-teman satu angkatan *Transcendent Frontier*, teman-teman seperjuangan TA, Mbak Safira, Kabinet

Beraksi HMTF ITS 17/18 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. Seluruh dosen, karyawan dan civitas akademik Teknik Fisika FTI-ITS, terima kasih atas segala bantuan dan kerjasamanya.
8. 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, 28 Juli 2019

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL.....	i
HALAMAN JUDUL.....	iii
PERNYATAAN BEBAS PLAGIASME.....	v
LEMBAR PENGESAHAN.....	vii
LEMBAR PENGESAHAN.....	Error! Bookmark not defined.
ABSTRAK.....	xi
<i>ABSTRACT</i>	xiii
KATA PENGANTAR.....	xv
DAFTAR ISI.....	xvii
DAFTAR GAMBAR.....	xix
DAFTAR TABEL.....	xxi
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Rumusan Masalah.....	2
1.3 Tujuan.....	3
1.4 Lingkup Kerja.....	3
1.5 Sistematika Laporan.....	3
BAB II TINJAUAN PUSTAKA.....	5
2.1 Kolom Distilasi.....	5
2.2 <i>Petroleum Refining Process</i>	10
2.3 <i>Equation of State</i> : Peng Robinson.....	12
2.4 <i>Degrees of Freedom (DOF)</i>	13
2.5 <i>First Order Plus Death Time (FOPDT)</i>	14
2.6 Pengendali <i>Feedforward</i>	15
2.7 Analisis Performansi Pengendali.....	17
2.8 <i>Plantwide Control (PWC)</i>	18
BAB III METODOLOGI.....	23
3.1 Pengumpulan Data Komponen pada <i>Petroleum Refining Process</i>	24
3.2 Pemodelan Proses pada <i>Petroleum Refining Process</i> ..	25
3.3 Validasi Proses.....	27
3.4 Perancangan <i>Plantwide Control (PWC)</i>	29
3.5 Pengujian Performansi dan Analisis.....	35

BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN.....	37
4.1 Analisis Hasil Perancangan PWC.....	37
4.2 Analisis Hasil Optimisasi.....	38
4.3 Analisis Pengujian Performansi Sistem	40
4.4 Pembahasan	43
BAB V KESIMPULAN DAN SARAN	45
5.1 Kesimpulan	45
5.2 Saran	45
DAFTAR PUSTAKA	47
LAMPIRAN.....	49

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2. 1 Bagian-bagian kolom distilasi	7
Gambar 2. 2 Keseimbangan massa pada kondensor dan <i>reflux drum</i>	9
Gambar 2. 3 Keseimbangan massa pada <i>reboiler</i> dan <i>base</i> kolom	9
Gambar 2. 4 Skema <i>Petroleum Refining Process</i>	11
Gambar 2. 5 Skema <i>Crude Distillation Unit</i>	11
Gambar 2. 6 Grafik respon sistem.....	14
Gambar 2. 7 Respon pengendali.....	17
Gambar 2. 8 Interpretasi IAE pada (a) uji <i>disturbance</i> , dan (b) uji <i>set point</i>	18
Gambar 3. 1 Diagram Alir Penelitian.....	23
Gambar 3. 2 PFD pada <i>Petroleum Refining Process</i>	25
Gambar 3. 3 Lokasi peletakan TPM.....	32
Gambar 3. 4 Pemasangan MPC.....	34
Gambar 4. 1 Uji <i>set point</i> naik 5% pada <i>Feed</i> awal	37
Gambar 4. 2 Uji <i>set point</i> turun 5% pada <i>Feed</i> awal.....	38
Gambar 4. 3 Uji Gangguan Naik 5%.....	40
Gambar 4. 4 Uji Gangguan Turun 5%.....	40
Gambar 4. 5 Perbandingan Respon Uji Gangguan saat <i>feed naik</i> 5%.....	41
Gambar 4. 6 Perbandingan respon uji gangguan saat <i>feed</i> turun 5%.....	42
Gambar A. 1 Respon Uji <i>Open Loop</i> FIC <i>Feed</i> Awal	49
Gambar A. 2 Validasi Uji <i>Open Loop</i>	49
Gambar A. 3 Respon Uji <i>Disturbance</i> FIC <i>Feed</i> Awal.....	50
Gambar A. 4 <i>Petroleum Refining Process</i> pada kondisi desain ..	53
Gambar A. 5 Desain pada Kolom Distilasi	54
Gambar A. 6 Desain dengan <i>feedforward</i>	55
Gambar A. 7 Desain PWC	56

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR TABEL

Tabel 3. 1 Properti pada <i>Petroleum Refining Process</i>	24
Tabel 3. 2 Validasi Proses pada <i>Petroleum Refining Process</i>	27
Tabel 3. 3 Hasil Perhitungan CDOF	30
Tabel 3. 4 Hasil Perhitungan <i>Nrestraining</i>	30
Tabel 3. 5 Sistem Kontrol pada Kondisi Desain	31
Tabel 3. 6 Parameter Pengendali <i>Feedforward</i>	33
Tabel 3. 7 Gangguan pada umpan	35
Tabel 4. 1 Perbandingan strategi kontrol pada laju aliran produk	39
Tabel 4. 2 Perbandingan penggunaan energi.....	39
Tabel 4. 3 Perbandingan perhitungan biaya	39
Tabel 4. 4 Perbandingan karakteristik respon saat <i>feed</i> naik 5%	41
Tabel 4. 5 Perbandingan karakteristik respon saat <i>feed</i> turun 5%	42
Tabel 4. 6 Nilai IAE pada uji gangguan naik 5%	42
Tabel 4. 7 Nilai IAE pada uji gangguan turun 5%	43
Tabel A. 1 Perhitungan <i>Gain Feedforward</i>	50

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Kebutuhan manusia akan energi tidak pernah habis, bahkan meningkat seiring dengan perkembangan zaman. Sumber energi di Indonesia masih didominasi oleh sumber energi fosil yaitu minyak bumi, batu bara, dan gas alam. Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral mencatat bahwa energi fosil masih mendominasi dalam konsumsi energi primer, dimana konsumsi minyak bumi yaitu 88 juta TOE (*Tonne of Oil Equivalent*) atau 41,0% dari total konsumsi energi nasional, diikuti batubara 69 juta TOE atau 32,3%, gas 42 juta TOE atau 19,7%. Cadangan minyak bumi nasional per 1 Januari 2014, baik berupa cadangan terbukti maupun cadangan potensial mengalami penurunan 2,3% jika dibandingkan tahun sebelumnya. Perkembangan produksi minyak bumi selama 10 tahun terakhir menunjukkan kecenderungan menurun, yaitu dari 386,48 juta barel atau sekitar 1 juta barel per hari pada tahun 2005 dan menjadi sekitar 287,90 juta barel (sekitar 800 ribu barel per hari) pada tahun 2014[1]. BBM atau Bahan Bakar Minyak merupakan salah satu produk dari minyak yang menjadi salah satu bahan bakar utama yang banyak dipakai di Indonesia. Menurut data Kementerian ESDM, konsumsi BBM selalu mengalami peningkatan setiap tahunnya. Pada 2015 permintaan akan BBM yaitu sebesar 67 juta kiloliter, pada 2016 sebesar 68 juta kiloliter, dan tahun 2017 mencapai 70 juta kiloliter[2]. Konsumsi BBM yang terus meningkat ini tidak diimbangi dengan adanya produksi minyak nasional yang juga meningkat.

Beberapa solusi yang ditawarkan selain terus mencari kilang minyak baru, yaitu dengan lebih mengoptimalkan produksi minyak pada *Petroleum Refining Process*. Sub unit pertama pada *Petroleum Refining Process* yaitu *Crude Distillation Units* (CDU). CDU akan memisahkan campuran menjadi beberapa fraksi seperti nafta, minyak tanah, minyak solar dan gas[3]. Pentingnya fungsi dari *Crude Distillation Unit* (CDU) sendiri membuat banyak orang meneliti seperti Serdar Kemologlu yang meneliti tentang *Model Predictive Control* (MPC) pada *Crude Distillation Unit* (CDU)[4],

Massimiliano Errico yang menganalisa tentang penghematan energi pada *Crude Distillation Unit* (CDU) dengan implementasi *preflash*[5], dan M.A. Wahid yang meneliti tentang peningkatan performansi dari CDU[6].

Plantwide Control (PWC) melibatkan satu atau beberapa sistem dan strategi yang digunakan untuk mengendalikan plant, dimana pada plant tersebut terdapat unit operasi yang saling berhubungan. Tiga jenis unit operasi yang biasa menjadi permasalahan pada suatu plant sehingga dibutuhkan PWC antara lain adalah adanya material *recycle*, integrasi panas dan komponen kimia yang beragam. Adapun tujuan dari PWC sendiri antara lain adalah mencapai kondisi operasi yang aman dan lancar, mampu mempertahankan kualitas produk dengan adanya gangguan, mampu beroperasi secara otomatis sepanjang waktu tanpa perlu perhatian lebih dari operator, memenuhi batasan-batasan lingkungan seperti emisi gas berbahaya dan sebagainya. PWC merupakan sistem pengendalian plant secara keseluruhan. Sistem ini telah banyak dikembangkan secara sistematis, antara lain oleh Luyben dan Skogestad. Metode yang dimiliki Luyben terdiri dari sembilan langkah, namun dalam langkah-langkah tersebut belum ada yang mengevaluasi dari segi ekonomis. Sehingga Skogestad hadir untuk menyempurnakan metode desain PWC milik Luyben dengan membaginya menjadi langkah top-down dan bottom-up[7]. Penelitian ini menggabungkan PWC milik Luyben dan Skogestad menjadi tujuh langkah yaitu penentuan fungsi objektif, identifikasi DOF (*Degree of Freedom*), penentuan laju produksi, penentuan variabel ekonomi, penambahan pengendali *feedforward*, penambahan pengendali *supervisory*, dan optimisasi. Harapannya perancangan PWC ini dapat diterapkan pada *Petroleum Refining Process* agar dapat mengoptimalisasi penggunaan energi, efisiensi produk, hingga segi ekonomi.

1.2 Rumusan Masalah

Permasalahan penelitian yang diangkat dalam pengerjaan tugas akhir ini adalah sebagai berikut.

1. Perlunya perancangan *plantwide control* pada *Petroleum Refining Process*.
2. Perlunya penerapan *plantwide control* pada *Petroleum Refining Process* dalam segi penggunaan energi, efisiensi produksi, dan segi ekonomi.
3. Perlunya analisis dampak penerapan *plantwide control* pada *Petroleum Refining Process* dalam segi kestabilan respon akibat adanya gangguan.

1.3 Tujuan

Tujuan penelitian yang ingin dicapai dalam pengerjaan tugas akhir ini adalah sebagai berikut.

1. Melakukan perancangan *plantwide control* pada *Petroleum Refining Process*.
2. Mengetahui dampak penerapan *plantwide control* pada *Petroleum Refining Process* dalam segi penggunaan energi, efisiensi produksi, dan segi ekonomi.
3. Mengetahui dampak penerapan *plantwide control* pada *Petroleum Refining Process* dalam segi kestabilan respon akibat adanya gangguan.

1.4 Lingkup Kerja

Lingkup kerja dalam tugas akhir ini yang pertama yaitu pengumpulan data-data yang diperlukan seperti PFD, P&ID, *Assay Manager*, serta datasheet tiap instrumen maupun *equipment* yang ada. Setelah data-data tersebut terkumpul, dibuatlah simulasi pemodelan pada software HYSYS. Pemodelan dibuat semirip mungkin dengan plant sesungguhnya. Setelah dibuat pemodelannya, dibuatlah strategi kontrol menggunakan metode *plantwide control*. Pada tahap akhir pengerjaan akan dilakukan uji performansi kestabilan sistem akibat adanya uji gangguan yang dilakukan.

1.5 Sistematika Laporan

Sistematika penulisan laporan tugas akhir adalah sebagai berikut.

BAB I Pendahuluan

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

BAB II Teori Penunjang

Bab II ini dibahas mengenai teori-teori yang berkaitan dengan penelitian yang akan dilakukan, seperti

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

BAB V Kesimpulan dan Saran

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

BAB II TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Kolom Distilasi

Distilasi adalah unit operasi utama dalam proses pemisahan dan pemurnian pada industri minyak dan gas. Prinsip pemisahan komposisi yang terjadi pada kolom distilasi adalah berdasarkan perbedaan volatilitas[8]. Pemisahan yang berlangsung disebabkan panas yang ditambahkan ke *reboiler* menyebabkan aliran uap yang di produksi di *reboiler* naik melalui kolom dan mengalami kontak dengan aliran cairan dari umpan dan kondensor yang mengalir ke bawah kolom.

Kolom distilasi mengkonsumsi sejumlah energi yang besar. Kebutuhan energi yang digunakan untuk pendinginan dan pemanasan pada kolom distilasi bisa mencapai 40% dari total energi yang dibutuhkan pada sebuah *plant*. Energi untuk mengubah campuran fluida dengan fase cair ke uap dan mengubah uap kembali menjadi cair pada kondensor. Dengan kebutuhan energi sebesar itu, menyebabkan biaya produksi yang digunakan pada kolom distilasi besar.

Kolom distilasi merupakan sistem dengan kompleksitas yang tinggi karena merupakan salah satu sistem yang nonlinear dan memiliki banyak interaksi multivariabel dalam prosesnya. Mulai dari tekanan, yang apabila terjadi pengurangan akan menyebabkan gangguan pada proses penguapan sedangkan jika terjadi kelebihan akan menyebabkan gangguan pada proses kondensasi[9]. Temperatur pada kolom distilasi akan memengaruhi komposisi secara langsung. Penggunaan energi yang begitu besar membutuhkan adanya kenaikan efisiensi dalam prosesnya. Selain itu perubahan laju aliran umpan (*feed*) yang terjadi pada kolom distilasi juga dapat mengganggu kualitas atau komposisi produk yang merupakan prioritas utama yang harus dicapai dan dipertahankan melalui pengendali proses.

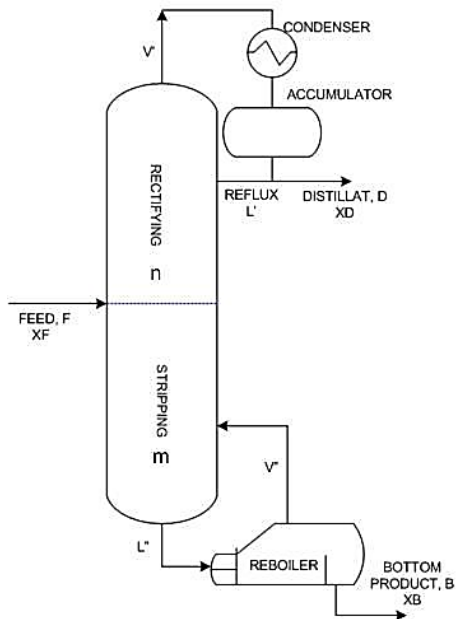
Aliran umpan yang memiliki fraksi yang lebih ringan akan mengalir ke atas karena memiliki volatilitas yang lebih rendah. Gas yang mengalir keluar kolom atas (*top stage*) masuk ke dalam

kondensor untuk didinginkan sehingga berubah fasa menjadi cair (*liquid*). Cairan yang terkondensasi disimpan pada *reflux drum*. Sebagian dari cairan ini ada yang diumpankan balikkan ke bagian atas kolom dan ada pula yang dikeluarkan sebagai produk. Cairan yang diumpankan balikkan disebut sebagai refluks (*reflux*). Sistem refluks dibutuhkan untuk mempertahankan kualitas distilat produk dengan mengubah kembali cairan menjadi uap (*vapour*). Sedangkan aliran umpan yang memiliki fraksi lebih berat akan mengalir ke bagian bawah kolom yang selanjutnya dikumpulkan pada *reboiler*. Panas ditambahkan pada *reboiler* digunakan untuk menguapkan kembali komposisi dengan volatilitas rendah yang tidak teruapkan. Uap yang dihasilkan *reboiler* diumpankan kembali ke bagian bawah kolom. Sedangkan cairan yang dikeluarkan *reboiler* berupa naphta disebut sebagai produk bawah (*bottom product*).

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

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

Berikut merupakan gambaran sederhana dari kolom distilasi.



Gambar 2. 1 Bagian-bagian kolom distilasi [9]

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

dimana:

F = laju aliran umpan

D = laju aliran distilat

B = laju aliran produk bawah

dengan kesetimbangan massa komponen kolom distilasi sebagai berikut:

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

dimana:

X_F = fraksi umpan

X_D = fraksi distilat

X_B = fraksi produk bawah

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

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

dimana:

V_T = laju aliran uap keluaran kolom atas

L = laju aliran refluks

Dan kesetimbangan massa komponen pada kondensor dirumuskan sebagai berikut:

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

dimana X_{V_T} merupakan fraksi dari uap keluaran kolom distilasi.

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

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

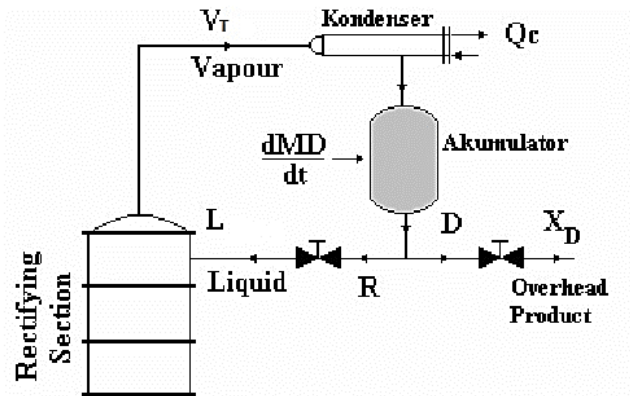
dimana:

h_{V_T} = entalpi pada uap keluaran kolom atas

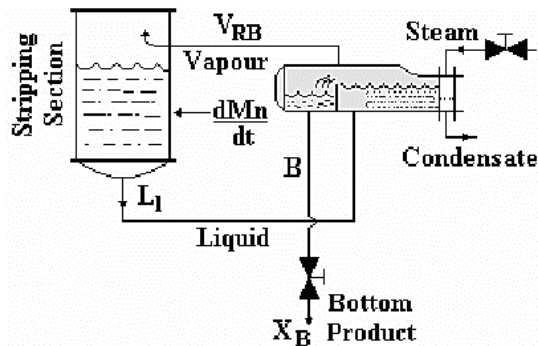
h_D = entalpi pada distilat

h_L = entalpi pada refluks

Q_C = laju aliran panas kondensor



Gambar 2. 2 Kestimbangan massa pada kondenser dan *reflux drum* [9]



Gambar 2. 3 Kestimbangan massa pada *reboiler* dan *base kolom* [9]

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

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

dimana:

L_1 = laju aliran keluaran kolom bawah

V_{RB} = laju aliran *steam reboiler*

dengan kesetimbangan massa komponen sebagai berikut:

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

dimana:

X_1 = fraksi keluaran *bottom stage* kolom

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

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

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

dimana:

h_1 = entalpi keluaran kolom bawah

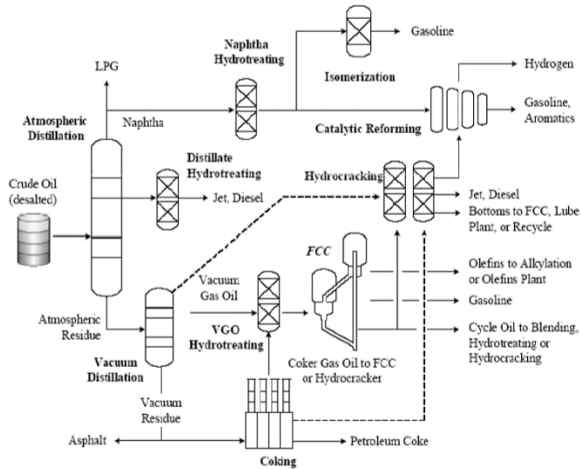
h_{RB} = entalpi *steam reboiler*

h_B = entalpi produk bawah

Q_B = laju aliran panas pada *reboiler*.

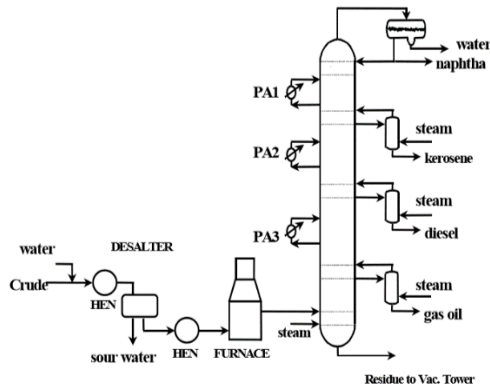
2.2 Petroleum Refining Process

Petroleum Refining Process merupakan proses pengolahan minyak pada umumnya. *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. 4 Skema *Petroleum Refining Process*

Crude Distillation Unit adalah unit pertama yang memroses minyak bumi di setiap kilang. Tujuannya yaitu untuk memisahkan campuran menjadi beberapa fraksi seperti nafta, minyak tanah, minyak solar dan gas. Diagram skematik dari unit fraksinasi minyak atmosferic ditunjukkan pada gambar berikut.



Gambar 2. 5 Skema *Crude Distillation Unit*

Crude Oil mengandung garam yang bisa berbahaya bagi peralatan *downstream* dan harus dibuang. Untuk menghilangkan garam, air dicampur dengan minyak mentah dan biasanya dipanaskan hingga suhu antara sekitar 215°F hingga 280°F dan dibiarkan terpisah di desalter. Minyak mentah hasil desalted memasuki heat exchanger yang lain. Kedua heat exchanger menggunakan uap kondensor kolom utama, aliran pompa-sekitar, dan produk yang perlu didinginkan. Kemudian, minyak mentah dipanaskan memasuki tungku, dan dipanaskan sampai sekitar 340-372°C (644-700°F).

Beberapa desain dan konfigurasi yang berbeda untuk heat exchanger dalam unit distilasi minyak mentah konvensional dimungkinkan. Pada beberapa unit penyulingan minyak, minyak gas tidak diproduksi dan malah menjadi bagian dari residu. Selanjutnya, dalam unit di mana minyak gas tidak diproduksi, diesel dapat lebih lanjut dipisahkan menjadi diesel berat dan ringan.

Minyak mentah yang keluar dari bagian atas menara atmosfer masih mengandung sejumlah besar minyak berharga. Minyak ini tidak dapat didistilasi pada tekanan atmosfer karena suhu yang dibutuhkan akan sangat tinggi sehingga terjadi retakan termal yang parah. Unit ini tidak memiliki kondensor dan tidak memiliki stripper. Namun, stripper digunakan dalam kasus-kasus tertentu, seperti produksi minyak pelumas[3].

2.3 Equation of State: Peng Robinson

Equation of state atau persamaan keadaan adalah persamaan termodinamika yang menggambarkan keadaan materi di bawah keadaan fisik yang ada. Persamaan ini merupakan persamaan konstitutif yang menyediakan hubungan matematis antara dua atau lebih fungsi keadaan terkait dengan zat atau unsur, seperti suhu, tekanan, volume, atau energi internal. Persamaan keadaan berguna untuk mengkorelasikan kepadatan gas dan cairan dengan suhu dan tekanan.

Terdapat beberapa macam *equation of state* salah satunya yaitu *Peng-Robinson equation of state* yang dinyatakan dalam rumus di bawah ini:

$$P = \frac{RT}{Vm-b} - \frac{a\alpha}{Vm^2+2bVm-b^2} \quad (2.13)$$

$$\alpha = 0,45724 \frac{R^2 T c^2}{P_c} \quad (2.14)$$

$$b = 0,07780 \frac{RTc}{P_c} \quad (2.15)$$

$$k = 0,37464 + 1,5422\omega - 0,26922\omega^2 \quad (2.16)$$

2.4 Degrees of Freedom (DOF)

Pada prinsipnya, semua sistem yang ada dapat dipresentasikan melalui persamaan matematika yang terdiri dari 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 (2.13)

$$\text{DOF} = \text{Jumlah variabel} - \text{Jumlah persamaan independen} \quad (2.13)$$

Suatu pemodelan dapat dijalankan apabila jumlah DOF adalah nol. Apabila DOF bernilai lebih dari nol maka terdapat lebih banyak variabel yang tidak diketahui daripada persamaan yang independen. Terdapat banyak penyelesaian untuk kasus ini, salah satunya dengan melakukan optimasi pada performansi sistem. Namun apabila jumlah DOF dibawah nol, maka lebih banyak persamaan independen dibandingkan jumlah variabel. Pada kasus ini, pemodelan tidak akan dapat diselesaikan [10].

Dalam mendesain struktur kontrol, analisis DOF dikenal sebagai *control degrees of freedom* (CDOF). Pada pengertiannya, CDOF merupakan jumlah maksimum dari variabel yang dapat dimanipulasi untuk mendesain struktur kontrol. Persamaan CDOF yang dikembangkan oleh Konda dituliskan pada Persamaan (2.14) sebagai berikut.

$$CDOF = N_{streams} - \sum_1^{\text{all the units}} (N_{restraining}) - N_{redundant} \quad (2.14)$$

dimana :

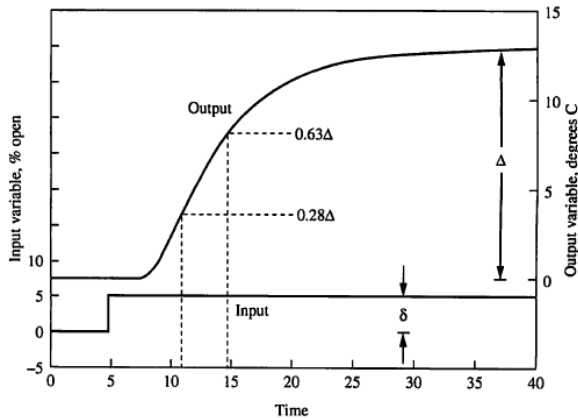
$N_{streams}$: Jumlah stream yang ada pada proses

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

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

2.5 First Order Plus Death Time (FOPDT)

Sistem dinamik dari proses industri dapat dimodelkan dengan fungsi transfer FOPDT (*first order plus death time*). FOPDT didapatkan dari melakukan uji *open loop* sehingga akan didapatkan grafik respon orde satu pada Gambar 2.7 sebagai berikut.



Gambar 2. 6 Grafik respon system [11]

Dari grafik respon sistem pada gambar 2.7, maka akan didapatkan fungsi transfer FOPDT pada persamaan (2.15) sebagai berikut [12]:

$$G(s) = \frac{K e^{-\theta s}}{\tau s + 1} \quad (2.15)$$

K merupakan *gain* sistem yang diperoleh dari perbandingan perubahan proses variabel yang diukur dan sinyal *output* dari *controller* dengan rumus matematis pada Persamaan (2.16).

$$K = \frac{\Delta}{\delta} = \frac{\Delta \text{Process Variable}}{\Delta \text{Manipulated Variable}} \quad (2.16)$$

Untuk τ (*time constant*) didapatkan dari Persamaan (2.17) sebagai berikut.

$$\tau = 1,5 (t_{63\%} - t_{28\%}) \quad (2.17)$$

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 (2.18) berikut.

$$\theta = t_{63\%} - \tau \quad (2.18)$$

Dengan menggunakan persamaan tersebut yang didapatkan dari grafik respon sistem, maka akan didapatkan fungsi transfer FOPDT sebagai pemodelan dari *plant*. Pada tugas akhir ini menggunakan persamaan FOPDT sebagai pemodelan dari *Petroleum Refining Process*.

2.6 Pengendali Feedforward

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

feedforward akan memberikan sinyal kepada aktuator agar dapat menyesuaikan terhadap gangguan [11].

Agar dapat mengindikasikan adanya gangguan yang akan terjadi, maka pada perancangan pengendali *feedforward* harus mempertimbangkan karakteristik *plant*, beserta dampak adanya gangguan terhadap *plant* tersebut. Untuk itu, diberikan pemodelan untuk pengendali *feedforward* pada Persamaan (2.19) sebagai berikut.

$$G_{ff}(s) = -\frac{G_d(s)}{G_p(s)} \quad (2.19)$$

dimana:

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

$G_d(s)$: Pemodelan *disturbance*

$G_p(s)$: Pemodelan *plant*

Untuk mendapatkan pemodelan *disturbance* dan pemodelan *plant*, jika digunakan persamaan FOPDT maka akan mendapatkan Persamaan (2.20-2.21) sebagai berikut.

$$G_p(s) = \frac{K_p \cdot e^{-\theta_p s}}{\tau_p s + 1} \quad (2.20)$$

$$G_d(s) = \frac{K_d \cdot e^{-\theta_d s}}{\tau_d s + 1} \quad (2.21)$$

Jika persamaan (2.20-2.21) disubstitusikan pada persamaan (2.19), maka akan didapatkan Persamaan (2.22) yang merupakan pemodelan *feedforward*.

$$G_{ff}(s) = -\frac{G_d(s)}{G_p(s)} = K_{ff} \left(\frac{T_{ld}s + 1}{T_{lg}s + 1} \right) e^{-\theta_{ff}s} \quad (2.22)$$

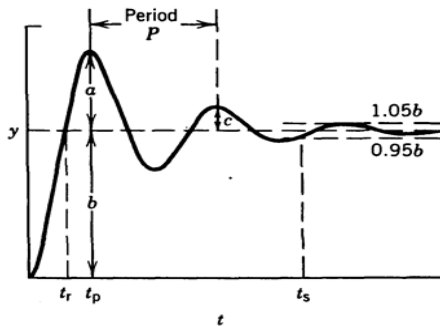
dimana :

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

$$\begin{aligned}\theta_{ff} &= \theta_d - \theta_p & : \text{Feedforward controller dead time} \\ T_{ld} &= \tau_p & : \text{Feedforward controller lead time} \\ T_{lg} &= \tau_d & : \text{Feedforward controller lag time}\end{aligned}$$

2.7 Analisis Performansi Pengendali

Analisis performansi pengendali merupakan analisis yang dapat dilakukan secara kuantitatif dan kualitatif pada hasil respon sistem dari pengendali. Analisis kuantitatif dapat dilakukan dengan minimal mencari tiga karakteristik antara lain *maximum overshoot*, *settling time* dan eror *steady state*. Sedangkan analisis kualitatif dengan mencari nilai *Integral Absolute Error* (IAE) Pada Gambar 2.8 ditunjukkan parameter-parameter yang digunakan dalam melakukan analisis performansi pengendali.



Gambar 2.7 Respon pengendali

Berdasarkan Gambar 2.8 di atas, parameter yang dibutuhkan dalam melakukan analisa performansi pengendali antara lain:

- Nilai *settling time* (t_s), waktu saat *output* proses mencapai lebar pita $\pm 5\%$ dari perubahan total *output* proses.
- Maximum overshoot* (M_p), dengan perhitungan nilai menggunakan Persamaan (2.23) sebagai berikut.

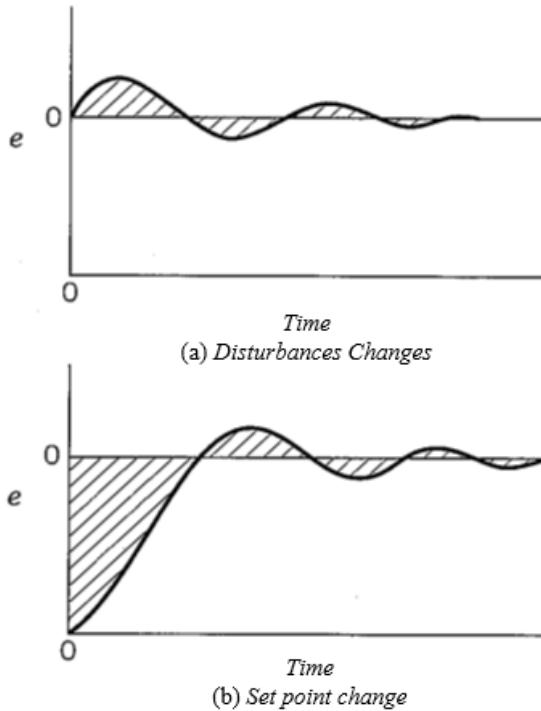
$$M_p = \frac{a}{b} \times 100\% \quad (2.23)$$

- Eror *steady state* (E_{ss}), dengan mengitung selisih *output* dengan *set point* pada saat keadaan *steady state* atau tunak.

- d. Nilai IAE adalah penjumlahan nilai *absolute error* dari *output* proses, nilai IAE di interpretasikan pada area yang diarsir seperti pada Gambar 2.9. Nilai IAE dihitung seperti pada persamaan (2.24) berikut.

$$IAE = \int_0^{\infty} |e(t)| dt \quad (2.24)$$

Ilustrasi perhitungan IAE akan dijelaskan pada Gambar 2.9 berikut.



Gambar 2. 8 Interpretasi IAE pada (a) uji *disturbance*, dan (b) uji *set point*

2.8 Plantwide Control (PWC)

PWC merupakan suatu metode pengendalian *plant* secara luas. Metode ini membahas mengenai bagaimana meletakkan sensor dan aktuator serta cara menggabungkannya dengan tepat.

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

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

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

Prosedur PWC karya Luyben terdiri atas sembilan langkah. Berikut adalah langkah-langkah penerapan PWC karya Luyben [13].

1. Menentukan desain kondisi *steady state* dan kontrol dinamik untuk fungsi objektif untuk proses.
2. Menentukan derajat kebebasan atau *degrees of freedom* (DOF)

3. Menentukan manajemen energi pada sistem, memastikan tidak ada energi yang dibuang.
4. Menentukan jumlah produksi yang akan dilakukan.
5. Memilih pengendalian kualitas dan batas-batas keselamatan dan operasional
6. Memilih struktur pengendalian yang sifatnya *inventory*.
7. Memeriksa kesetimbangan komponen.
8. Memilih struktur kontrol pengendalian pada setiap *loop*.
9. Memilih struktur optimisasi atau tingkatkan keterkendalian

Berikut adalah prosedur PWC karya Skogestad. Dimana, langkah-langkah penerapannya terbagi menjadi dua bagian utama yaitu *top-down* dan *bottom-up*. *Top-down* adalah metode yang digunakan untuk mengoptimasi proses demi tujuan meningkatkan profit atau menurunkan *cost*. Sedangkan *bottom-up* adalah metode untuk mempertahankan stabilitas dari sistem.

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

Berikut ini adalah langkah-langkah penerapan PWC karya Skogestad [14].

Analisa *Top-Down*

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

Analisa Bottom-up

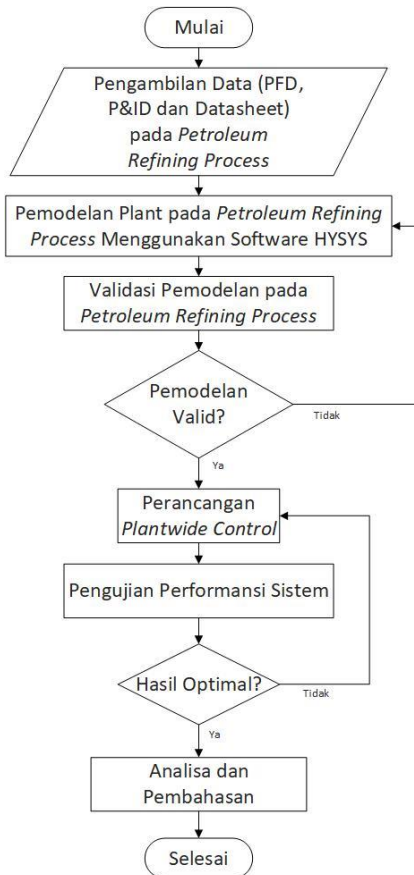
1. Memilih struktur pada tingkat pengendalian *regulatory* dengan menentukan variabel kendali kedua (*Controlled Variable 2 atau CV2*) yang fokus pada stabilisasi proses dan juga pemilihan pasangan variabel proses – variabel manipulasi.
2. Memilih struktur pada tingkat pengawasan atau *supervisory* dengan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

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

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB III METODOLOGI

Penelitian pada tugas akhir dengan judul “Desain *Plantwide Control* pada *Petroleum Refining Process*” ini dirancang pada beberapa tahapan, yang digambarkan pada diagram alir sebagai berikut:



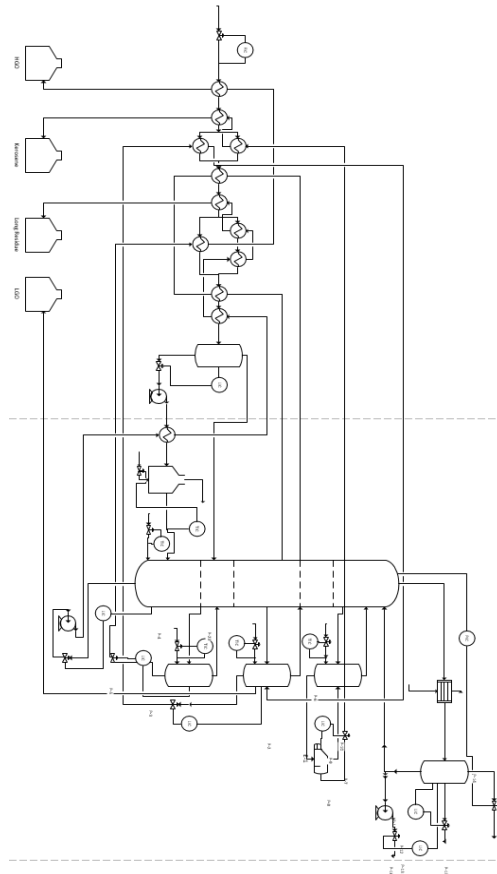
Gambar 3. 1 Diagram Alir Penelitian

3.1 Pengumpulan Data Komponen pada *Petroleum Refining Process*

Data yang diperlukan berupa dokumen *Process Flow Diagram* (PFD), *Piping and Instrumentation Diagram* (P&ID) serta datasheet peralatan seperti *distillation column*, *heat exchanger*, maupun *furnace* pada setiap unit yang terdapat pada *Petroleum Refining Process*. Data tersebut selanjutnya akan digunakan untuk memodelkan plant agar dapat mengetahui gambaran proses secara umum menggunakan software HYSYS.

Tabel 3. 1 Properti pada *Petroleum Refining Process*

Stream	Properti	Data PFD
<i>Feed Awal</i>	<i>Temperature</i> (°C)	30
	<i>Mass Flow</i> (kg/h)	668241
	<i>Pressure</i> (kg/cm_g)	30,6
<i>Feed Inlet Column</i>	<i>Temperature</i> (°C)	375
	<i>Mass Flow</i> (kg/h)	668241
	<i>Pressure</i> (kg/cm_g)	1,6
<i>Steam Column</i>	<i>Temperature</i> (°C)	350
	<i>Mass Flow</i> (kg/h)	9920
	<i>Pressure</i> (kg/cm_g)	2,5
<i>HGO Steam</i>	<i>Temperature</i> (°C)	350
	<i>Mass Flow</i> (kg/h)	792
	<i>Pressure</i> (kg/cm_g)	2,5
<i>LGO Steam</i>	<i>Temperature</i> (°C)	350
	<i>Mass Flow</i> (kg/h)	861
	<i>Pressure</i> (kg/cm_g)	2,5



Gambar 3. 2 PFD pada *Petroleum Refining Process*

3.2 Pemodelan Proses pada *Petroleum Refining Process*

Data mengenai *Petroleum Refining Process* yang telah didapat dari langkah pertama selanjutnya akan disimulasikan atau dimodelkan pada *software* HYSYS. Simulasi atau pemodelan ini bertujuan untuk mengetahui gambaran proses yang terjadi pada plant. Pemodelan tersebut dibuat dengan menggunakan proses kesetimbangan massa dan kesetimbangan energi yang telah ada pada *software* HYSYS.

Prosedur-prosedur simulasi HYSYS sebagai berikut ini.[15]

1. Mula-mula memasukan komponen proses yang digunakan.
2. Memilih model *fluid package*. *Peng-Robinson* akan digunakan sebagai model dalam penelitian ini. Pemilihan model termodinamika ini disesuaikan dengan jenis senyawa yang digunakan.
3. Mengisi data gas umpan yang terdiri dari jenis senyawa serta komposisinya.
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 tekanan dan suhu pada setiap unit instrumen.

Setelah pembuatan proses pada keadaan *steady state* atau pada kondisi tidak bergerak terhadap waktu. 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.

1. Melakukan *sizing* terlebih dahulu pada setiap peralatan dan semua *valve*. Untuk jenis kolom seperti absorber dan kolom distilasi dilakukan *sizing tray* terlebih dahulu.
2. Memastikan bahwa tidak ada stream yang bebas.
3. Memasang pengendali pada proses sesuai perhitungan CDOF yang telah dilakukan
4. Apabila telah dilakukan *sizing*, maka dilakukan pengecekan dengan bantuan *dynamic asisstant*. Apabila masih terdapat eror maka harus diselesaikan terlebih dahulu dengan menganalisis hubungan *flow-pressure*. Jika sudah tidak terdapat eror maka dapat berpindah ke keadaan dinamik dengan menekan *dynamic mode*. Namun harus sudah dipastikan untuk menyimpan pemodelan *steady state*.
5. Kemudian program dijalankan dan dilakukan analisis sesuai yang diinginkan.

6. Apabila terdapat respon proses yang belum stabil maka dilakukan tuning PID atau ditambahkan strategi pengendalian yang lain.

Apabila proses dinamik telah berjalan, maka selanjutnya diidentifikasi dengan pemodelan *first order plus dead time* (FOPDT). Pemodelan proses pada *Petroleum Refining Process* dapat dilihat pada Gambar 3.2.

3.3 Validasi Proses

Pemodelan yang telah dibuat divalidasi dengan kondisi desain pada PFD. Hasil pemodelan yang dibandingkan dengan kondisi desain tersebut kemudian dihitung nilai erornya. Berikut adalah hasil validasi proses pada *Petroleum Refining Process*.

Tabel 3. 2 Validasi Proses pada *Petroleum Refining Process*

Stream	Properti	Data PFD	Simulasi	Validasi
<i>Feed Awal</i>	<i>Temperature</i> (°C)	30	29,25	2,5%
	<i>Mass Flow</i> (kg/h)	668241	654814	2%
	<i>Pressure</i> (kg/cm_g)	30,6	30,6	0%
<i>Feed Inlet Kolom</i>	<i>Temperature</i> (°C)	375	375	0%
	<i>Mass Flow</i> (kg/h)	668241	654814	2%
	<i>Pressure</i> (kg/cm_g)	1,6	1,6	0%
<i>Steam Kolom</i>	<i>Temperature</i> (°C)	350	350	0%
	<i>Mass Flow</i> (kg/h)	9920	9920	0%
	<i>Pressure</i> (kg/cm_g)	2,5	2,5	0%
<i>HGO Steam</i>	<i>Temperature</i> (°C)	350	350	0%

Tabel 3. 2 Validasi Proses pada *Petroleum Refining Process*

	<i>Mass Flow</i> (kg/h)	792	792	0%
	<i>Pressure</i> (kg/cm_g)	2,5	2,5	0%
LGO <i>Steam</i>	<i>Temperature</i> (°C)	350	350	0%
	<i>Mass Flow</i> (kg/h)	861	792	0%
	<i>Pressure</i> (kg/cm_g)	2,5	2,5	0%
<i>Top Product</i>	<i>Temperature</i> (°C)	135	135,196	0,15%
	<i>Mass Flow</i> (kg/h)	90080,41	91510,12	1,58%
	<i>Pressure</i> (kg/cm_g)	1,3	1,3	0%
<i>Bottom Product</i>	<i>Temperature</i> (°C)	150	150,2	0,14%
	<i>Mass Flow</i> (kg/h)	295254	301182,3	2%
	<i>Pressure</i> (kg/cm_g)	13	13,05	0,38%
HGO	<i>Temperature</i> (°C)	88	87,427	0,65%
	<i>Mass Flow</i> (kg/h)	118001	118001	0%
	<i>Pressure</i> (kg/cm_g)	1,3	1,291429	0,65%
LGO	<i>Temperature</i> (°C)	135	135,06	0,04%
	<i>Mass Flow</i> (kg/h)	56153	56153	0%
	<i>Pressure</i> (kg/cm_g)	1,65	1,658	0,49%

Tabel 3. 2 Validasi Proses pada *Petroleum Refining Process*

<i>Kerosene</i>	<i>Temperature</i> (°C)	50	51,387	2,7%
	<i>Mass Flow</i> (kg/h)	88299	88298,98	0%
	<i>Pressure</i> (kg/cm_g)	7,1	7,010702	1,2%

3.4 Perancangan *Plantwide Control* (PWC)

Merancang sistem PWC milik Sigurd Skogestad yang menggunakan metode *top-down* dan *bottom-up* untuk mengoptimalkan kinerja sistem yang terdiri atas 2 bagian utama, yakni bagian *top-down* yang bertujuan untuk memaksimalkan profit dan bagian *bottom-up* yang bertujuan agar kestabilan *plant* terjamin. Pada metode modifikasi ini, akan menghubungkan kedua bagian utama pada PWC milik Sigurd Skogestad tersebut. Berikut langkah-langkahnya:

3.4.1 Penentuan Fungsi Objektif

Fungsi objektif perancangan PWC pada *Petroleum Refining Process* adalah profit yang maksimal. Setiap perusahaan pasti menginginkan profit yang paling maksimal sehingga dapat menguntungkan perusahaan. Pada *Petroleum Refining Process* profit didapatkan dari penjualan produk HGO, LGO, maupun *Kerosene*, dikurangi dengan biaya pembelian minyak mentah, dan dikurangi biaya operasional yang digunakan pada *furnace*, *reboiler*, pompa, maupun kolom.

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

3.4.2 Mengidentifikasi DOF

Jumlah DOF dihitung dengan mencari selisih antara jumlah variabel yang ada dengan jumlah persamaan proses pada *plant*. Persamaan identifikasi DOF sesuai dengan persamaan yang telah dituliskan pada bagian sebelumnya. Pada identifikasi DOF ini sama dengan identifikasi milik

Skogestad dan Luyben. Perhitungan nilai DOF menggunakan persamaan CDOF yang telah dituliskan pada persamaan (2.14).

Tabel 3. 3 Hasil Perhitungan CDOF

<i>Nstreams</i>	<i>Nrestraining</i>	<i>Nredundant</i>	CDOF
70	45	8	17

Analisis pada CDOF dilakukan pada *Pteroleum Refining Process* dengan menghitung total *stream* yang ada pada *plant*. Diketahui terdapat 70 *stream* yang ada pada *plant* tersebut. Kemudian kita perlu menghitung jumlah *stream* yang tidak dapat dikontrol atau dimanipulasi (*Nrestraining*). Variabel yang tidak dapat dikontrol dapat dilihat pada tabel perhitungan *Nrestraining* menurut jumlah *equipment* yang ada di bawah ini.

Tabel 3. 4 Hasil Perhitungan *Nrestraining*

<i>Equipment</i>	Jumlah	<i>Nrestraining</i>
<i>Heat Exchanger</i>	9	18
<i>Furnace</i>	1	2
<i>Heater</i>	1	2
<i>Three Phase Separator</i>	1	0
Kolom	1	0
<i>Stripper</i>	3	0
<i>Mixer</i>	2	2
<i>Valve</i>	14	14
<i>Splitter</i>	2	2
Pompa	4	4
<i>Reboiler</i>	1	1
<i>Separator</i>	1	1
Jumlah		45

Selanjutnya yaitu menentukan jumlah variabel yang tidak butuh dikontrol (*Nredundant*). Terdapat 8 variabel yang tidak

butuh dikontrol yaitu tekanan pada atas kolom karena sama dengan tekanan pada kondensor, level pada *stripper* Kerosene karena sama dengan level reboiler, temperatur pada *stripper* karena sama dengan temperatur pada *stage* kolom, serta tekanan pada bagian atas *stripper* yang sama dengan tekanan pada *stage* kolom. Nilai CDOF didapatkan dengan mengurangi jumlah stream yang ada dengan jumlah stream yang tidak dapat dikontrol dan stream yang tidak perlu dikontrol. Sehingga didapatkan hasil sebanyak 17 CDOF.

Dari tujuh belas nilai CDOF yang diperoleh, pada plant sesungguhnya sudah terdapat sebelas kontrol yang terpasang pada plant. Adapun kontrol yang sudah terpasang dijelaskan pada Tabel berikut.

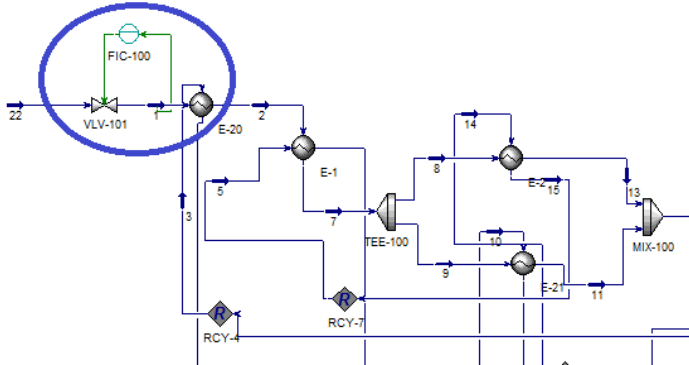
Tabel 3. 5 Sistem Kontrol pada Kondisi Desain

No.	Kontrol pada <i>Petroleum Refining Process</i> pada kondisi desain
1.	Kontrol temperatur pada <i>Heater</i>
2.	Kontrol <i>level</i> pada <i>separator</i>
3.	Kontrol tekanan pada <i>separator</i>
4.	Kontrol temperatur pada <i>furnace</i>
5.	Kontrol <i>level</i> pada <i>reboiler kerosene</i>
6.	Kontrol <i>level</i> pada <i>condenser (minyak)</i>
7.	Kontrol <i>level</i> pada <i>condenser (air)</i>
8.	Kontrol tekanan pada <i>condenser</i>
9.	Kontrol <i>level</i> pada <i>stripper HGO</i>
10.	Kontrol <i>level</i> pada <i>stripper LGO</i>
11.	Kontrol <i>level</i> pada kolom distilasi

Terdapat sebelas sistem kontrol yang sudah terpasang berdasarkan kondisi desain, sehingga tersisa enam CDOF, yang nantinya akan digunakan untuk mengontrol laju aliran pada umpan awal, *analyser* pada *stripper* HGO, *analyser* pada *stripper* LGO, *analyser* pada *stripper* Kerosene, *analyser* pada produk nafta, dan *analyser* pada *bottom product*.

3.4.3 Penentuan Laju Produksi (*troughout manipulator*)

Lokasi *troughout manipulator* (TPM) tidak berubah dari desain *plant* sebelumnya. Penentuan laju produksi ini sama dengan milik Skogestad dan Luyben. Lokasi TPM pada *plant* ini terdapat pada laju aliran inlet crude awal.



Gambar 3. 3 Lokasi peletakan TPM

3.4.4 Penentuan Variabel Ekonomi

Penentuan variabel ekonomi ini sama dengan variabel kendali utama (*primary variable*) pada PWC milik Skogestad yang mempertimbangkan sisi ekonomi. Pemilihan variabel ekonomi (*economical controlled variable*) yaitu laju aliran tiap produk, kualitas distilat dan produk bawah serta energi yang dihasilkan *reboiler*.

Penentuan variabel ekonomi ini mengacu pada variabel yang berpengaruh langsung terhadap fungsi objektif yang berorientasi pada profit. Hal ini akan sesuai hasil optimisasi yang diharapkan, yakni penurunan penggunaan energi pada *plant*.

3.4.5 Integrasi Proses (*Process Integration*)

Pada proses ini, ditentukan struktur pengendalian variabel yang berhubungan dengan *inventory control* dan variabel yang akan menjadi gangguan (*disturbance*). Penentuan struktur pengendalian variabel sama dengan PWC milik Luyben yang disertai penentuan gangguan. Maka

ditentukan struktur pengendalian PID pada plant serta gangguan yang terjadi adalah laju komponen dari *umpan* dalam keadaan aktual.

Pada *Petroleum Refining Process* untuk pengendali laju aliran massa di *feed* awal, diberikan pengendali *feedforward* untuk menjaga kestabilan respon kontrol ketika terjadi gangguan pada umpan.

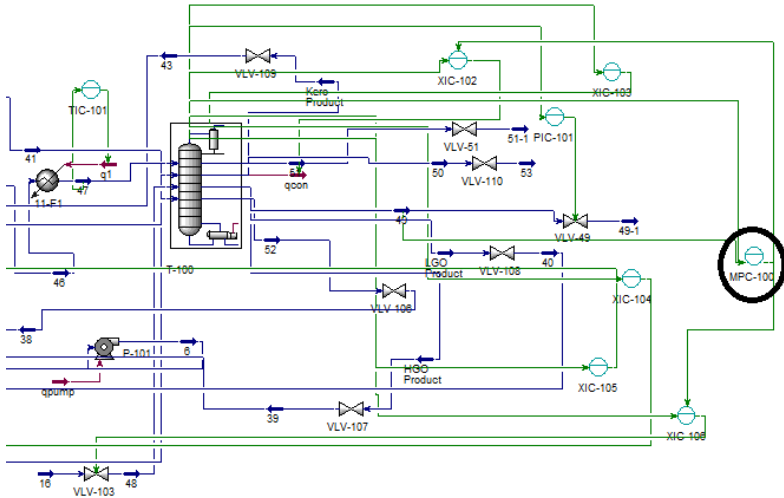
Tabel 3. 6 Parameter Pengendali *Feedforward*

Parameter Pemodelan	Nilai
K_{ff}	-1,6047
θ_{ff}	18,183
τ_1	7,35
τ_2	98,175

3.4.6 Lapisan pengendalian *supervisory*

Pengendali *supervisory* yang dipilih pada penelitian ini adalah *Model Predictive Control* (MPC) yang akan memberikan perubahan set point yang optimal pada lapisan pengendalian *regulatory* (PI/PID). Lapisan pengendalian *supervisory* sama dengan PWC milik Skogestad dan pengendalian setiap *loop* pada PWC milik Luyben.

Perancangan *supervisory control* yang pada tugas akhir ini yang dipakai adalah *Model Predictive Control* (MPC) yang sudah tersedia pada HYSYS dengan menggunakan data *first order model* yang telah divalidasi. Pemasangan MPC diletakkan pada kolom distilasi yang terdapat pada plant. *Input* dari pemodelan MPC adalah temperatur pada distilat dan temperatur stage 6 pada kolom. Sementara output dari MPC akan memberikan *set point* ke kontrol komposisi pada produk distilat dan *bottom product*.



Gambar 3. 4 Pemasangan MPC

3.4.7 Optimisasi

Optimisasi dilakukan dengan menggunakan *Real Time Optimizer (RTO)*. Pada tugas akhir ini dilakukan optimisasi menggunakan RTO yang ada pada HYSYS dengan tujuan utama untuk mencapai fungsi objektif yang telah ditentukan. Lapisan optimisasi ini sama dengan optimisasi pada PWC Skogestad dan Luyben.

Prosedur pemasangan RTO pada *software* HYSYS adalah sebagai berikut.

1. Menambahkan *spreadsheet* yang sudah terdapat pada *toolbox*.
2. Memasukkan semua variabel yang digunakan dalam optimisasi ke dalam *spreadsheet* tersebut. Termasuk memasukkan hasil output optimisasi.
3. Memilih *derivative* pada *model analysis* dalam *software* HYSYS.
4. Memasukkan fungsi objektif, *constraint*, dan variabel optimisasi di dalamnya melalui *spreadsheet*.

5. Menjalankan program kembali dan melakukan analisis.

3.5 Pengujian Performansi dan Analisis

Pengujian PWC dengan memberikan gangguan pada umpan sesuai dengan kenyataan di lapangan kemudian dilihat responnya. Pada *Petroleum Refining Process* diberikan gangguan pada umpan yaitu dengan memberikan kenaikan dan penurunan laju aliran sebesar 5%, dari yang awalnya 654814 kg/h menjadi 687554,7 kg/h dan 622073,3 kg/h. 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 saja seperti pada umumnya yang terdapat pada hampir semua *plant*.

Tabel 3. 7 Gangguan pada umpan

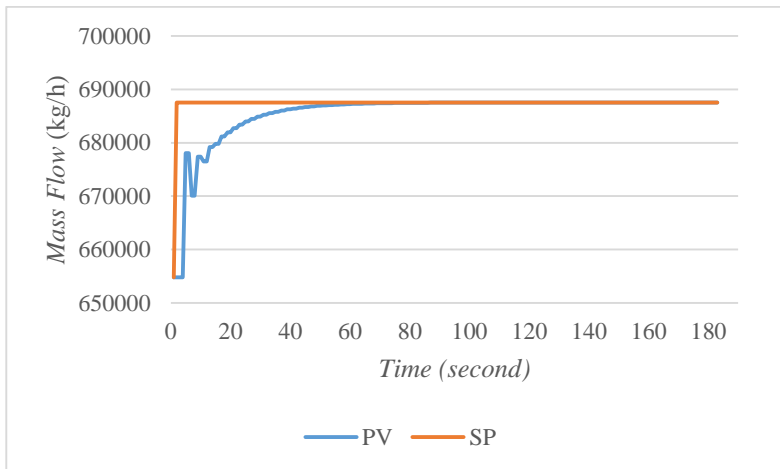
Kondisi	Laju Aliran Massa Feed (kg/h)
Ideal	654814
Naik 5%	687554,7
Turun 5%	622073,3

Halaman ini sengaja dikosongkan

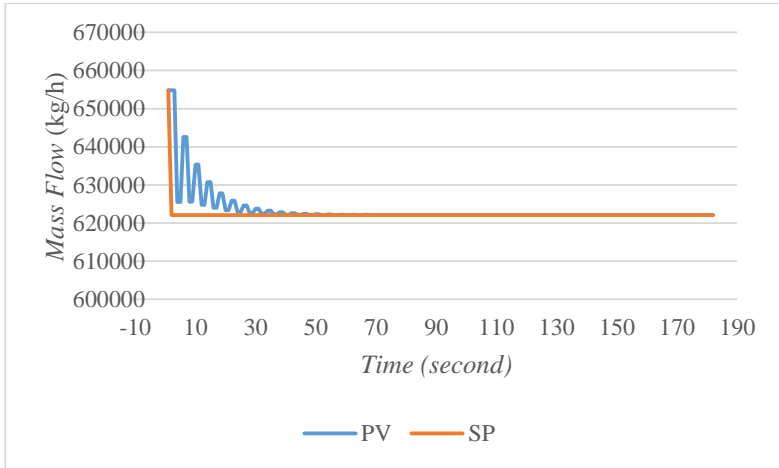
BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN

4.1 Analisis Hasil Perancangan PWC

Perancangan PWC pada *Petroleum Refining Process* telah berhasil dilakukan. Untuk mengetahui pengaruh strategi kontrol terhadap *plant*, maka dilakukan uji *set point*. Uji *set point* dilakukan pada FIC *feed* awal dengan menaikkan dan menurunkan set point sebesar 5%. Laju aliran mula-mula 654814 kg/h diubah menjadi 687554,7 kg/h dan 622073,3 kg/h. Hasil respon uji *set point* ini ditampilkan pada Gambar 4.1 dan 4.2.



Gambar 4. 1 Uji *set point* naik 5% pada *Feed* awal



Gambar 4. 2 Uji *set point* turun 5% pada *Feed* awal

Dari uji *set point* yang dilakukan dengan menaikkan dan menurunkan *set point* sebesar 5%, didapatkan respon dengan adanya *overshoot* pada kedua uji baik naik maupun turun. Namun terlihat pada gambar bahwa *overshoot* pada respon uji *set point* turun lebih banyak dibandingkan uji *set point* naik. Kemudian respon dapat mencapai *set point* dengan baik.

4.2 Analisis Hasil Optimisasi

Pada tugas akhir yang berjudul Perancangan PWC pada *Petroleum Refining Process* ini telah berhasil dilakukan. Untuk mengetahui pengaruh strategi kontrol yang telah diberikan, maka diberikan umpan dengan kenaikan dan penurunan sebesar masing-masing 5%. Umpan mula-mula yaitu 654814 kg/h, kemudian diubah menjadi 687554,7 kg/h dan 622073,3 kg/h. Analisis hasil optimisasi ini dilakukan dengan membandingkan perancangan sebelum dan sesudah dilakukan perancangan PWC. Perbandingan dari kedua kondisi tersebut ditunjukkan pada Tabel 4.1 – 4.3.

Tabel 4. 1 Perbandingan strategi kontrol pada laju aliran produk

Laju Aliran Produk (kg/h)	<i>Feed naik 5%</i>		<i>Feed turun 5%</i>	
	<i>Non PWC</i>	<i>PWC</i>	<i>Non PWC</i>	<i>PWC</i>
Nafta	91321,16	91321,34	91706,18	91706,23
Kerosene	88299,79	88299,67	88299,62	88299,6
LGO	56153,25	56153,35	56153,14	56153,14
HGO	117998,9	117998,27	117997,16	117996,52
Bottom Product	334113,46	33412 2,09	268218,45	258226,47
Total	687886,57	687894,73	622374,57	622382,01

Tabel 4. 2 Perbandingan penggunaan energi

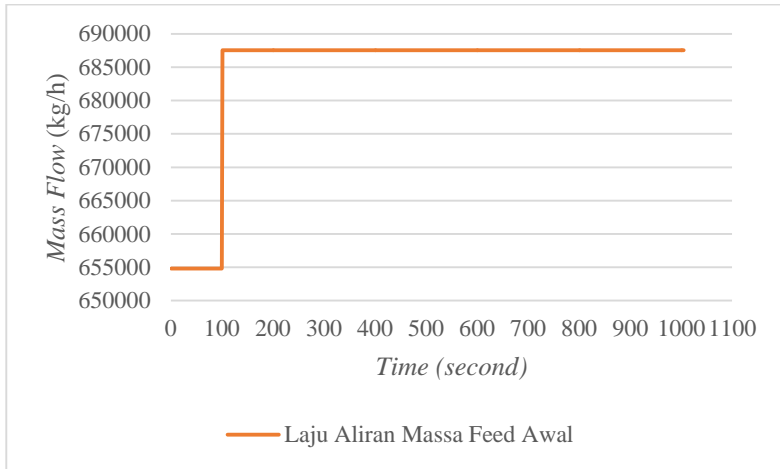
Penggunaan Energi (kJ/h)	<i>Feed Naik 5%</i>		<i>Feed Turun 5%</i>	
	<i>Non PWC</i>	<i>PWC</i>	<i>Non PWC</i>	<i>PWC</i>
Pemanas/ Pendingin	80373539 7,8	80366331 9,9	79681188 0,5	79665536 6,5
Pompa	948134,8	948177,2	791892,9	791770,06
Total	80468353 1,6	80461149 7,2	79760377 3,5	79744713 6,5

Tabel 4. 3 Perbandingan perhitungan biaya

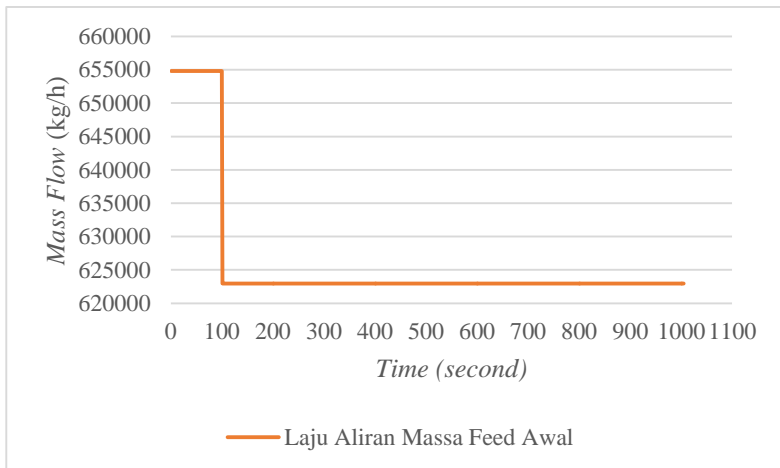
Perhitungan biaya (US\$/h)	<i>Feed Naik 5%</i>		<i>Feed Turun 5%</i>	
	<i>Non PWC</i>	<i>PWC</i>	<i>Non PWC</i>	<i>PWC</i>
Produk	673750,24	673755,67	442007,55	442009,14
Biaya Operasional	14540,63	14539,32	14412,7	14409,86
Profit	296693,73	296700,47	199604,3	199608,72

4.3 Analisis Pengujian Performansi Sistem

Pengujian performansi sitem diberikan dengan menaikkan serta menurunkan laju aliran pada umpan dengan memberikan sinyal step sebesar 5%. Umpan mula-mula yaitu 654814 kg/h, kemudian diubah menjadi 687554,7 kg/h dan 622073,3 kg/h.

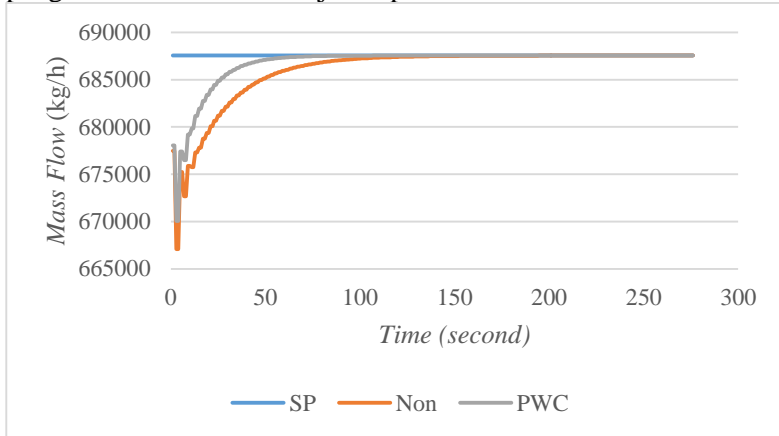


Gambar 4. 3 Uji Gangguan Naik 5%



Gambar 4. 4 Uji Gangguan Turun 5%

Respon uji gangguan pada perancangan *Petroleum Refining Process* dengan metode PWC dibandingkan dengan menggunakan pengendali PID biasa ditunjukkan pada Gambar 4.5 dan Gambar 4.6.

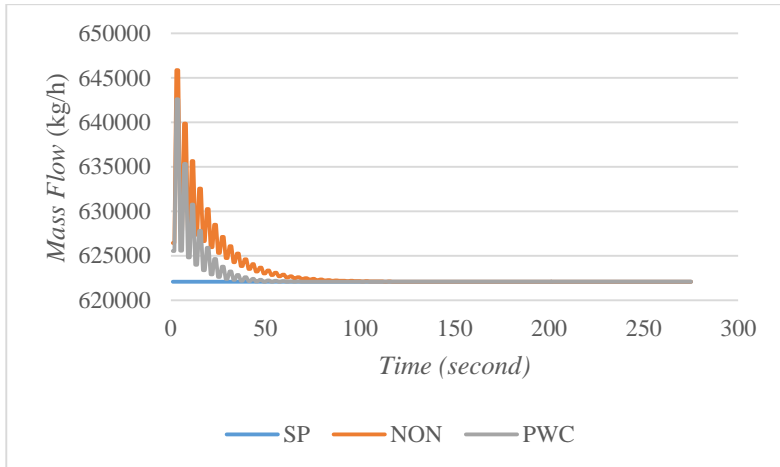


Gambar 4. 5 Perbandingan Respon Uji Gangguan saat *feed* naik 5%

Gambar 4.5 menunjukkan perbandingan respon uji gangguan saat *feed* naik 5%. Grafik tersebut menjelaskan hubungan waktu dan laju aliran massa pada *plant* saat menggunakan metode PWC dan tidak. Hasil karakteristik respon dapat dilihat pada Tabel 4.4 berikut.

Tabel 4. 4 Perbandingan karakteristik respon saat *feed* naik 5%

Karakteristik Respon	Non PWC	PWC
<i>Maximum Overshoot</i> (%)	2,97%	1,61%
<i>Error Steady State</i> (%)	0,00%	0,00%
<i>Settling Time</i> (detik)	244	133



Gambar 4. 6 Perbandingan respon uji gangguan saat *feed* turun 5%

Gambar 4.6 menunjukkan perbandingan respon uji gangguan saat *feed* turun 5%. Grafik tersebut menjelaskan hubungan waktu dan laju aliran massa pada *plant* saat menggunakan metode PWC dan tidak. Hasil karakteristik respon dapat dilihat pada Tabel 4.5 berikut.

Tabel 4. 5 Perbandingan karakteristik respon saat *feed* turun 5%

Karakteristik Respon	Non PWC	PWC
<i>Maximum Overshoot</i> (%)	3,82%	2,13%
<i>Error Steady State</i> (%)	0,0001%	0,0000%
<i>Settling Time</i> (detik)	174	122

Nilai *Integral Absolute Error* (IAE) yang menggambarkan karakteristik respon ditunjukkan pada tabel di bawah ini.

Tabel 4. 6 Nilai IAE pada uji gangguan naik 5%

Strategi Kontrol	IAE
<i>Non PWC</i>	62,565
<i>PWC</i>	32,539

Tabel 4. 7 Nilai IAE pada uji gangguan turun 5%

Strategi Kontrol	IAE
<i>Non PWC</i>	42,861
PWC	24,122

4.4 Pembahasan

Perancangan desain PWC pada *Petroleum Refining Process* telah berhasil dilakukan dengan menggabungkan metode milik Luyben dan Skogestad menjadi tujuh langkah. Desain perancangan PWC dapat meningkatkan laju produksi pada produk dan dapat menghemat energi lebih banyak dibandingkan dengan metode pengendali biasa. Selain itu perancangan ini dapat menyelesaikan permasalahan mengenai adanya efek bola salju akibat adanya *material recycle* dan *heat integration*. Desain PWC juga dapat meningkatkan profit serta menghasilkan respon sistem yang lebih baik. Desain PWC dirancang sesuai metodologi yang telah dijelaskan pada bab sebelumnya. Desain PWC ini dirancang dengan menggunakan struktur PID sebagai *regulatory control*, *feedforward*, *supervisory control* berupa MPC, serta *optimizer*. Setelah membandingkan penggunaan strategi kontrol menggunakan PWC dan pengendali PID biasa, didapatkan keuntungan yang lebih banyak ketika menggunakan PWC.

Dari hasil perancangan PWC yang telah dilakukan pada penelitian ini, didapatkan selisih profit pada kenaikan umpan 5% sebesar 6,78 US\$/h dengan *profit* yang lebih baik pada struktur kontrol PWC dibandingkan dengan struktur kontrol biasa. Pada penurunan umpan 5% didapatkan selisih *profit* sebesar 4,42 US\$/h yang juga memberikan *profit* lebih besar pada struktur kontrol PWC. Sehingga pada kenaikan laju umpan 5% akan memperoleh *profit* sebesar 59021,197 US\$/tahun, dan 38726,457 US\$/tahun pada penurunan laju umpan 5%.

Penggunaan energi yang didapatkan pada perancangan struktur kontrol PWC masih lebih baik dibandingkan dengan strategi kontrol PID biasa dengan memberikan penghematan energi sebesar 1,3 US\$/h pada kenaikan umpan 5%, dan 2,83 US\$/h pada penurunan umpan 5%. Sehingga pada kenaikan laju umpan 5%

akan diperoleh penghematan sebesar 11402,7 U\$/tahun dan pada penurunan laju umpan 5% diperoleh penghematan sebesar 24794,55 U\$/tahun. Selain itu, dari analisis hasil performansi sistem didapatkan bahwa dengan menggunakan strategi kontrol PWC menghasilkan respon sistem yang lebih baik dengan mampu mengecilkan nilai *maximum overshoot*, menghilangkan *error steady state*, dan mampu mempercepat nilai *settling time*. Pada *feed* naik 5% dapat mengecilkan *maximum overshoot* yang awalnya 2,97% menjadi 1,61% dan menurunkan *settling time* hingga 111 detik. Sedangkan untuk *feed* turun 5% diperoleh penurunan *maximum overshoot* dari 3,82% menjadi 2,13% dan mampu menurunkan nilai *settling time* hingga 52 detik. Dari hasil IAE yang telah didapatkan pada Tabel 4.6 dan Tabel 4.7, diperoleh nilai IAE pada perancangan PWC lebih kecil daripada pengendali PID biasa, sehingga dapat disimpulkan bahwa metode PWC lebih baik daripada desain kontrol PID saja.

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Adapun kesimpulan yang didapatkan dari perancangan PWC pada *Petroleum Refining Process* adalah sebagai berikut.

1. Perancangan PWC pada *Petroleum Refining Process* telah berhasil dilakukan dengan menggabungkan metode PWC milik Luyben dan Skogestad menjadi tujuh langkah. Desain PWC perlu diterapkan pada *Petroleum Refining Process* untuk dapat mengurangi jumlah penggunaan energi, meningkatkan laju produksi, dan memaksimalkan profit yang diperoleh.
2. Penerapan PWC pada *Petroleum Refining Process* memberikan dampak peningkatan laju produksi pada kenaikan *feed* 5% hingga 5,43 kg/h dan pada penurunan *feed* 5% sebesar 1,59 kg/h. Selain itu juga mampu melakukan penghematan energi sehingga dapat meningkatkan profit sebesar 5,58 U\$/h dibandingkan dengan menggunakan strategi kontrol PID biasa.
3. Penerapan *Petroleum Refining Process* mampu menghasilkan respon sistem yang stabil ketika diberi gangguan berupa perubahan laju aliran umpan. Hal ini ditunjukkan dengan penurunan *settling time*, *maximum overshoot* dan hilangnya eror *steady-state* serta menurunnya nilai IAE.

5.2 Saran

Adapun saran yang dapat diberikan untuk penelitian selanjutnya sebagai berikut.

1. Melakukan penelitian mengenai PWC dengan mempertimbangkan masalah ekonomi yang lebih kompleks.
2. Menggunakan jenis teknik optimisasi stokastik lain sebagai opsi untuk memperoleh hasil optimisasi yang lebih baik

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR PUSTAKA

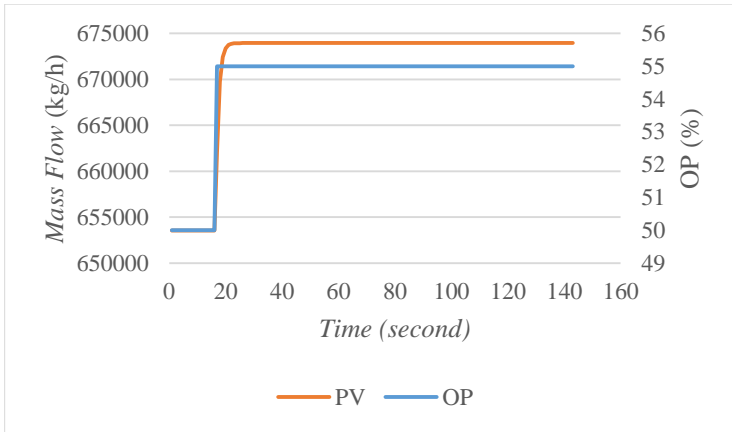
- [1] “Outlook Energi Indonesia-2015.” 2015.
- [2] D. J. M. dan G. B. Kementrian Energi dan Sumber Daya Alam, “Konsumsi/Penjualan BBM,” 2018. [Online]. Available:
<http://statistik.migas.esdm.go.id/index.php?r=konsumsiBbm/index>.
- [3] H. Furnace, “Overview of Crude Units,” *Univ. Oklahoma*, pp. 1–35, 2005.
- [4] S. Kemaloğlu, E. Ö. Kuzu, and D. G. Ö. Çetin, “Model predictive control of a crude distillation unit an industrial application,” *IFAC Proc. Vol.*, vol. 7, no. PART 1, pp. 880–885, 2009.
- [5] M. Errico, G. Tola, and M. Mascia, “Energy saving in a crude distillation unit by a preflash implementation,” *Appl. Therm. Eng.*, vol. 29, no. 8–9, pp. 1642–1647, 2009.
- [6] M. A. Waheed and A. O. Oni, “Performance improvement of a crude oil distillation unit,” *Appl. Therm. Eng.*, vol. 75, pp. 315–324, 2015.
- [7] S. Skogestad, “Plantwide control: the search for the self-optimizing control structure,” *J. Process Control*, vol. 10, no. 5, pp. 487–507, Oct. 2000.
- [8] Smith L. Cecil, *Control Distillation*. A JOHN WILEY & SONS, INC., 2012.
- [9] L. Robbins, *DISTILLATION OPTIMIZATION, CONTROL and Tuning Fundamentals and Strategies*, vol. ف ق ث ق ث, no. ف ق ث ق ث ق ث. 2011.
- [10] G. P. Rangaiah and V. Kariwala, *Plantwide Control: Recent Developments and Applications*. 2012.
- [11] T. Marlin, “Process Control Designing Processes and Control Systems for Dynamic Performance,” *Iso 9001*, pp. 1–17, 2001.
- [12] A. Madady, “Stabilization of control loops consisting of FOPDT process and parameter-dependent PID controller,”

- J. Process Control*, vol. 22, no. 9, pp. 1688–1701, 2012.
- [13] W. L. Luyben, B. D. Tyréus, and M. L. Luyben, *Plantwide process control*. 1999.
- [14] V. Minasidis and J. Johannes, “Economic plantwide control: Automated controlled variable selection for a reactor-separator-recycle process,” 2013.
- [15] E. Ahmed and D. Fares, “Process Simulation Using Aspen HYSYS V8 . 0.”

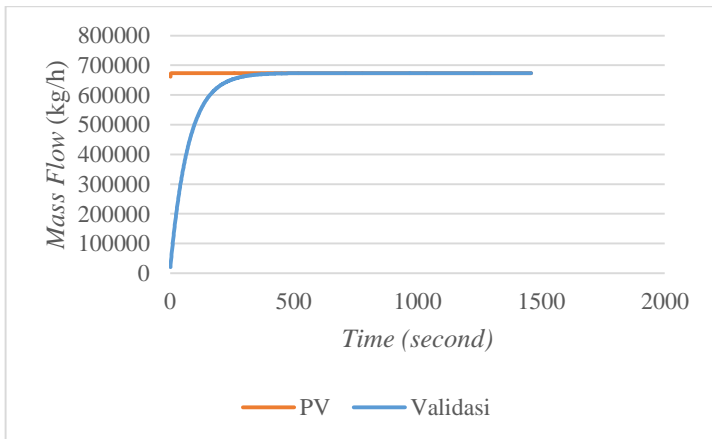
LAMPIRAN

A. Gain Feedforward

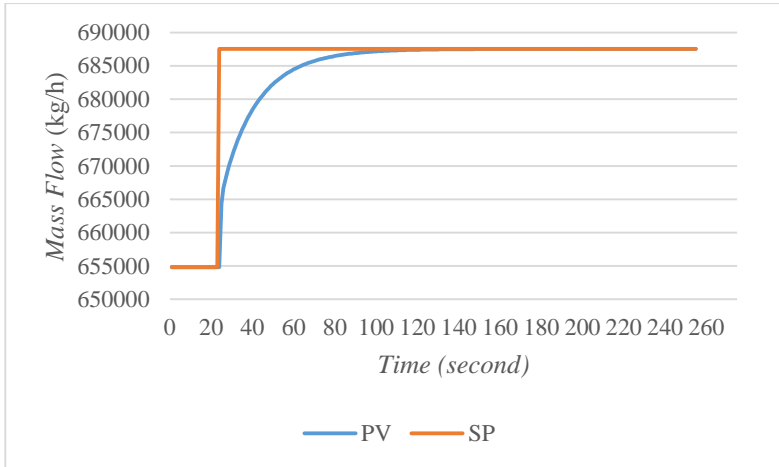
Berikut ini merupakan grafik respon uji *open loop* dan uji disturbance untuk mendapatkan *gain feedforward*.



Gambar A. 1 Respon Uji *Open Loop* FIC Feed Awal



Gambar A. 2 Validasi Uji *Open Loop*



Gambar A. 3 Respon Uji *Disturbance FIC Feed Awal*

Dari grafik tersebut selanjutnya dilakukan pemodelan untuk mendapatkan *gain feedforward* sebagai berikut.

Tabel A. 1 Perhitungan *Gain Feedforward*

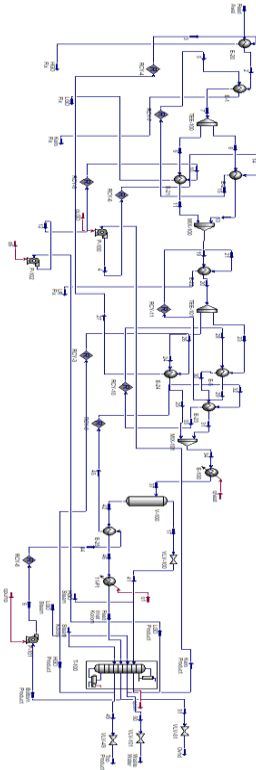
Keterangan	Gain
Laju Aliran Massa <i>feed awal</i>	$G_p(s) = \frac{4080,4 \cdot e^{-1,47s}}{7,35s + 1}$
Gangguan terhadap Laju Aliran Massa <i>feed awal</i>	$G_d(s) = \frac{6548 \cdot e^{-19,653s}}{98,175s + 1}$
<i>Feedforward</i>	$G_{ff}(s) = -1,6047 \left(\frac{7,35s + 1}{98,175s + 1} \right) e^{-18,183s}$

B. Pemodelan FOPDT pada MPC

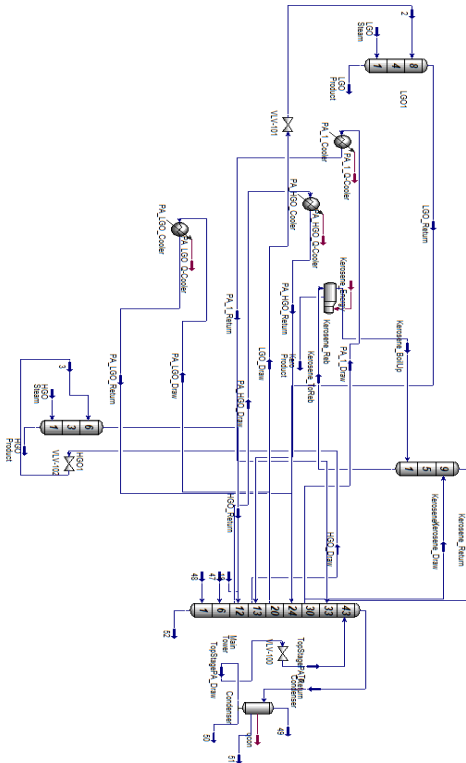
Berikut adalah parameter pemodelan FOPDT yang selanjutnya digunakan untuk melakukan perancangan pada MPC.

Tabel A. 2 Parameter Pemodelan FOPDT

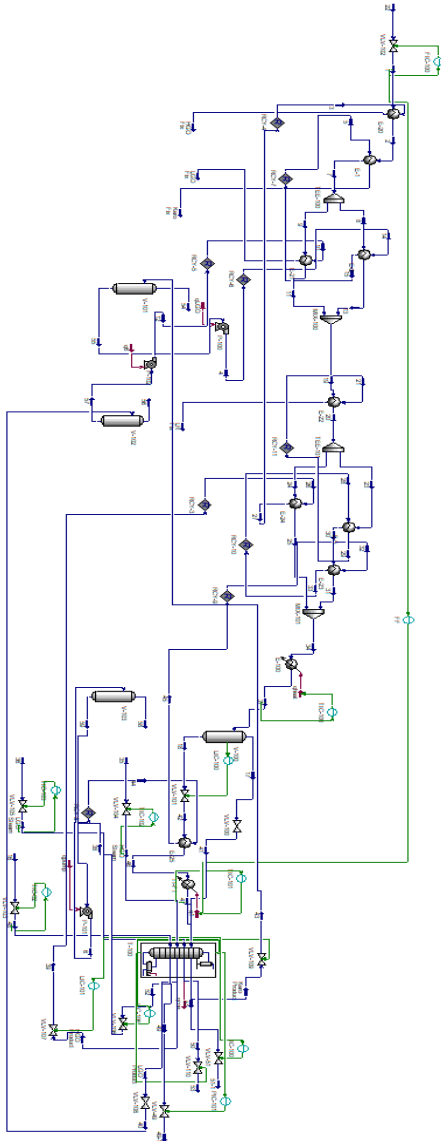
Gain	K	Time Constant (τ) (sekon)	Dead Time (θ) (sekon)
G11'	$2,5 \times 10^{-3}$	24	0,69
G15'	$1,9 \times 10^{-5}$	27	2,1
G51'	$6,3 \times 10^{-4}$	17	0,24
G55'	$5,9 \times 10^{-5}$	49	1,5



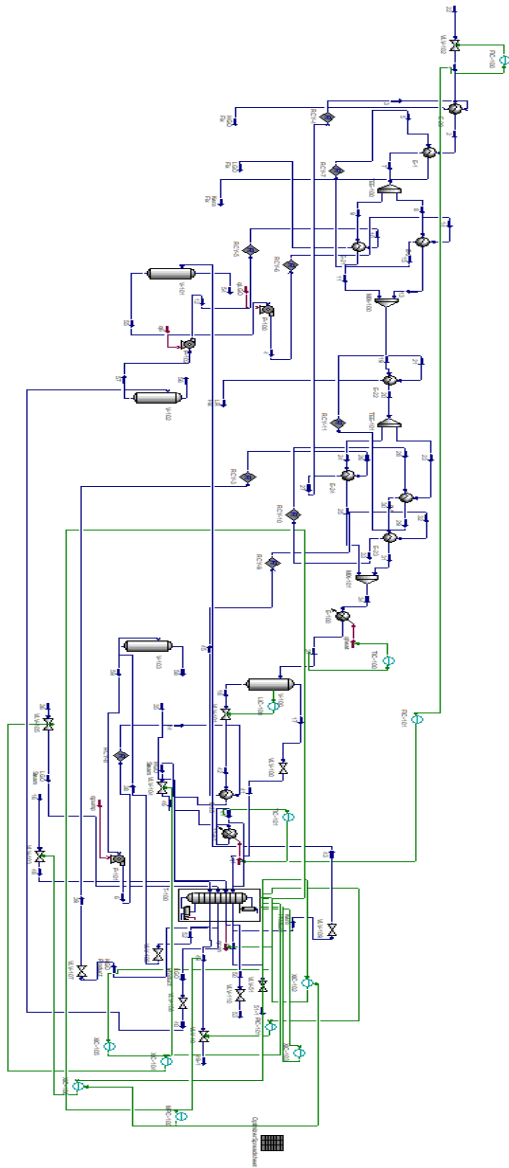
Gambar A. 4 Petroleum Refining Process pada kondisi desain



Gambar A. 5 Desain pada Kolom Distilasi



Gambar A. 6 Desain dengan *feedforward*



Gambar A. 7 Desain PWC

BIODATA PENULIS



Penulis bernama Intan Parliani Putri, kelahiran 25 November 1996 di Bojonegoro. Meskipun lahir di Bojonegoro, penulis sudah tinggal di Surabaya sejak kecil. Penulis merupakan anak pertama dari dua bersaudara. Penulis menempuh pendidikan di SDN Kandangan III Surabaya, SMPN 26 Surabaya, dan SMAN 21 Surabaya. 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 2015. Selama menjalani dunia perkuliahan penulis ikut aktif berorganisasi dengan menjadi staff Pengembangan Sumber Daya Mahasiswa (PSDM) di Himpunan Mahasiswa Teknik Fisika (HMTF) pada kepengurusan 2016-2017. Pada kepengurusan selanjutnya, penulis menjadi Wakil Kepala Departemen PSDM HMTF ITS. Selain itu penulis juga memiliki ketertarikan di dunia keilmiahan dengan mengikuti lomba hingga menjadi finalis, maupun mengikuti Pekan Keilmiahan Mahasiswa (PKM) yang diselenggarakan oleh Kementerian Riset, Teknologi, dan Pendidikan Tinggi (Kemenristekdikti). Penulis juga merupakan penerima beasiswa Karya Salemba Empat (KSE) selama tiga periode. Saat menjadi penerima beasiswa KSE, penulis kerap mengikuti pelatihan-pelatihan kepemimpinan, keilmiahan, hingga *technopreneurship*. Penulis pernah melakukan *internship* di PT Honeywell Indonesia selama satu bulan. Penulis memiliki ketertarikan pada bidang instrumentasi, kontrol dan proses. Penulis dapat dihubungi melalui email intanparlianiputri@gmail.com.