



TUGAS AKHIR TF 181801

**DESAIN *PLANTWIDE CONTROL* PADA PROSES
PRODUKSI *OCTANOL***

**Tysna Mayang Hapsari
NRP 0231164000029**

**Dosen Pembimbing
Totok Ruki Biyanto, Ph.D.**

**PROGRAM STUDI S1 TEKNIK FISIKA
DEPARTEMEN TEKNIK FISIKA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA SISTEM
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2020**

Halaman ini sengaja dikosongkan



FINAL PROJECT - TF181801

***PLANTWIDE CONTROL DESIGN OF OCTANOL
PRODUCTION PROCESS***

**Tysna Mayang Hapsari
NRP 0231164000029**

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

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

Halaman ini sengaja dikosongkan

PERNYATAAN BEBAS PLAGIASI

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Tysna Mayang Hapsari
NRP : 0231164000029
Departemen/Prodi : Teknik Fisika / S1 Teknik Fisika
Fakultas : Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa
Sistem
Perguruan Tinggi : Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Dengan ini menyatakan bahwa tugas akhir saya yang berjudul “DESAIN *PLANTWIDE CONTROL* PADA PROSES PRODUKSI *OCTANOL*” adalah bebas plagiasi. Apabila pernyataan ini terbukti tidak benar, maka saya bersedia menerima sanksi sesuai ketentuan yang berlaku.

Demikian surat pernyataan ini saya buat dengan sebenar-benarnya.

Surabaya, 20 Januari 2020

Yang membuat pernyataan,



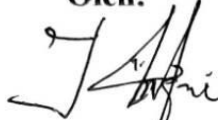
Tysna Mayang Hapsari
NRP. 0231164000029

Halaman ini sengaja dikosongkan

LEMBAR PENGESAHAN

**DESAIN PLANTWIDE CONTROL PADA PROSES
PRODUKSI OCTANOL**

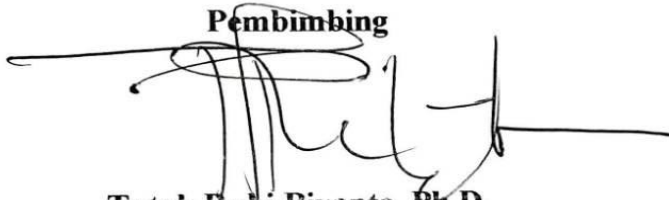
Oleh:



TYSNA MAYANG HAPSARI
NRP 0231164000029

Surabaya, 20 Januari 2020
Mengetahui/Menyetujui

Pembimbing



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

Mengetahui,
Kepala Departemen
Teknik Fisika FTIRS-ITS



Dr. S. T. M.T.
NIPN. 19711113 199512 1 002

Halaman ini sengaja dikosongkan

LEMBAR PENGESAHAN
DESAIN PLANTWIDE CONTROL PADA PROSES
PRODUKSI OCTANOL






TUGAS AKHIR

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

Oleh :

TYSNA MAYANG HAPSARI
NRP. 0231164000029

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

- | | |
|------------------------------|---|
| 1. Totok Ruki Biyanto, Ph.D |  (Pembimbing) |
| 2. Hendra Cordova, S.T, M.T. |  (Ketua Penguji) |
| 3. Ir. Matradji M.Sc. |  (Penguji 1) |
| 4. Harsono Hadi, Ph.D |  (Penguji 2) |
| 5. Iwan Cony S., S.T, M.T. |  (Penguji 3) |

SURABAYA
20 Januari 2020

Halaman ini sengaja dikosongkan

DESAIN PLANTWIDE CONTROL PADA PROSES PRODUKSI *OCTANOL*

Nama Mahasiswa : Tysna Mayang Hapsari
NRP : 0231164000029
Program Studi : S1 Teknik Fisika
Departemen : Teknik Fisika FTIRS-ITS
Dosen Pembimbing : Totok Ruki Biyanto, Ph.D.

Abstrak

Kelangkaan gas alam di Jawa Timur menimbulkan permasalahan dalam ketersediaan bahan baku industri petrokimia. Kolom distilasi merupakan salah satu proses yang mengalami penurunan laju *feed*. Salah satu permasalahan pada pengoperasian kolom distilasi aldehid adalah konsumsinya yang sangat besar, yaitu mencapai 40% - 50% dari total biaya operasinya. Hal tersebut menyebabkan biaya produksi yang besar, apalagi ditengah melambungnya harga LPG yang merupakan bahan bakar dari *boiler*. Akibat kelangkaan bahan baku berupa gas alam tersebut, kolom distilasi aldehid tidak dapat berproduksi sesuai kapasitas yang optimal, sehingga laju *feed* pada kolom distilasi aldehid berkurang yang pada akhirnya dapat menurunkan laju produksi. Untuk mengatasi permasalahan tersebut dibutuhkan pengendalian proses *plant* yang kompleks. Perancangan desain *plantwide control* (PWC) pada proses produksi *octanol* telah berhasil menyelesaikan permasalahan tersebut, terbukti dengan adanya peningkatan produk, penghematan energi, serta respon yang stabil. Selain itu, metode PWC juga cocok diterapkan pada *plant* ini dikarenakan adanya *material recycle* dan integrasi panas. Penelitian menggabungkan metode 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. Dengan menerapkan metode PWC, laju aliran produk dapat meningkat hingga sebesar 2,18 kg/h pada kenaikan *feed* 5%, dan dapat

meningkat hingga sebesar 2,14 kg/h pada saat penurunan *feed* 5%. Peningkatan laju produksi dan penghematan energi mampu meningkatkan profit sebesar 12,35 U\$/h dengan metode PWC dibandingkan strategi kontrol PID biasa. Dari segi kestabilan respon, penerapan PWC juga dapat menghasilkan respon sistem yang stabil saat dilakukan uji gangguan dibuktikan dengan *settling time* dan *overshoot* yang menurun serta hilangnya *error steady state*.

Kata kunci : *Plantwide control*, proses produksi *octanol*

PLANTWIDE CONTROL DESIGN OF OCTANOL PRODUCTION PROCESS

Student Name : Tysna Mayang Hapsari
NRP : 0231164000029
Departement : *Engineering Physics*
Supervisor : Totok Ruki Biyanto, Ph.D.

Abstract

The scarcity of natural gas in East Java raises problems in the availability of raw materials for the petrochemical industry. The distillation column is one of the processes that has decreased feed rate. One of the problems in operating an aldehyde distillation column is its enormous energy consumption, which reaches 40% - 50% of the total operating costs. This causes huge production costs, especially amid the soaring price of LPG which is fuel from boilers. Due to the scarcity of raw material in the form of natural gas, the aldehyde distillation column cannot produce according to the optimal capacity, so that the feed rate in the aldehyde distillation column decreases which can ultimately reduce the rate of production. To overcome these problems, complex plant process control is needed. The design of plantwide control (PWC) design in the octanol production process has successfully resolved these problems, as evidenced by an increase in products, energy savings, and a stable response. In addition, the PWC method is also suitable to be applied in this plant because of the material recycle and heat integration. The study combines Luyben's PWC method and Skogestad, into seven steps, namely the determination of objective functions, identification of DOF (Degree of Freedom), determination of production rate, determination of economic variables, addition of feedforward controllers, addition of supervisory controllers, and optimization. By applying the PWC method, the product flow rate can increase up to 2.18 kg/h at a 5% increase in feed, and can increase up to 2.14 kg/h at a 5% decrease in feed. Increased production rates and energy savings can increase profit by 12.35 U \$/h by the PWC method compared to the

usual PID control strategy. In terms of the stability of the response, the application of PWC can also produce a stable system response when a disturbance test is proven by decreasing settling time and overshoot and steady state error loss.

Keywords : *Plantwide control, octanol production process*

KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis kepada Tuhan, karena rahmat dan hikmat-Nya sehingga penulis diberikan kesehatan, kemudahan dan kelancaran dalam menyusun laporan tugas akhir ini. Tidak lupa juga penulis menyampaikan ucapan terima kasih kepada keluarga dan para sahabat. Oleh karena dukungan mereka, penulis mampu menyusun laporan tugas akhir yang berjudul:

“DESAIN *PLANTWIDE CONTROL* PADA PROSES PRODUKSI *OCTANOL*”

Tugas akhir ini merupakan salah satu persyaratan akademik yang harus dipenuhi dalam Program Studi S-1 Teknik Fisika FTIRS-ITS. Penulis menyampaikan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Kedua orang tua penulis yang kebaikannya pada penulis tidak mungkin bisa penulis balas meski sampai penulis telah tiada.
2. Bapak Dr. Suyanto, S.T., M.T. selaku Kepala Departemen Teknik Fisika yang telah memberikan petunjuk, ilmu, serta bimbingan selama menempuh pendidikan di Teknik Fisika ITS
3. Bapak Totok Ruki Biyanto, Ph.D. selaku dosen pembimbing yang memberi masukan dan arahan serta semangat dan ide ide baru.
4. Tim penguji yang telah memberikan saran dan perbaikan paper pada tugas akhir ini.
5. Dr. Ir. Ronny Dwi Noryati, M.Kes. selaku dosen wali penulis.
6. Segenap Bapak/Ibu dosen pengajar di departemen Teknik Fisika - ITS.
7. Segenap karyawan TU di departemen Teknik Fisika - ITS
8. Keluarga besar Warga HMTF-ITS, yang senantiasa memberikan motivasi dan perhatian.
9. Teman-teman angkatan 2016 dan adik-adik angkatan 2017, 2018, dan 2019.

10. Teman-teman pengurus lab dari Laboratorium Rekayasa Instrumentasi dan Kontrol
11. Rekan-rekan seperjuangan TA yang telah mendukung secara mental-batin dan memberikan bantuan bantuan dalam penyelesaian laporan tugas akhir ini.
12. Orang-orang diluar sana yang namanya tidak bisa dituliskan yang sudah memberikan dorongan dan motivasi.

Penulis menyadari bahwa mungkin masih ada kekurangan dalam laporan ini, sehingga kritik dan saran penulis terima. Semoga laporan ini dapat berguna dan bermanfaat bagi penulis dan pihak yang membacanya.

Surabaya, 20 Januari 2020

Penulis

DAFTAR ISI

PERNYATAAN BEBAS PLAGIASI	v
LEMBAR PENGESAHAN.....	vii
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 Permasalahan	2
1.3 Tujuan.....	3
1.4 Lingkup Kerja.....	3
1.5 Sistematika Laporan	3
BAB II TINJAUAN PUSTAKA.....	5
2.1 <i>Octanol (2-Ethyl hexanol)</i>	5
2.2 Kolom Distilasi Biner	6
2.3 Reaktor	10
2.4 Kontroler PID	11
2.5 <i>Degrees of Freedom (DOF)</i>	12
2.6 <i>First Order Plus Death Time (FOPDT)</i>	13
2.7 Pengendali <i>Feedforward</i>	14
2.8 Analisa Performansi Pengendali	16
2.9 <i>Plantwide Control</i>	17
BAB III METODOLOGI PENELITIAN	21
3.1 Pengumpulan Data Komponen pada Proses Produksi <i>Octanol</i>	22
3.2 Pemodelan Proses Produksi <i>Octanol</i>	23
3.3 Validasi Proses Produksi <i>Octanol</i>	26
3.4 Problem of Formulation.....	27
3.5 Penentuan Fungsi Objektif.....	27
3.6 Perancangan <i>Plantwide Control (PWC)</i>	28
3.6.1 Mengidentifikasi CDOF	28
3.6.2 Penentuan Laju Produksi (<i>Throughout Manipulator</i>) ..	30

3.6.3	Penentuan Variabel Ekonomi	31
3.6.4	Integrasi Proses (<i>Process Integration</i>).....	31
3.6.5	Lapisan Pengendalian Supervisory	31
3.6.6	Optimisasi.....	33
3.7	Pengujian Performansi dan Analisis	34
BAB IV ANALISA DATA DAN PEMBAHASAN		35
4.1	Analisa Hasil Perancangan <i>Feed Forward</i>	35
4.2	Analisa Hasil Perancangan PWC	44
4.3	Analisa Hasil Optimisasi.....	45
4.4	Analisa Pengujian Performansi Sistem	48
4.5	<i>Total Annual Cost (TAC)</i>	59
4.6	Pembahasan	60
BAB V PENUTUP.....		63
5.1	Kesimpulan.....	63
5.2	Saran.....	63
DAFTAR PUSTAKA.....		65
BIODATA PENULIS.....		67
LAMPIRAN A.....		69
LAMPIRAN B		72

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1	Ikatan kimia <i>octanol</i> [8].....	5
Gambar 2.2	Bagian – bagian kolom distilasi [11]	7
Gambar 2.3	Kesetimbangan massa pada kondensor dan <i>reflux drum</i> [11].....	9
Gambar 2.4	Kesetimbangan massa pada <i>reboiler</i> dan <i>base</i> kolom [11]	9
Gambar 2.5	Blok Reaktor Sederhana [12].....	11
Gambar 2.6	Grafik respon sistem [15]	13
Gambar 2.7	Respon pengendali [15]	16
Gambar 2.8	Interpretasi IAE pada (a) uji <i>disturbance</i> , dan (b) uji <i>set point</i> [15].....	17
Gambar 3.1	Diagram alir penelitian	21
Gambar 3.2	Pemodelan proses produksi <i>octanol</i> dengan <i>software Hysys</i>	25
Gambar 3.3	Lokasi peletakan TPM.....	30
Gambar 3.4	Pemasangan MPC.....	32
Gambar 3.5	Diagram blok MPC <i>Controller 101</i>	33
Gambar 4.1	Uji <i>Open Loop Feed</i> EPA.....	35
Gambar 4.2	Uji <i>Disturbance</i> Flow EPA.....	36
Gambar 4.3	Respon XIC-102 pada <i>disturbance</i> +5%	37
Gambar 4.4	Respon XIC-102 pada <i>disturbance</i> -5%	37
Gambar 4.5	Respon LIC-100 Reaktor pada <i>disturbance</i> +5% ..	38
Gambar 4.6	Respon LIC-100 Reaktor pada <i>disturbance</i> -5% ..	38
Gambar 4.7	Respon PIC-100 Reaktor pada <i>disturbance</i> +5% ..	39
Gambar 4.8	Respon PIC-100 Reaktor pada <i>disturbance</i> -5% ..	39
Gambar 4.9	Respon PIC-100 kolom distilasi pada <i>disturbance</i> +5%	40
Gambar 4.10	Respon PIC-100 kolom distilasi pada <i>disturbance</i> -5%.....	40
Gambar 4.11	Respon LIC-100 <i>condensor</i> pada <i>disturbance</i> +5%	41
Gambar 4.12	Respon LIC-100 <i>condensor</i> pada <i>disturbance</i> -5%	41

Gambar 4.13	Respon XIC-102 (<i>Octanol</i>) pada Disturbance +5%	44
Gambar 4.14	Respon XIC-102 (<i>Octanol</i>) pada disturbance -5%	45
Gambar 4.15	Perbandingan respon LIC-100 Reaktor pada <i>feed</i> naik 5%	48
Gambar 4.16	Perbandingan respon LIC-100 Reaktor pada <i>feed</i> turun 5%	49
Gambar 4.17	Perbandingan respon PIC-100 Reaktor pada <i>feed</i> naik 5%	49
Gambar 4.18	Perbandingan respon PIC-100 Reaktor pada <i>feed</i> turun 5%	50
Gambar 4.19	Perbandingan respon PIC-100 Kolom Distilasi pada <i>feed</i> naik 5%	50
Gambar 4.20	Perbandingan respon PIC-100 Kolom Distilasi pada <i>feed</i> turun 5%	51
Gambar 4.21	Perbandingan respon XIC-102 (<i>Octanol</i>) pada <i>feed</i> naik 5%	51
Gambar 4.22	Perbandingan respon XIC-102 (<i>Octanol</i>) pada <i>feed</i> turun 5%	52
Gambar 4.23	Perbandingan respon LIC-100 <i>condenser</i> pada <i>feed</i> naik 5%	52
Gambar 4.24	Perbandingan respon LIC-100 <i>condenser</i> pada <i>feed</i> turun 5%	53
Gambar 4.25	Perbandingan respon LIC-101 <i>reboiler</i> pada <i>feed</i> naik 5%	53
Gambar 4.26	Perbandingan respon LIC-101 <i>reboiler</i> pada <i>feed</i> turun 5%	54
Gambar B.1	<i>Process Flow Diagram Octanol</i>	72
Gambar B.2	Proses produksi <i>octanol</i> pada kondisi desain	73
Gambar B.3	Desain pada kolom distilasi	74
Gambar B.4	Desain PWC	75
Gambar B.5	Desain <i>feedforward</i>	76

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1	Karakteristik <i>Octanol</i> [8]	5
Tabel 3.1	Properti pada Proses Produksi <i>Octanol</i>	22
Tabel 3.2	Validasi Proses pada Proses Produksi <i>Octanol</i>	26
Tabel 3.3	Hasil Perhitungan <i>Nrestraining</i>	29
Tabel 3.4	Analisa CDOF Proses Produksi <i>Octanol</i>	29
Tabel 3.5	Kontrol pada proses produksi <i>octanol</i>	29
Tabel 3.6	Parameter Permodelan Pengendali <i>Feed Forward</i> ..	31
Tabel 3.7	Parameter Permodelan FOPDT	32
Tabel 3.8	Gangguan pada umpan	34
Tabel 4.1	<i>Gain Feedforward</i>	36
Tabel 4.2	Perbandingan karakteristik respon XIC-102 <i>disturbance</i> +5%	42
Tabel 4.3	Perbandingan karakteristik respon XIC-102 <i>disturbance</i> -5%	42
Tabel 4.4	Perbandingan karakteristik respon LIC-100 Reaktor <i>disturbance</i> +5%	42
Tabel 4.5	Perbandingan karakteristik respon LIC-100 Reaktor <i>disturbance</i> -5%	42
Tabel 4.6	Perbandingan karakteristik respon PIC-100 Reaktor <i>disturbance</i> +5%	42
Tabel 4.7	Perbandingan karakteristik respon PIC-100 Reaktor <i>disturbance</i> -5%	43
Tabel 4.8	Perbandingan karakteristik respon PIC-100 kolom distilasi <i>disturbance</i> +5%	43
Tabel 4.9	Perbandingan karakteristik respon PIC-100 kolom distilasi <i>disturbance</i> -5%	43
Tabel 4.10	Perbandingan karakteristik respon LIC-100 <i>condensor</i> <i>disturbance</i> +5%	43
Tabel 4.11	Perbandingan karakteristik respon LIC-100 <i>condensor</i> <i>disturbance</i> -5%	43
Tabel 4.12	Perbandingan strategi kontrol pada laju aliran produk	46
Tabel 4.13	Perbandingan penggunaan energi	46
Tabel 4.14	Perbandingan perhitungan biaya	47

Tabel 4.15	Perbandingan karakteristik respon LIC-100 Reaktor pada <i>feed</i> naik 5%	54
Tabel 4.16	Perbandingan karakteristik respon LIC-100 Reaktor pada <i>feed</i> turun 5%	54
Tabel 4.17	Perbandingan karakteristik respon PIC-100 Reaktor pada <i>feed</i> naik 5%	55
Tabel 4.18	Perbandingan karakteristik respon PIC-100 Reaktor pada <i>feed</i> turun 5%	55
Tabel 4.19	Perbandingan karakteristik respon PIC-100 kolom distilasi pada <i>feed</i> naik 5%	55
Tabel 4.20	Perbandingan karakteristik respon PIC-100 kolom distilasi pada <i>feed</i> turun 5%	55
Tabel 4.21	Perbandingan karakteristik respon XIC-102 saat <i>feed</i> naik 5%	55
Tabel 4.22	Perbandingan karakteristik respon XIC-102 saat <i>feed</i> turun 5%	56
Tabel 4.23	Perbandingan karakteristik respon LIC-100 <i>condenser</i> pada <i>feed</i> naik 5%	56
Tabel 4.24	Perbandingan karakteristik respon LIC-100 <i>condenser</i> pada <i>feed</i> turun 5%	56
Tabel 4.25	Perbandingan karakteristik respon LIC-101 <i>reboiler</i> pada <i>feed</i> naik 5%	56
Tabel 4.26	Perbandingan karakteristik respon LIC-101 <i>reboiler</i> pada <i>feed</i> turun 5%	56
Tabel 4.27	Nilai IAE LIC-100 Reaktor pada uji gangguan naik 5%	57
Tabel 4.28	Nilai IAE LIC-100 Reaktor pada uji gangguan turun 5%	57
Tabel 4.29	Nilai IAE PIC-100 Reaktor pada uji gangguan naik 5%	57
Tabel 4.30	Nilai IAE PIC-100 Reaktor pada uji gangguan turun 5%	57
Tabel 4.31	Nilai IAE PIC-100 kolom distilasi pada uji gangguan naik 5%	57
Tabel 4.32	Nilai IAE PIC-100 kolom distilasi pada uji gangguan turun 5%	58

Tabel 4.33	Nilai IAE XIC-102 pada uji gangguan naik 5%	58
Tabel 4.34	Nilai IAE XIC-102 pada uji gangguan turun 5%	58
Tabel 4.35	Nilai IAE LIC-100 <i>condenser</i> pada uji gangguan naik 5%	58
Tabel 4.36	Nilai IAE LIC-100 <i>condenser</i> pada uji gangguan turun 5%	58
Tabel 4.37	Nilai IAE LIC-101 <i>reboiler</i> pada uji gangguan naik 5%	58
Tabel 4.38	Nilai IAE LIC-101 <i>reboiler</i> pada uji gangguan turun 5%	59
Tabel 4.39	CAPEX penerapan PWC	59
Tabel 4.40	OPEX penerapan PWC	60
Tabel A.1	Data <i>Stream</i> pada Proses Produksi <i>Octanol</i>	69
Tabel A.2	<i>Tag Component</i> dan hasil perhitungan <i>Nrestraining</i>	70

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Kelangkaan gas alam di Jawa Timur menimbulkan permasalahan dalam ketersediaan bahan baku industri petrokimia. Kolom distilasi merupakan salah satu proses yang mengalami penurunan laju *feed*. Masalah utama yang dialami dalam pengoperasian kolom distilasi aldehid adalah konsumsinya yang sangat besar, yaitu mencapai 40% - 50% dari total biaya operasinya [1]. Hal tersebut menyebabkan biaya produksi yang besar, apalagi ditengah melambungnya harga LPG yang merupakan bahan bakar dari *boiler*. Akibat kelangkaan bahan baku berupa gas alam tersebut, kolom distilasi aldehid tidak dapat memproduksi sesuai kapasitas yang optimal, sehingga laju *feed* pada kolom distilasi aldehid berkurang yang pada akhirnya dapat menurunkan laju produksi. Penurunan laju produksi yang tidak sebanding dengan besarnya penurunan laju panas pada *reboiler* mengakibatkan efisiensi pemakaian energi terhadap hasil proses menurun. Kualitas atau komposisi produk yang merupakan prioritas utama yang harus dicapai dan dipertahankan melalui kontrol proses, akan terganggu disebabkan oleh penurunan laju *feed* pada kolom distilasi aldehid. Penerapan integrasi panas pada kolom distilasi juga dapat diterapkan untuk meminimalkan konsumsi energi pada kolom distilasi, namun penerapan integrasi panas harus dilakukan dengan cara merubah konstruksi dari kolom distilasi [2]. Hal tersebut sulit dilakukan karena biaya yang sangat mahal dan membutuhkan waktu yang lebih lama.

Untuk mengatasi hal tersebut maka alternatif lain yang dapat dilakukan adalah merubah strategi kontrol yang sudah terpasang dengan strategi yang mampu mengatasi terjadinya gangguan dan hemat energi. Bagaimana strategi kontrol yang dapat menjaga komposisi produk agar tetap stabil dan juga dapat meminimalkan energi merupakan permasalahan pertama dari pemasangan strategi kontrol [3]. Selanjutnya permasalahan kedua adalah instrumentasi apa yang dapat dimanfaatkan untuk kepentingan strategi kontrol

tanpa merubah instrumentasi yang ada, mempunyai performansi yang baik, menghemat biaya, dan reliabel [4].

Menjaga kestabilan komposisi produk dan meminimalkan penggunaan energi menjadi *concern* pada Tugas Akhir kali ini, dengan menerapkan metode PWC. Satu atau beberapa sistem dan strategi yang digunakan dalam mengendalikan plant dilibatkan dalam metode *Plantwide Control* (PWC). *Material recycle*, integrasi panas, dan komponen kimia yang beragam merupakan tiga jenis operasi yang biasa menjadi permasalahan pada suatu plant sehingga dibutuhkan PWC.

Adapun tujuan dari PWC sendiri antara lain adalah untuk 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. Luyben dan Skogested adalah beberapa nama yang telah mengembangkan sistem tersebut secara sistematis. Metode yang dimiliki Luyben terdiri dari sembilan langkah, namun belum ada yang mengevaluasi segi ekonomi dari langkah – langkah tersebut. Metode desain PWC milik Luyben selanjutnya disempurnakan oleh Skogestad dengan membaginya menjadi langkah top – down dan bottom – up [5]. Harapannya, PWC yang diterapkan pada Proses Produksi *Octanol* dapat mengoptimalkan penggunaan energi hingga segi ekonomi.

1.2 Rumusan Permasalahan

Berdasarkan latar belakang pada tugas akhir ini maka permasalahan yang dapat diangkat adalah

- a. Perlunya perancangan *plantwide control* pada proses produksi *octanol*.
- b. Perlunya penerapan *plantwide control* pada proses produksi *octanol* dari segi penggunaan energi dan segi ekonomi.

- c. Perlunya analisis dampak penerapan *plantwide control* pada proses produksi *octanol* dalam segi kestabilan respon akibat adanya gangguan.

1.3 Tujuan

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

- a. Melakukan perancangan *plantwide control* pada proses produksi *octanol*.
- b. Mengetahui dampak penerapan *plantwide control* pada proses produksi *octanol* dalam segi penggunaan energi dan segi ekonomi.
- c. Mengetahui dampak penerapan *plantwide control* pada proses produksi *octanol* dalam segi kestabilan respon akibat adanya gangguan.

1.4 Lingkup Kerja

Adapun lingkup kajian pada tugas akhir adalah pertama mengumpulkan data mulai dari PFD, P&ID, serta *datasheet* dari proses produksi *octanol*. Setelah data yang diperlukan telah didapat selanjutnya dimodelkan 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 ini adalah sebagai berikut :

BAB I Pendahuluan

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

BAB II Teori Penunjang

Bab II ini dibahas mengenai teori-teori yang berkaitan dengan penelitian yang akan dilakukan, yaitu kolom distilasi, reactor,

kontroler PID, *Degrees of Freedom*, FOPDT, pengendali *feedforward*, dan metode PWC.

BAB III Metodologi

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

BAB IV Hasil dan Pembahasan

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

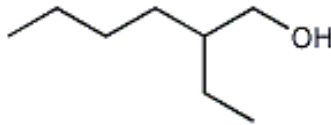
BAB V Kesimpulan dan Saran

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

BAB II TINJAUAN PUSTAKA

2.1 *Octanol (2-Ethyl hexanol)*

Alkohol berlemak (alkanol, $C_nC - OH$) sangat bermanfaat dalam dunia industri berbasis kimia, sering juga sebagai digunakan sebagai pelarut. Oktanol ($C_8 - OH$) atau yang memiliki nama lain *2-Ethyl hexanol* adalah pelarut yang sangat menarik, diterima secara luas sebagai pengganti yang paling sederhana untuk jaringan lemak [6]. Oleh karena itu para peneliti biasanya menggunakan $C_8 - OH$ untuk mengantisipasi distribusi molekul antara kompartemen berair dan lemak, berdasarkan apa yang disebut koefisien partisi air - oktanol [7].



Gambar 2.1 Ikatan kimia *octanol* [8]

Tabel 2.1 Karakteristik *Octanol* [8]

<i>Structure CAS No.</i>	104-76-7
<i>Appearance</i>	<i>Clear, colorless liquid</i>
<i>Odor</i>	<i>Characteristic smell</i>
<i>Boiling point (°C)</i>	184.6 (101.3kPa)
<i>Formula</i>	$C_8H_{18}O$
<i>Molecular Weight</i>	130.2

Octanol apabila direaksikan dengan *phthalic anhydride* menghasilkan bis (*2-ethyl hexyl phthalate*) (*DOP, DEHP*) yang digunakan untuk membuat *plasticizer* (zat yang ditambahkan ke plastik untuk meningkatkan fleksibilitas dan daya tahan) untuk *polivinil chlorida*. Selain itu, esterifikasi dengan asam akrilat memberikan 2-etil heksil akrilat untuk digunakan dalam perekat

dan cat. Disisi lain, karena dapat melarutkan banyak bahan organik dengan baik, *octanol* banyak digunakan sebagai pelarut dengan volatilitas rendah [8]. Karakteristik dari *octanol* ditunjukkan pada tabel 2.1.

2.2 Kolom Distilasi Biner

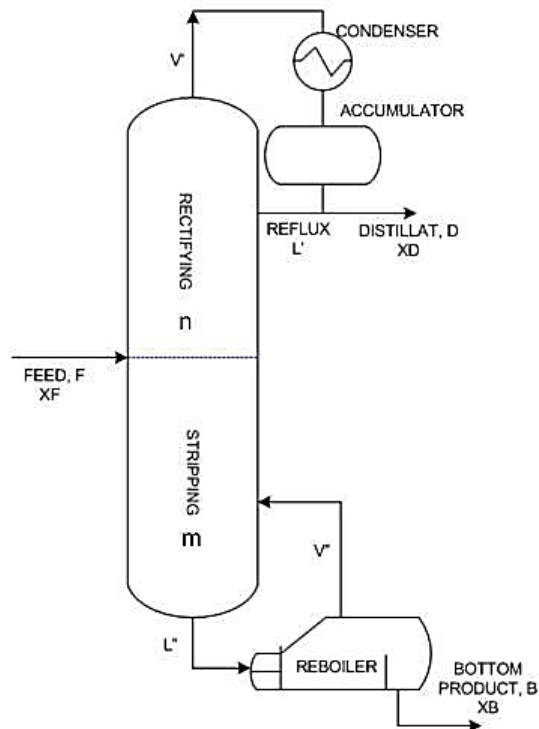
Kolom distilasi merupakan unit operasi utama pada proses kimia dalam industri minyak dan gas yang digunakan untuk pemisahan dan pemurnian cairan dan uap. Prinsip pemisahan dan pemurnian pada kolom distilasi adalah berdasarkan prinsip volatilitas. Volatilitas merupakan kecenderungan suatu zat untuk berubah menjadi uap dari suatu cairan [9]. Dalam kasus yang paling sederhana, produk dari proses distilasi terbatas pada *distilat overhead* dan produk bawah, yang komposisinya berbeda dari umpan. Distilasi merupakan salah satu metode tertua yang paling umum digunakan untuk pemisahan proses kimia. Terdapat banyak industri yang menggunakan distilasi untuk pemisahan dalam berbagai kategori produk seperti penyulingan minyak bumi, petrokimia, pemrosesan gas alam, dan lain sebagainya. Tujuan dari distilasi tersebut adalah untuk menghilangkan komponen ringan dari campuran komponen berat, atau sebaliknya, yaitu pemisahan produk berat dari campuran komponen ringan [10].

Konsumsi energi pada kolom distilasi cukup besar, yaitu mencapai 40% dari total energi yang dibutuhkan pada sebuah *plant*. Energi tersebut merupakan energi untuk mengubah campuran fluida fase cair menjadi uap dan mengubah uap kembali menjadi cair pada kondensor. Dengan kebutuhan energi yang cukup besar tersebut, sehingga menyebabkan biaya produksi yang digunakan pada kolom distilasi relatif tinggi.

Kolom distilasi merupakan salah satu sistem yang nonlinear dan memiliki banyak interaksi multivariabel dalam prosesnya. Hal tersebut menyebabkan kolom distilasi merupakan sistem dengan kompleksitas yang tinggi. Mulai dari pengurangan tekanan yang dapat menyebabkan gangguan pada proses penguapan, sedangkan apabila terjadi kelebihan tekanan akan menyebabkan gangguan

pada proses kondensasi [11]. Komposisi pada kolom distilasi juga dapat dipengaruhi oleh temperatur pada kolom distilasi.

Untuk mencapai tujuan pemurnian suatu zat, maka kolom distilasi juga ditunjang oleh beberapa peralatan lain, yaitu *reboiler* yang berfungsi sebagai pemanas di bagian bawah kolom, kondensor yang berfungsi melakukan proses kondensasi di bagian atas kolom serta *reflux drum* yang berfungsi untuk menampung hasil kondensasi. Gambaran proses kolom distilasi dapat dilihat pada gambar 2.2.



Gambar 2.2 Bagian – bagian kolom distilasi [11]

Persamaan kesetimbangan massa komponen pada kolom distilasi adalah sebagai berikut :

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

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

Dimana :

- F = laju aliran umpan
- D = laju aliran distilat
- B = laju aliran produk bawah
- 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

Kesetimbangan massa komponen pada kondensor dirumuskan sebagai berikut :

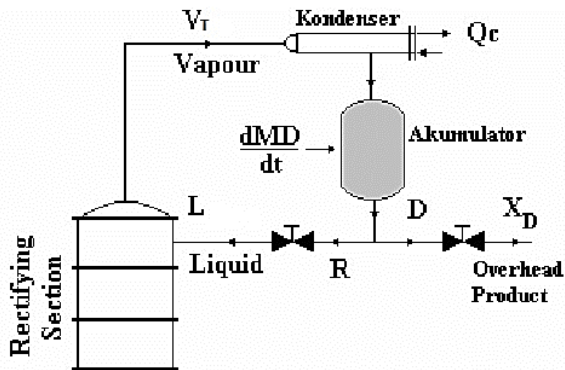
$$\frac{d(M_D X_D)}{dt} = V_T X_{VT} - (L + D) X_D \quad (2.4)$$

Dimana X_{VT} merupakan fraksi dari uap keluaran kolom distilasi. Sehingga persamaan kesetimbangan massa energi pada kondensor dapat dituliskan sebagai berikut:

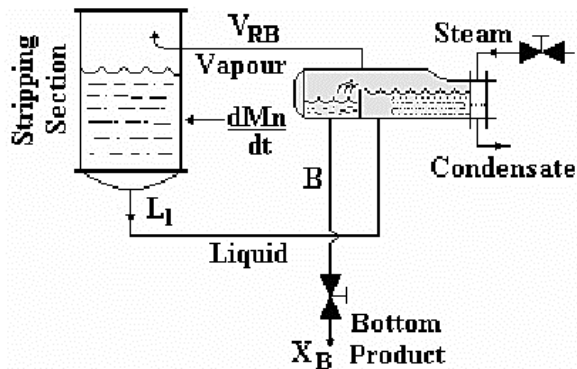
$$\frac{d(M_D h_D)}{dt} = V_T h_{VT} - L h_L - D h_D + Q_C \quad (2.5)$$

Dimana:

- h_{VT} = entalpi pada uap keluaran kolom atas
- h_{VT} = entalpi pada distilat
- h_L = entalpi pada refluks
- Q_C = laju aliran panas kondensor



Gambar 2.3 Kestimbangan massa pada kondensor dan *reflux drum* [11]



Gambar 2.4 Kestimbangan massa pada *reboiler* dan *base* kolom [11]

Persamaan kestimbangan 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 persamaan kesetimbangan massa komponen adalah sebagai berikut:

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

Dimana:

X_1 = fraksi keluaran *bottom stage* kolom

X_{VRB} = fraksi *steam reboiler*

Persamaan kesetimbangan massa energi pada *reboiler* dan *base* kolom adalah sebagai berikut:

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

Dimana:

h_1 = entalpi pada uap keluaran kolom atas

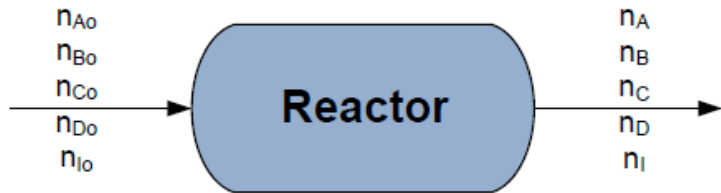
h_{RB} = entalpi pada distilat

h_B = entalpi pada refluks

Q_B = laju aliran panas kondensor

2.3 Reaktor

Reaksi biasanya merupakan inti dari proses kimia dimana bahan baku yang relatif murah dikonversi menjadi produk yang lebih menguntungkan secara ekonomi. Dalam kasus lain, reaksi memainkan peran penting dalam keamanan dan perlindungan lingkungan. Desain dan operasi reaktor yang tepat diperlukan untuk memberikan hasil yang diinginkan. Desain tersebut biasanya didasarkan pada termodinamika, kinetika kimia, dan pertimbangan ekonomi. Dalam reaksi kimia, perlu ditentukan reaktan dan produk apa yang dibutuhkan, sampai sejauh mana reaksi berlangsung, dan seberapa cepat akan berlangsung [12].



Gambar 2.5 Blok Reaktor Sederhana [12]

Ada beberapa cara untuk mengklasifikasikan reaksi kimia. Sebagai contoh, reaksi dapat digolongkan sebagai reaksi *reversible* dan *irreversible*. Dalam reaksi reversibel, reaktan dikonversi menjadi produk pada laju tertentu, sementara produk diubah menjadi reaktan pada laju yang berbeda. Pada kesetimbangan, kedua tingkat menjadi sama. Contoh reaksi reversibel adalah pembentukan amonia dari hidrogen dan nitrogen [12].

Sebaliknya, dalam reaksi *irreversible* (tidak dapat diubah), laju konversi produk menjadi reaktan adalah nol. Sebagai contoh, hidrasi kalsium oksida untuk membentuk kalsium hidroksida merupakan hal yang tidak dapat diubah [12].

Klasifikasi reaksi lain didasarkan pada fase yang terjadi. Dalam klasifikasi ini reaksi homogen didefinisikan sebagai reaksi yang terjadi dalam satu fase. Di sisi lain, reaksi heterogen membutuhkan adanya dua fase atau lebih agar reaksi dapat berlangsung, terlepas dari dimana reaksi terjadi. Sebagai contoh, pembakaran metana adalah reaksi homogen karena hanya terjadi dalam fase gas. Disisi lain, pembakaran batubara adalah reaksi heterogen karena karena keberadaan oksigen (gas) dan batubara (padat) diperlukan untuk menyelesaikan reaksi. Persamaan umum neraca massa dalam proses reaktif adalah sebagai berikut [12]:



2.4 Kontroler PID

Kontroler *Proportional Integrated Derivative* (PID) merupakan kontroler yang memiliki 3 komponen kontrol di dalamnya, yaitu kontroler proporsional dengan *error* (e), kontroler proporsional dengan integral *error*, dan kontroler proporsional

dengan derivatif dari *error*. Hasil output dari kontroler PID adalah nilai input yang telah dimanipulasi terhadap variabel waktu $u(t)$. Persamaan dari kontroler PID ditunjukkan pada persamaan berikut.

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

K_p , K_i , dan K_d biasa disebut dengan *proportional gain*, *integral gain*, dan *derivative gain* yang merupakan *tuning parameter* dari pengendalian. Persamaan kontroler untuk PI dapat diperoleh dengan menyederhanakan persamaan diatas tanpa melibatkan kontroler derivatif seperti pada persamaan berikut [13].

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

2.5 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 (2.16)

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

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

Pada kasus ini, pemodelan tidak akan dapat diselesaikan. Dalam mendesain struktur kontrol, analisis DOF dikenal sebagai *control degrees of freedom* (CDOF). Pada pengertiannya, CDOF merupakan jumlah maksimum dari variabel yang dapat dimanipulasi untuk mendesain struktur kontrol. Persamaan CDOF yang dikembangkan oleh Konda dituliskan pada Persamaan (2.12) sebagai berikut [14].

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

dimana :

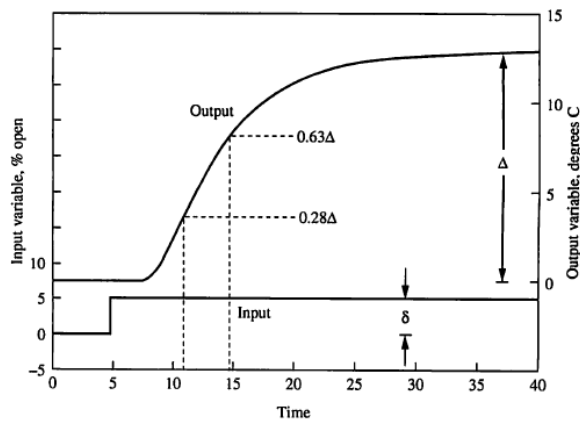
$N_{streams}$: Jumlah stream yang ada pada proses

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

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

2.6 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 2.6 sebagai berikut [15].



Gambar 2.6 Grafik respon sistem [15]

Dari grafik respon sistem pada gambar 2.6, maka akan didapatkan fungsi transfer FOPDT pada persamaan (2.13) sebagai berikut [16]:

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

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

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

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

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

dimana:

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

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

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

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

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

2.7 Pengendali *Feedforward*

Pengendali *feedforward* 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 [15].

Pada perancangan pengendali *feedforward*, agar dapat mengindikasikan adanya gangguan yang akan terjadi, harus mempertimbangkan karakteristik plant beserta dampak dari adanya gangguan terhadap plant tersebut. Pemodelan pengendali *feedforward* dapat dilihat pada persamaan 2.17.

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

dimana:

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

$G_d(s)$: Pemodelan *disturbance*

$G_p(s)$: Pemodelan *plant*

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

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

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

Jika persamaan (2.18-2.19) disubstitusikan pada persamaan (2.17), maka akan didapatkan Persamaan (2.20) yang merupakan pemodelan *feedforward*.

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

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

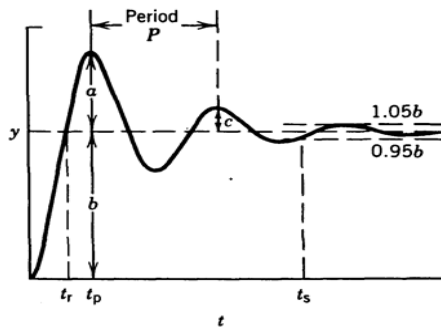
$\theta_{ff} = \theta_d - \theta_p$: *Feedforward controller dead time*

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

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

2.8 Analisa 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) [15]. Pada Gambar 2.7 ditunjukkan parameter-parameter yang digunakan dalam melakukan analisis performansi pengendali.



Gambar 2.7 Respon pengendali [15]

Berdasarkan Gambar 2.7 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 (2.21) sebagai berikut.

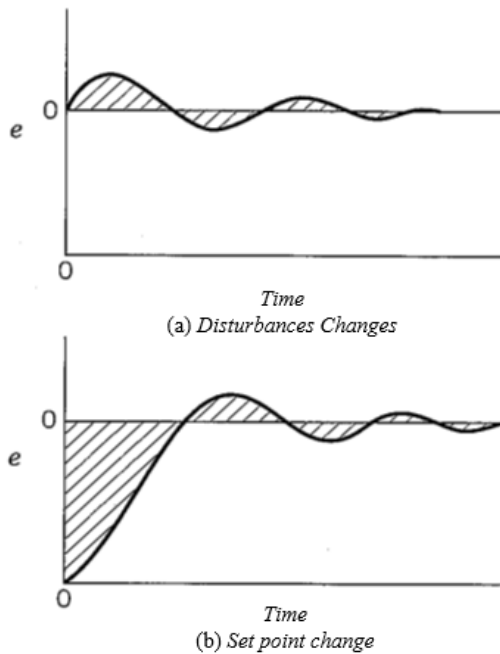
$$M_p = \frac{a}{b} \times 100\% \quad (2.21)$$

- Eror *steady state* (E_{SS}), dengan mengitung selisih *output* dengan *set point* pada saat keadaan *steady state* atau tunak.
- Nilai IAE adalah penjumlahan nilai *absolute error* dari *output* proses, nilai IAE di interpretasikan pada area yang

diarsir seperti pada Gambar 2.8. Nilai IAE dihitung seperti pada persamaan (2.22) berikut.

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

Ilustrasi perhitungan IAE akan dijelaskan pada Gambar 2.7 berikut.



Gambar 2.8 Interpretasi IAE pada (a) uji *disturbance*, dan (b) uji *set point* [15]

2.9 Plantwide Control

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. Dalam mencapai tujuan tersebut, terdapat banyak prosedur PWC yang dikembangkan. Dua prosedur yang cukup populer di industri saat ini adalah prosedur PWC karya Luyben dan prosedur *economic* PWC karya Skogestad [17].

Prosedur PWC karya Luyben terdiri atas 9 langkah. Berikut adalah langkah-langkah penerapan PWC karya Luyben.

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

Berikut ini adalah langkah – langkah penerapan PWC karya Skogestad.

Analisa *Top-Down*

1. Tentukan tujuan operasional berupa fungsi biaya dan batasan – batasannya.
2. Tentukan 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. Identifikasi variabel proses yang akan dijadikan sebagai objek pengukuran, lalu dari variabel proses tersebut dipilih variabel kendali utama (*controlled variable 1/CV1*) guna meminimalisir kerugian proses ditinjau dari segi ekonomi.
4. Tentukan lokasi *Througput Manipulator* (TPM) yang menjadi pengatur besar laju produk per satuan waktu.

Analisa *Bottom-up*

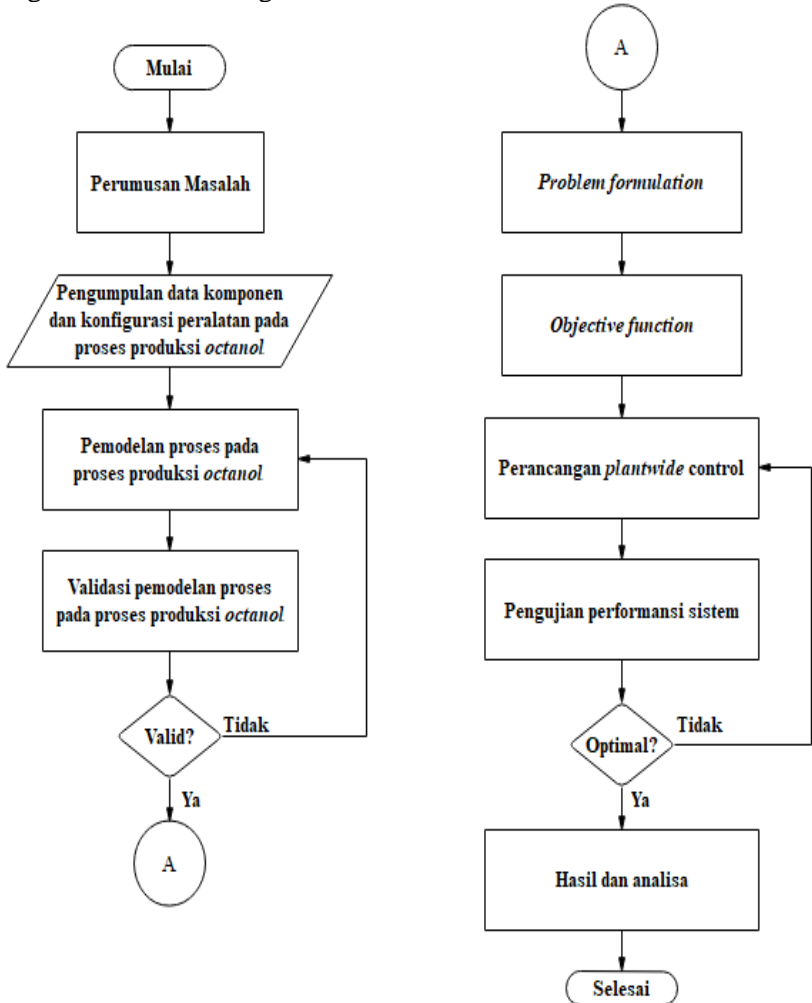
1. Pilih struktur pada tingkat pengendalian regulatory dengan menentukan variabel kendali kedua (*Controlled Variable 2/CV2*) yang fokus pada stabilisasi proses dan juga pemilihan pasangan variabel proses – variabel manipulasi.
2. Pilih struktur pada tingkat pengawasan atau *supervisory* dengan mempertimbangkan pasangan variabel proses, variabel manipulasi dan juga penentuan pengendali, apakah dengan menggunakan struktur pengendali yang terdesentralisasi atau pengendali multi-variabel.
3. Pilih 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 seperti persamaan yang telah dijelaskan.

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB III METODOLOGI PENELITIAN

Penelitian ini dirancang melalui beberapa tahapan yang digambarkan oleh diagram alir berikut ini :



Gambar 3.1 Diagram alir penelitian

3.1 Pengumpulan Data Komponen pada Proses Produksi Octanol

Tahap pertama yang dilakukan adalah pengumpulan data komponen pada proses produksi *octanol*. Data yang diperlukan berupa dokumen *Process Flow Diagram (PFD)*, *Piping and Instrumentation Diagram (P&ID)* serta *datasheet* peralatan pada setiap unit yang terdapat pada proses produksi *octanol*. Data tersebut selanjutnya akan digunakan untuk memodelkan plant agar dapat mengetahui gambaran proses secara umum menggunakan software HYSYS.

Tabel 3.1 Properti pada Proses Produksi *Octanol*

Stream	Properti	Data PFD
Feed EPA	<i>Temperature</i> (°C)	42,4
	<i>Mass Flow</i> (kg/h)	13900
	<i>Pressure</i> (kg/cm ² g)	4,6
Feed NBD	<i>Temperature</i> (°C)	42,4
	<i>Mass Flow</i> (kg/h)	2800
	<i>Pressure</i> (kg/cm ² g)	4,6
Inlet Reactor 410	<i>Temperature</i> (°C)	58
	<i>Mass Flow</i> (kg/h)	37000
	<i>Pressure</i> (kg/cm ² g)	42,5
Inlet Reactor 510	<i>Temperature</i> (°C)	51
	<i>Mass Flow</i> (kg/h)	4800
	<i>Pressure</i> (kg/cm ² g)	42
Inlet Column	<i>Temperature</i> (°C)	116,9
	<i>Mass Flow</i> (kg/h)	21250
	<i>Pressure</i> (kg/cm ² g)	4
<i>Top Product</i> (<i>Octanol</i>)	<i>Temperature</i> (°C)	39
	<i>Mass Flow</i> (kg/h)	3200
	<i>Pressure</i> (kg/cm ² g)	5
<i>Bottom Product</i>	<i>Temperature</i> (°C)	245
	<i>Mass Flow</i> (kg/h)	15900
	<i>Pressure</i> (kg/cm ² g)	3,5

3.2 Pemodelan Proses Produksi *Octanol*

Data mengenai proses produksi *octanol* 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 dalam melakukan simulasi pemodelan *plant* pada *software* HYSYS adalah sebagai berikut [18]:

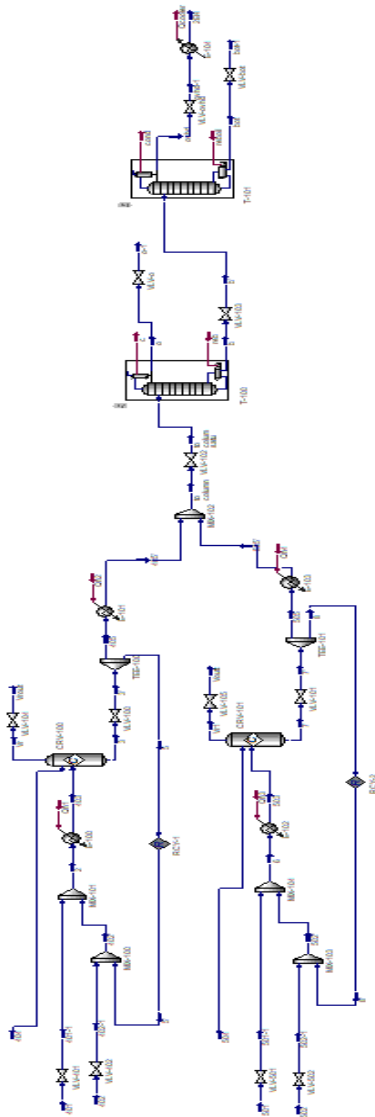
- a. Memasukkan semua data komponen proses.
- b. Memilih model *fluid package* yang sesuai dengan data komponen dan proses. Pada proses produksi *octanol*, *fluid package* yang akan digunakan sebagai model dalam penelitian ini adalah Peng- Robinson.
- c. Mengisi data *feed* yang terdiri data properti serta komposisinya. Data properti yang dimasukkan minimal terdiri dari tiga parameter proses, diantaranya tekanan, suhu, dan laju aliran. Untuk parameter yang lain akan dihitung melalui pemodelan *fluid package* peng-robinson yang dilakukan secara otomatis oleh *software* HYSYS.
- d. Apabila data yang dimasukkan telah sesuai, maka mulai merancang diagram alir proses (*process flow diagram*) dari proses produksi *octanol*.
- e. Apabila terdapat *error*, maka dilakukan analisis proses agar pemodelan dengan menggunakan *software* HYSYS dapat konvergen dalam keadaan *steady state*.

Demikian merupakan prosedur pembuatan proses produksi *octanol* pada keadaan *steady state* atau pada kondisi tidak bergerak terhadap waktu. Pada kondisi ini selanjutnya akan dilakukan validasi proses terhadap data PFD yang akan dijelaskan pada bagian selanjutnya. Secara umum sebuah proses akan berubah seiring berjalan waktu maka langkah selanjutnya adalah mengubah proses ke dalam kondisi dinamik.

Prosedur untuk mengubah proses menjadi keadaan dinamik adalah sebagai berikut.

- a. Melakukan *sizing* terlebih dahulu pada setiap peralatan dan semua *valve*.
- b. Memastikan bahwa tidak ada *stream* yang bebas.
- c. Memasang pengendali pada proses sesuai perhitungan CDOF yang telah dilakukan.
- d. Apabila telah dilakukan *sizing*, maka dilakukan pengecekan dengan bantuan *dynamic 2dassistant*. Apabila masih terdapat *error* maka harus diselesaikan terlebih dahulu dengan menganalisis hubungan *flow-pressure*. Jika sudah tidak terdapat *error* maka dapat berpindah ke keadaan dinamik dengan menekan *dynamic mode*. Namun harus sudah dipastikan untuk menyimpan pemodelan *steady state*.
- e. Kemudian program dijalankan dan dilakukan analisis sesuai yang diinginkan.
- f. Apabila terdapat respon proses yang belum stabil maka dilakukan *tuning* PID atau ditambahkan strategi pengendalian yang lain. Apabila proses dinamik telah berjalan, maka selanjutnya diidentifikasi dengan pemodelan *first order plus dead time* (FOPDT). Berikut adalah hasil pemodelan pada proses produksi *octanol*.

Berikut merupakan pemodelan pada proses produksi *octanol* dengan menggunakan HYSYS, ditunjukkan pada gambar 3.2.



Gambar 3.2 Pemodelan proses produksi *octanol* dengan software Hysys

3.3 Validasi Proses Produksi *Octanol*

Pemodelan yang dibuat divalidasi dengan kondisi desain pada PFD. Hasil pemodelan yang dibandingkan dengan kondisi desain tersebut kemudian dihitung nilai *error*-nya. Berikut adalah hasil validasi proses pada proses produksi *octanol*:

Tabel 3.2 Validasi Proses pada Proses Produksi *Octanol*

Stream	Properti	Data PFD	Simulasi	Deviasi
<i>Feed EPA</i>	<i>Temperature</i> (°C)	42,4	42,4	0%
	<i>Mass Flow</i> (kg/h)	13900	13900	0%
	<i>Pressure</i> (kg/cm ² g)	4,6	4,65	1,08%
<i>Feed NBD</i>	<i>Temperature</i> (°C)	42,4	42,4	0%
	<i>Mass Flow</i> (kg/h)	2800	2800	0%
	<i>Pressure</i> (kg/cm ² g)	4,6	4,65	1,08%
<i>Inlet Reactor 410</i>	<i>Temperature</i> (°C)	58	58	0%
	<i>Mass Flow</i> (kg/h)	37000	37134,5	0,36%
	<i>Pressure</i> (kg/cm ² g)	42,5	42,5	0%
<i>Inlet Reactor 510</i>	<i>Temperature</i> (°C)	51	51	0%
	<i>Mass Flow</i> (kg/h)	4800	4748	1,08%
	<i>Pressure</i> (kg/cm ² g)	42	42	0%

Tabel 3.2 Validasi Proses pada Proses Produksi *Octanol* (Lanjutan)

Stream	Properti	Data PFD	Simulasi	Deviasi
Inlet Column	Temperature (°C)	116,9	116,7	0,17%
	Mass Flow (kg/h)	21250	21120,17	0,61%
	Pressure (kg/cm ² g)	4	3,97	0,75%
Top Product (Octanol)	Temperature (°C)	39	39	0%
	Mass Flow (kg/h)	3200	3115	2,65%
	Pressure (kg/cm ² g)	5	5	0%
Bottom Product	Temperature (°C)	245	245	0%
	Mass Flow (kg/h)	15900	16026,71	0,79%
	Pressure (kg/cm ² g)	3,5	3,517	0,48%

3.4 Problem of Formulation

Ditentukan *constraint* dan beberapa parameter yang harus berada pada kondisi tertentu, sehingga harus ditentukan variabel serta nilai variabel tersebut agar *plant* dapat stabil dan mencapai kondisi optimal. Sehingga pada permodelan HYSYS ini ditentukan beberapa *constraint* yang harus terpenuhi, yaitu pada kondisi operasi dari *feed* EPA dan NBD sesuai dengan **Tabel 3.1**.

3.5 Penentuan Fungsi Objektif

Pada proses produksi *octanol*, fungsi objektif perancangan PWC adalah profit yang maksimal. Alasan profit yang maksimal sebagai fungsi objektif adalah dikarenakan setiap perusahaan pasti menginginkan profit yang paling maksimal sehingga dapat

menguntungkan perusahaan. Pada proses produksi *octanol* profit didapatkan dari penjualan produk *octanol*, dikurangi biaya operasional pada *equipment* yang digunakan pada *plant*. Harga produk *octanol* untuk setiap kilogramnya adalah sebesar 6,01 US\$ mengacu pada referensi standar FIPG.

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

3.6 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:

3.6.1 Mengidentifikasi CDOF

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. Untuk mendapatkan nilai CDOF dari proses produksi *octanol*, dilakukan perhitungan jumlah *stream* dan *equipment* berdasarkan jenisnya.

Jumlah *streams* dapat dilihat pada **Lampiran A**. Diketahui terdapat 43 *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. Selanjutnya adalah menentukan jumlah variabel yang tidak butuh dikontrol (*Nredundant*). Jumlah variabel pada proses produksi *octanol* yang tidak butuh dikontrol dapat dilihat pada tabel 3.3.

Tabel 3.3 Hasil Perhitungan *Nrestraining*

<i>Equipment</i>	Jumlah	<i>Nrestraining</i>	<i>Nredundant</i>
<i>Heater</i>	4	4	0
Kolom	2	0	0
Reaktor	2	0	0
Mixer	5	5	0
Valve	13	13	0
Reboiler	2	2	0
Condenser	2	2	0
Cooler	1	1	0
Jumlah		27	0

Perhitungan nilai DOF menggunakan persamaan CDOF yang telah dituliskan pada persamaan 2.12. Sehingga didapatkan nilai CDOF pada proses produksi *octanol* ditunjukkan pada tabel 3.4.

Tabel 3.4 Analisa CDOF Proses Produksi *Octanol*

N streams	N restraining	N redundant	CDOF
43	27	0	16

Pada proses produksi *octanol* ini telah dipasang 16 pengendali yang digunakan untuk menjaga kestabilan proses dan mendapatkan *output* yang maksimal. Berikut merupakan pengendali yang telah dipasang pada proses produksi *octanol*.

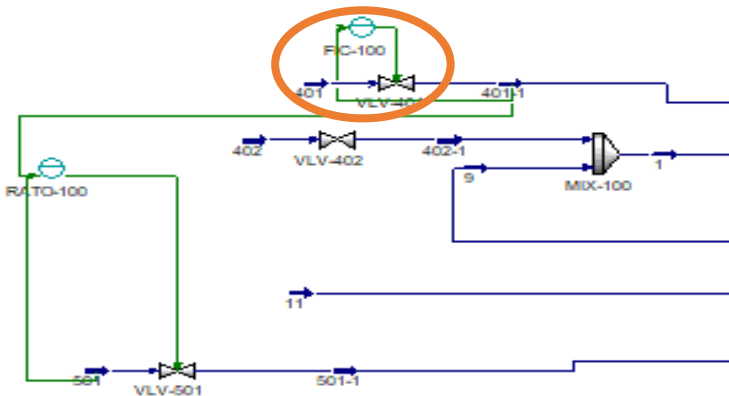
Tabel 3.5 Kontrol pada proses produksi *octanol*

No.	Tag	Deskripsi
1	FIC-100	Kontrol laju aliran stream 401 (<i>feed</i> EPA)
2	LIC-100	Kontrol <i>level</i> pada <i>reactor</i> CRV-100
3	PIC-101	Kontrol tekanan pada <i>reactor</i> CRV-100
4	LIC-101	Kontrol <i>level</i> pada <i>reactor</i> CRV-101
5	PIC-100	Kontrol tekanan pada <i>reactor</i> CRV-101
6	TIC-100	Kontrol temperatur pada <i>heater</i> E-100

No.	Tag	Deskripsi
7	PIC-100	Kontrol tekanan pada <i>condenser</i> kolom T-100
8	LIC-100	Kontrol <i>level</i> pada <i>condenser</i> kolom T-100
9	XIC-100	Kontrol komposisi produk atas kolom T-100
10	LIC-101	Kontrol <i>level</i> pada <i>reboiler</i> kolom T-100
11	XIC-101	Kontrol komposisi produk bawah kolom T-100
12	PIC-100	Kontrol tekanan pada <i>condenser</i> kolom T-101
13	LIC-100	Kontrol <i>level</i> pada <i>condenser</i> kolom T-101
14	XIC-100	Kontrol komposisi produk atas kolom T-101
15	LIC-101	Kontrol <i>level</i> pada <i>reboiler</i> kolom T-101
16	XIC-101	Kontrol komposisi produk bawah kolom T-101

3.6.2 Penentuan Laju Produksi (*Throughput Manipulator*)

Penentuan laju produksi (*throughput manipulator*), lokasi *throughput manipulator* (TPM) pada proses produksi *octanol* ini terdapat pada laju aliran *feed*. Penentuan laju produksi ini sama dengan milik Skogestad dan Luyben. Berikut merupakan lokasi peletakan TPM pada proses produksi *octanol*:



Gambar 3.3 Lokasi peletakan TPM

3.6.3 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 produk, kualitas distilat dan produk bawah serta energi yang dihasilkan *heater*, *reboiler* dan *condenser*.

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.

3.6.4 Integrasi Proses (*Process Integration*)

Pada proses ini, ditentukan struktur pengendalian variabel yang berhubungan dengan *inventory control* dan variabel yang akan menjadi gangguan (*disturbance*). Penentuan struktur pengendalian variabel sama dengan PWC milik Luyben yang disertai penentuan gangguan. Maka ditentukan struktur pengendalian PID pada *plant* serta gangguan yang terjadi adalah laju komponen dari *umpan* dalam keadaan aktual.

Pada proses produksi *octanol* 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 Permodelan Pengendali *Feed Forward*

Parameter Permodelan	Nilai Parameter Permodelan Feed Forward
K_{ff}	0,995
θ_{ff}	17,906
τ_1	11,70869
τ_2	14,15778

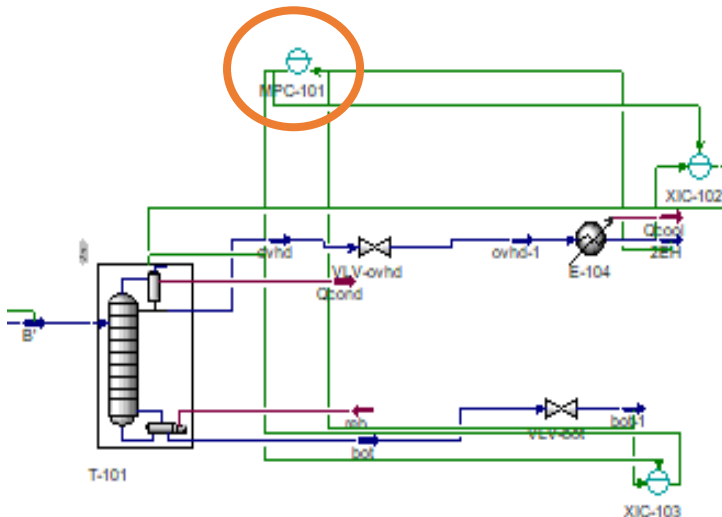
3.6.5 Lapisan Pengendalian Supervisory

Pengendali *supervisory* yang dipilih pada penelitian ini adalah *Model Predictive Control* (MPC) yang akan memberikan

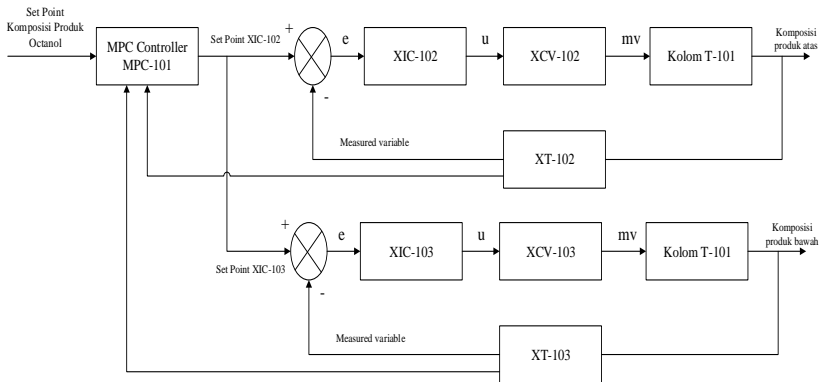
perubahan set point yang optimal pada lapisan pengendalian *regulatory* (PI/PID). Lapisan pengendalian *supervisory* sama dengan PWC milik Skogestad dan pengendalian setiap *loop* pada PWC milik Luyben. Perancangan *supervisory control* yang pada tugas akhir ini yang dipakai adalah *Model Predictive Control* (MPC) yang sudah tersedia pada HYSYS dengan menggunakan data *first order model* yang telah divalidasi.

Tabel 3.7 Parameter Permodelan FOPDT

Plant	Gain	K	Time Constant (sekon)	Dead Time (Sekon)
T-101	G ₁₁	0,002113	19,762	19,71
	G ₁₂	0,002245	22,134	38,13
	G ₂₁	0,002297	22,935	37,54
	G ₂₂	0,002079	23,625	31,95



Gambar 3.4 Pemasangan MPC



Gambar 3.5 Diagram blok MPC Controller 101

Pemasangan MPC berfungsi sebagai *supervisory control* diletakkan pada kolom distilasi yang terdapat pada plant. *Input* dari pemodelan MPC adalah komposisi produk *octanol*. Sementara output dari MPC akan memberikan *set point* ke kontrol komposisi pada produk distilat dan *bottom product*.

3.6.6 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.

3.7 Pengujian Performansi dan Analisis

Pengujian PWC dengan memberikan gangguan pada umpan sesuai dengan kenyataan di lapangan kemudian dilihat responnya. Pada proses produksi *octanol* diberikan gangguan pada umpan yaitu dengan memberikan kenaikan dan penurunan laju aliran sebesar 5%, dari yang awalnya 13900 kg/h menjadi 14595 kg/h dan 13205 kg/h dapat dilihat pada tabel 3.8.

Tabel 3.8 Gangguan pada umpan

Kondisi	Laju Aliran Massa Feed (kg/h)
Ideal	13900
Naik 5%	14595
Turun 5%	13205

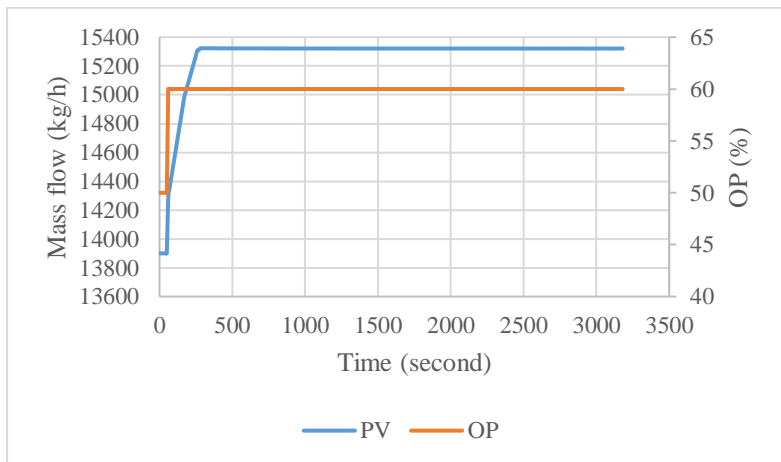
Hasil respon pengujian performansi sistem pada perancangan PWC ini akan dibandingkan dengan sistem yang dirancang tanpa menggunakan PWC, atau dalam artian hanya dipasang pengendali PID saja seperti pada umumnya yang terdapat pada hampir semua *plant*.

BAB IV ANALISA DATA DAN PEMBAHASAN

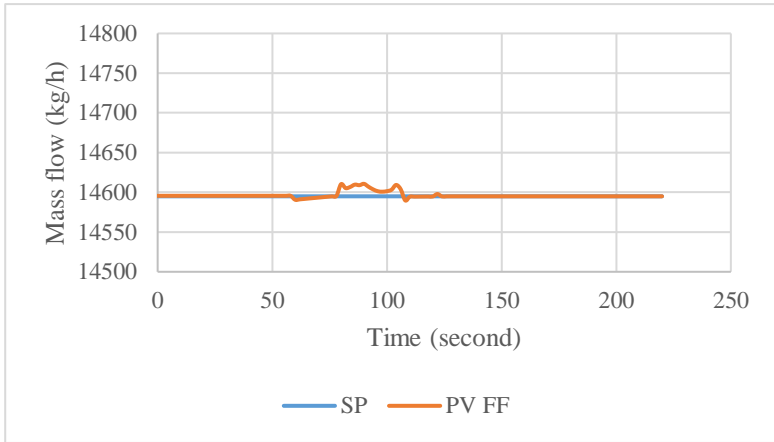
4.1 Analisa Hasil Perancangan *Feed Forward*

Pada proses perancangan pengendali *feed forward* yang telah dipasang, dilakukan uji *open loop* dan *disturbance* untuk mendapatkan nilai parameter dari *feed forward*. Terdapat satu variabel sebagai *disturbance* pada proses produksi *octanol*, yaitu *feed* awal (EPA) sehingga dibutuhkan satu pengendali *feed forward*. *Disturbance* tersebut ditinjau terhadap variable proses perubahan *flow*.

Pengujian *feed forward* terhadap variabel proses *flow* dilakukan terhadap pengendali *feed forward*. Uji *open loop* dilakukan dengan memanipulasi *stroke* pada *control valve*, dimana *stroke* pada *feed* awal (EPA) dengan kondisi semula 50% dinaikkan menjadi 60%. Sedangkan pada uji *disturbance* dilakukan dengan merubah nilai *set point* sebesar 5% dari kondisi operasi semula. Berikut merupakan grafik dari hasil uji *open loop* dan *disturbance* dari pengendali *feed forward*.



Gambar 4.1 Uji *Open Loop Feed EPA*



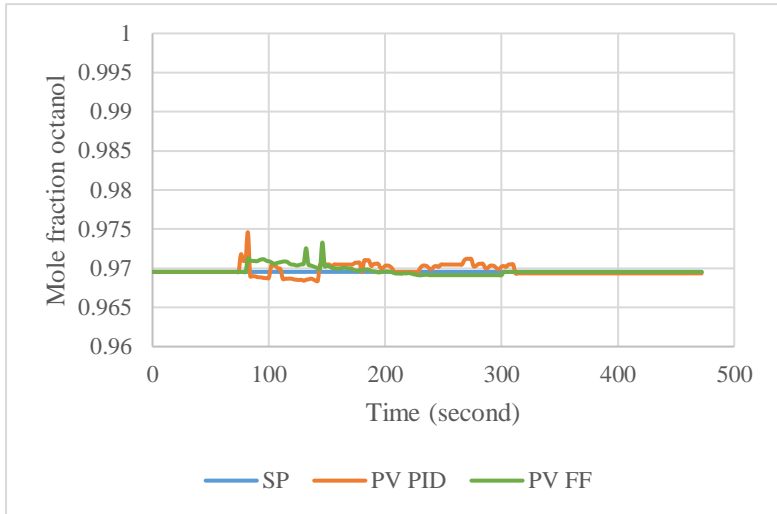
Gambar 4.2 Uji *Disturbance* Flow EPA

Dari grafik tersebut selanjutnya dilakukan pemodelan untuk mendapatkan *gain feedforward* :

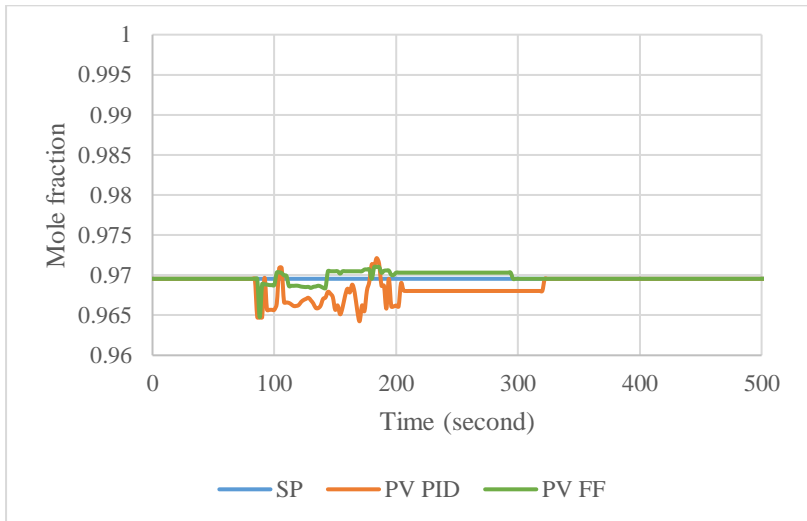
Tabel 4.1 *Gain Feedforward*

Keterangan	Gain
Laju Aliran Massa <i>Feed</i> Awal	$Gp(s) = \frac{142,1e^{-20,77s}}{119,34s + 1}$
Gangguan terhadap laju aliran massa <i>feed</i> awal	$Gd(s) = \frac{141,389e^{-3,585s}}{11,708s + 1}$
<i>Feedforward</i>	$Gff(s) = 0.995 \left(\frac{11,708s + 1}{14,157s + 1} \right) e^{-17,906s}$

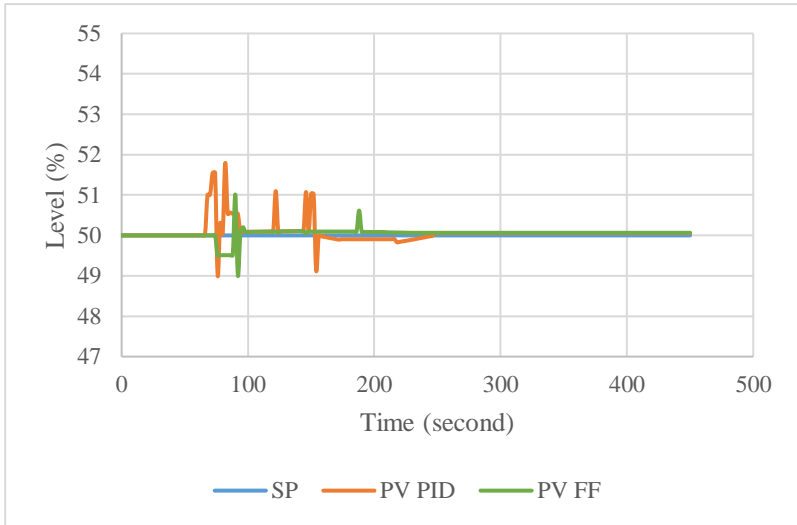
Selanjutnya diperoleh grafik *disturbance* dari pengendali *feedforward*. Berikut merupakan grafik dari hasil uji *disturbance* dari pengendali *feed forward* terhadap masing – masing variabel proses.



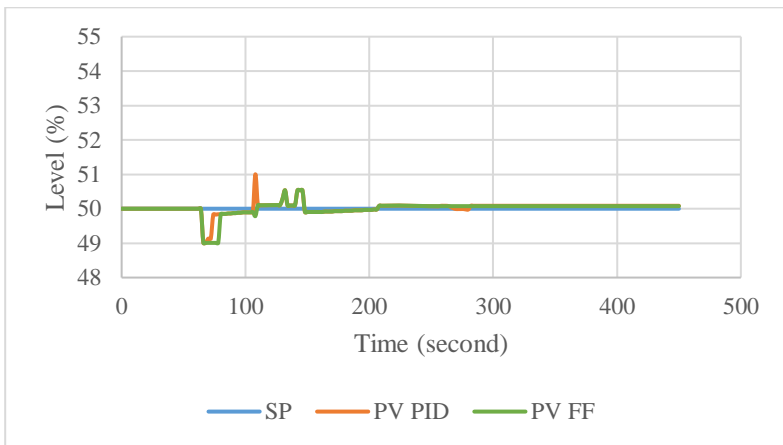
Gambar 4.3 Respon XIC-102 pada *disturbance* +5%



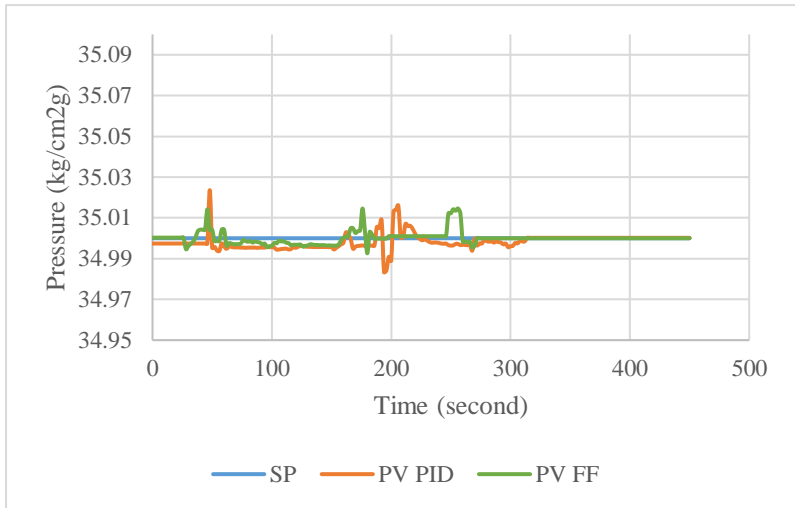
Gambar 4.4 Respon XIC-102 pada *disturbance* -5%



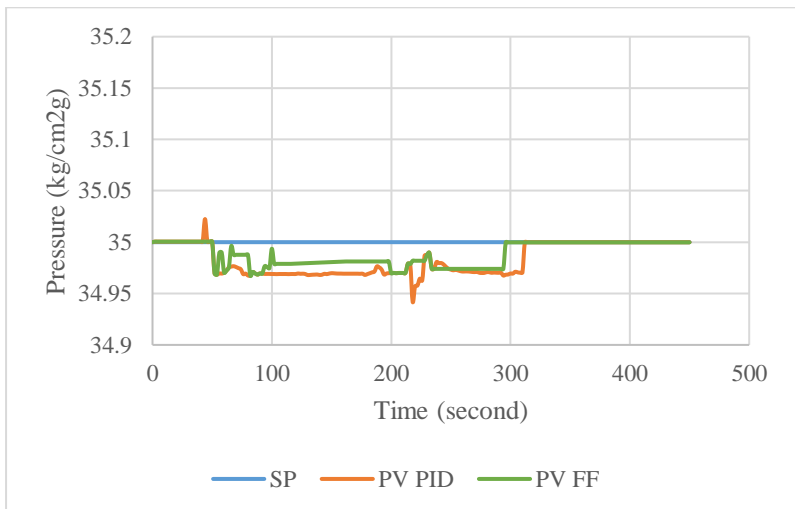
Gambar 4.5 Respon LIC-100 Reaktor pada *disturbance* +5%



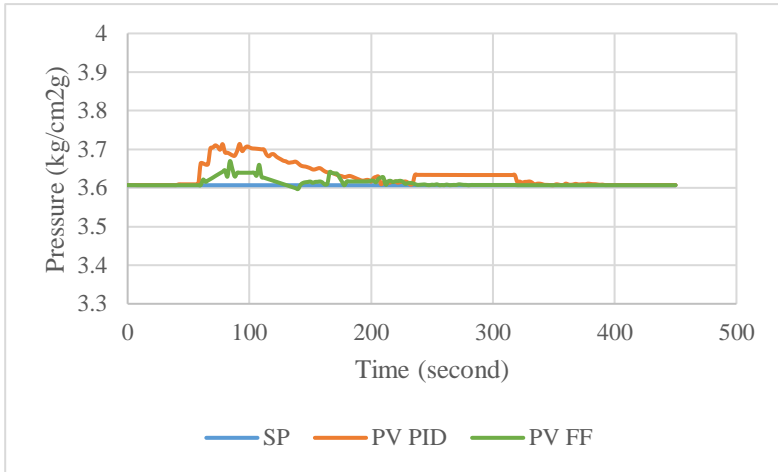
Gambar 4.6 Respon LIC-100 Reaktor pada *disturbance* -5%



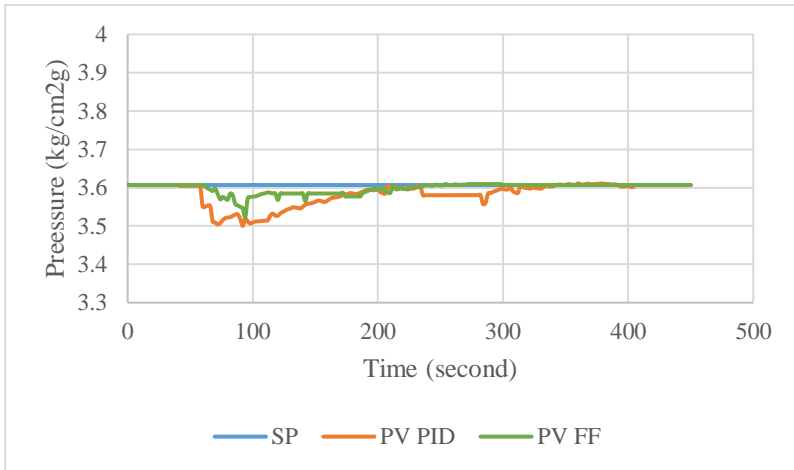
Gambar 4.7 Respon PIC-100 Reaktor pada *disturbance* +5%



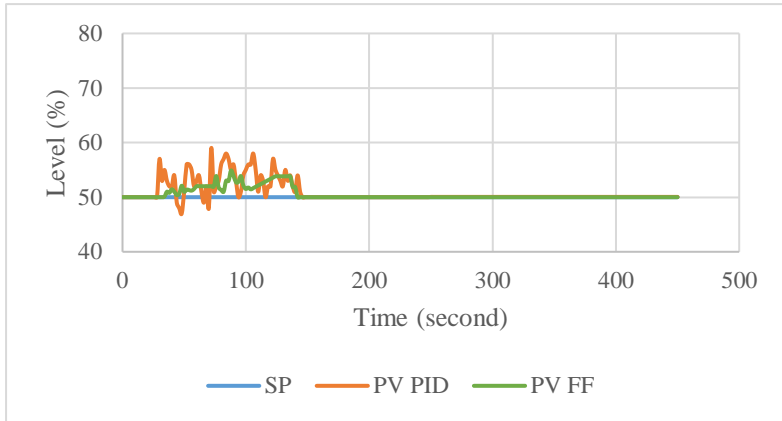
Gambar 4.8 Respon PIC-100 Reaktor pada *disturbance* -5%



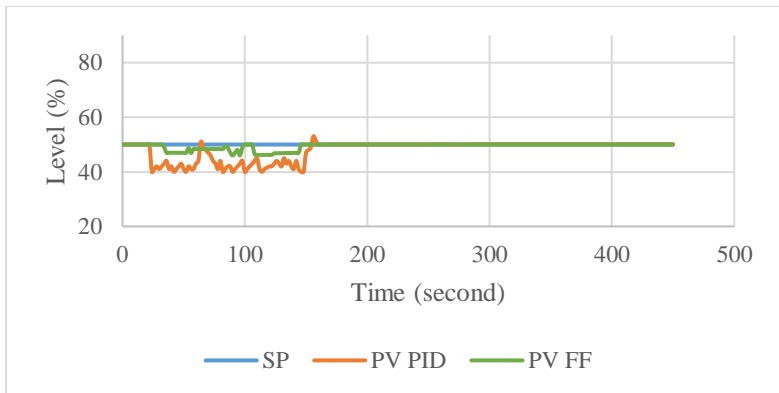
Gambar 4.9 Respon PIC-100 kolom distilasi pada *disturbance* +5%



Gambar 4.10 Respon PIC-100 kolom distilasi pada *disturbance* -5%



Gambar 4.11 Respon LIC-100 *condensor* pada *disturbance* +5%



Gambar 4.12 Respon LIC-100 *condensor* pada *disturbance* -5%

Gambar 4.3 sampai gambar 4.12 menjelaskan hubungan masing – masing *process variable* terhadap waktu pada saat menggunakan strategi kontrol PID dan *feedforward*. Hasil karakteristik respon dapat dilihat pada tabel 4.2 sampai dengan tabel 4.11.

Tabel 4.2 Perbandingan karakteristik respon XIC-102 *disturbance* +5%

Karakteristik Respon	PID	Feedforward
<i>Maximum overshoot (%)</i>	0,520%	0,478%
<i>Error steady state (%)</i>	0,02%	0,00%
<i>Settling time (second)</i>	312	296

Tabel 4.3 Perbandingan karakteristik respon XIC-102 *disturbance* -5%

Karakteristik Respon	PID	Feedforward
<i>Maximum overshoot (%)</i>	0,547%	0,491%
<i>Error steady state (%)</i>	0,00%	0,00%
<i>Settling time (second)</i>	322	280

Tabel 4.4 Perbandingan karakteristik respon LIC-100 Reaktor *disturbance* +5%

Karakteristik Respon	PID	Feedforward
<i>Maximum overshoot (%)</i>	3,579%	2,863%
<i>Error steady state (%)</i>	0,11%	0,05%
<i>Settling time (second)</i>	248	230

Tabel 4.5 Perbandingan karakteristik respon LIC-100 Reaktor *disturbance* -5%

Karakteristik Respon	PID	Feedforward
<i>Maximum overshoot (%)</i>	2,003%	1,765%
<i>Error steady state (%)</i>	0,17%	0,02%
<i>Settling time (second)</i>	284	252

Tabel 4.6 Perbandingan karakteristik respon PIC-100 Reaktor *disturbance* +5%

Karakteristik Respon	PID	Feedforward
<i>Maximum overshoot (%)</i>	0,0674%	0,0512%
<i>Error steady state (%)</i>	0,0006%	0,00%
<i>Settling time (second)</i>	314	286

Tabel 4.7 Perbandingan karakteristik respon PIC-100 Reaktor *disturbance* -5%

Karakteristik Respon	PID	<i>Feedforward</i>
<i>Maximum overshoot (%)</i>	0,166%	0,143%
<i>Error steady state (%)</i>	0,00%	0,00%
<i>Settling time (second)</i>	312	294

Tabel 4.8 Perbandingan karakteristik respon PIC-100 kolom distilasi *disturbance* +5%

Karakteristik Respon	PID	<i>Feedforward</i>
<i>Maximum overshoot (%)</i>	2,963%	2,326%
<i>Error steady state (%)</i>	0,01%	0,01%
<i>Settling time (second)</i>	392	346

Tabel 4.9 Perbandingan karakteristik respon PIC-100 kolom distilasi *disturbance* -5%

Karakteristik Respon	PID	<i>Feedforward</i>
<i>Maximum overshoot (%)</i>	2,963%	1,734%
<i>Error steady state (%)</i>	0,01%	0,00%
<i>Settling time (second)</i>	406	310

Tabel 4.10 Perbandingan karakteristik respon LIC-100 *condensor* *disturbance* +5%

Karakteristik Respon	PID	<i>Feedforward</i>
<i>Maximum overshoot (%)</i>	18,01 %	11,64%
<i>Error steady state (%)</i>	0,11%	0,05%
<i>Settling time (second)</i>	146	112

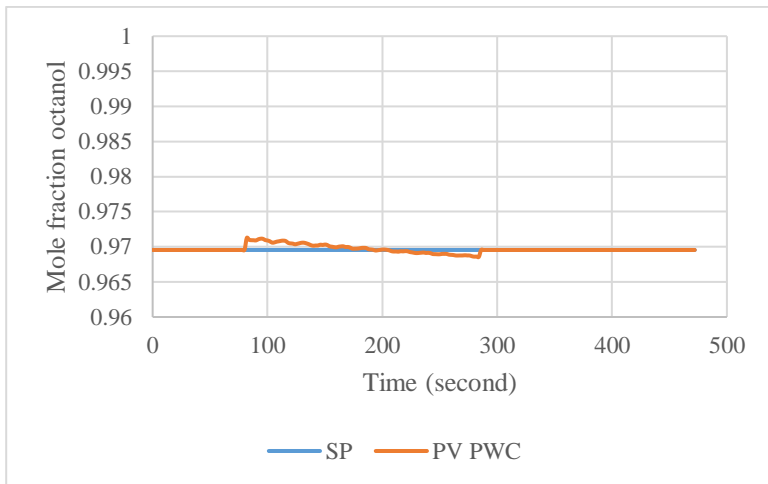
Tabel 4.11 Perbandingan karakteristik respon LIC-100 *condensor* *disturbance* -5%

Karakteristik Respon	PID	<i>Feedforward</i>
<i>Maximum overshoot (%)</i>	6 %	3,1%
<i>Error steady state (%)</i>	0,17%	0,00%
<i>Settling time (second)</i>	282	144

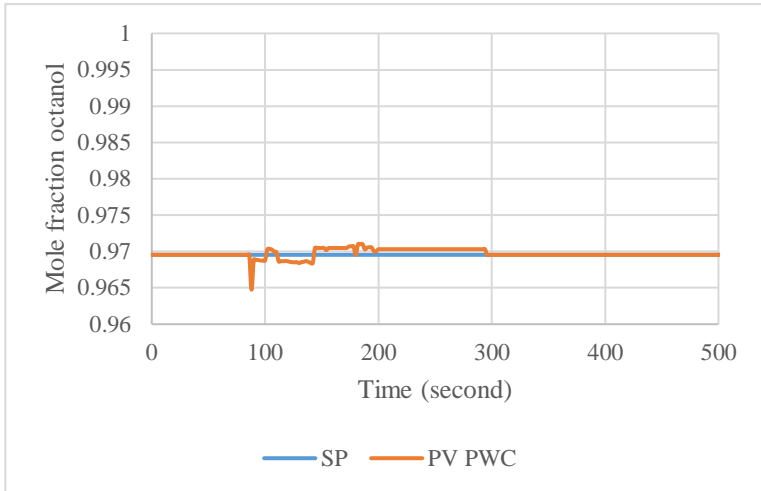
Berdasarkan data pada tabel 4.2- tabel 4.11, diketahui respon yang dihasilkan pengendali *feed forward* dibandingkan dengan pengendalian PID adalah mampu mempercepat respon dibuktikan dengan penurunan nilai *settling time*, hilangnya nilai *error steady state*, dan menurunnya *maximum overshoot*.

4.2 Analisa Hasil Perancangan PWC

Proses perancangan PWC pada proses produksi *octanol* telah berhasil dilakukan. Dilakukan uji set point untuk mengetahui pengaruh perancangan PWC pada plant. Uji set point dilakukan pada FIC *feed* awal dengan menaikkan dan menurunkan set point sebesar 5%. Laju aliran mula-mula 13900 kg/h diubah menjadi 14595 kg/h dan 13205 kg/h. Hasil respon uji *set point* ini ditampilkan pada Gambar 4.4 dan 4.5.



Gambar 4.13 Respon XIC-102 (*Octanol*) pada Disturbance +5%



Gambar 4.14 Respon XIC-102 (*Octanol*) pada disturbance -5%

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.

4.3 Analisa Hasil Optimisasi

Setelah dilakukan perancangan PWC pada proses produksi *octanol*, selanjutnya dilakukan uji respon pada laju umpan untuk mengetahui pengaruh strategi kontrol yang telah diberikan. Uji respon yang diberikan yaitu dengan kenaikan dan penurunan masing-masing sebesar 5%. Umpan mula-mula yaitu 13900 kg/h, kemudian diubah menjadi 14595 kg/h dan 13205 kg/h.

Analisis hasil optimisasi ini dilakukan dengan membandingkan perancangan sebelum dan sesudah dilakukan perancangan PWC. Perbandingan dari kedua kondisi tersebut ditunjukkan pada Tabel 4.12 – 4.14.

Tabel 4.12 Perbandingan strategi kontrol pada laju aliran produk

Laju Aliran Produk (kg/h)	Feed Naik 5%		Feed Turun 5%	
	Non PWC	PWC	Non PWC	PWC
<i>Octanol</i>	3115,2	3116,72	3115,17	3116,57
<i>Bottom Product</i>	16026,32	16026,98	16025,94	16026,68
Total	19141,52	19143,7	19141,11	19143,25

Dapat dilihat pada table 4.2, bahwa penerapan PWC pada proses produksi *octanol* memberikan dampak peningkatan laju produksi pada kenaikan *feed* 5% yaitu sebesar 19143,7 kg/h dibandingkan dengan penggunaan kontrol non PWC, yaitu sebesar 19141,52 kg/h. Sehingga dengan menerapkan metode PWC, laju aliran produk dapat meningkat hingga sebesar 2,18 kg/h pada saat kenaikan *feed* 5%. Selanjutnya saat *feed* diturunkan sebesar 5%, penerapan PWC pada proses produksi *octanol* memberikan dampak peningkatan laju produksi yaitu sebesar 19143,25 kg/h, dibandingkan dengan penggunaan kontrol non PWC yaitu sebesar 19141,11 kg/h. Sehingga dengan menerapkan metode PWC, laju aliran produk dapat meningkat hingga sebesar 2,14 kg/h pada saat penurunan *feed* 5%.

Tabel 4.13 Perbandingan penggunaan energi

Penggunaan Energi (kJ/h)	Feed Naik 5%		Feed Turun 5%	
	Non PWC	PWC	Non PWC	PWC
<i>Heater E-100</i>	3196237,79	3041626,07	3152326,32	3001626,13
<i>Heater E-101</i>	73997,15	70225,02	72797,11	70218,22
<i>Condenser T-100</i>	2184688,72	2184572,02	2184675,33	2184565,67
<i>Condenser T-101</i>	2127013,32	2126863,41	2127003,37	2126861,52

Penggunaan Energi (kJ/h)	Feed Naik 5%		Feed Turun 5%	
	Non PWC	PWC	Non PWC	PWC
<i>Reboiler T-100</i>	9758100,77	9757800,17	9758067,21	9757699,63
<i>Reboiler T-101</i>	1082083,94	1081586,87	1082033,11	1081477,45
Total	18422121,69	18262673,56	18376902,45	18222448,62

Dari analisa penggunaan energi pada proses produksi *octanol*, penerapan kontrol PWC mampu menekan penggunaan energi yang dikonsumsi lebih rendah daripada kontrol non-PWC. Dimana pada penerapan kontrol PWC, mampu menghemat energi pada uji kenaikan *disturbance* sebesar 159.448,13 kJ/h dan pada uji penurunan *disturbance* mampu menghemat energi sebesar 154.453,83 kJ/h.

Tabel 4.14 Perbandingan perhitungan biaya

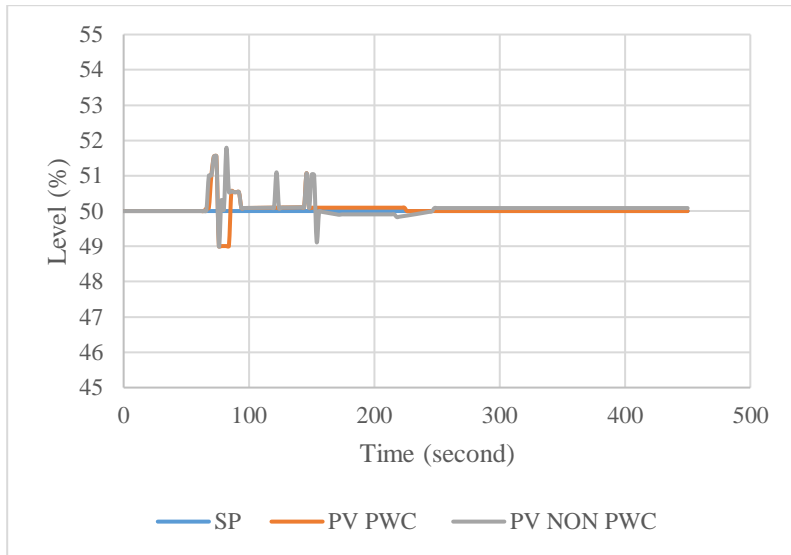
Perhitungan biaya (US\$/h)	Feed Naik 5%		Feed Turun 5%	
	Non PWC	PWC	Non PWC	PWC
Produk	18722,35	18731,49	18722,17	18730,59
Biaya Operasional	371,69	368,48	370,78	367,66
Total	18350,66	18363,01	18351,39	18362,93

Dari hasil perbandingan perhitungan biaya antara struktur kontrol tanpa PWC dan PWC, didapatkan hasil bahwa pada saat kenaikan *feed* 5% dengan menggunakan struktur kontrol PWC, didapatkan kenaikan profit sebesar 12,35 US\$/h, sedangkan pada saat penurunan *feed* 5%, maka struktur kontrol PWC tetap memberikan hasil profit yang lebih unggul dibandingkan dengan struktur kontrol PID saja yaitu sebesar 11,54 US\$/h. Jika dirata-rata, maka dalam perhitungan satu tahun dengan menggunakan struktur kontrol PWC maka akan meningkatkan keuntungan sebesar 104.638,2 US\$.

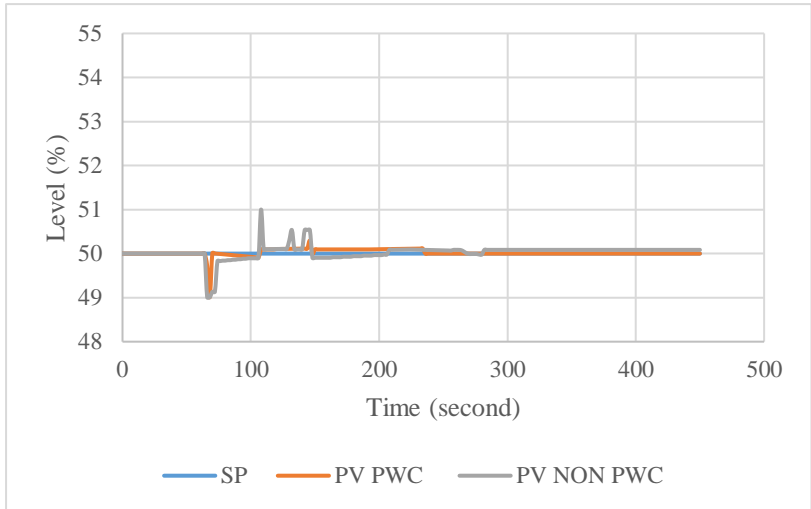
4.4 Analisa Pengujian Performansi Sistem

Pengujian performansi pada sistem dilakukan dengan cara menaikkan serta menurunkan laju aliran pada umpan dengan memberikan sinyal step sebesar 5% dari kondisi operasi normal. Pada kondisi operasi normal, umpan mula – mula yaitu sebesar 13900 kg/h, kemudian diubah menjadi 14595 kg/h dan 13205 kg/h.

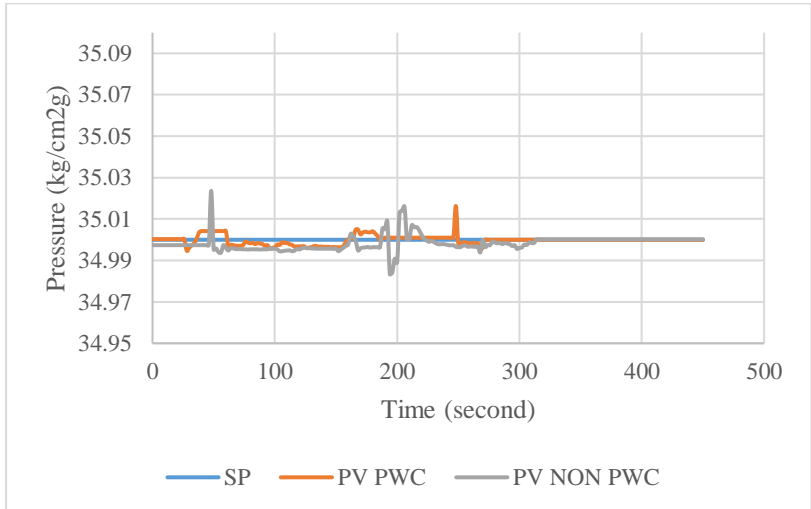
Selanjutnya respon uji gangguan pada proses produksi *octanol* dengan metode PWC dibandingkan dengan menggunakan pengendali PID biasa. Grafik perbandingan kedua respon tersebut dapat dilihat pada gambar berikut.



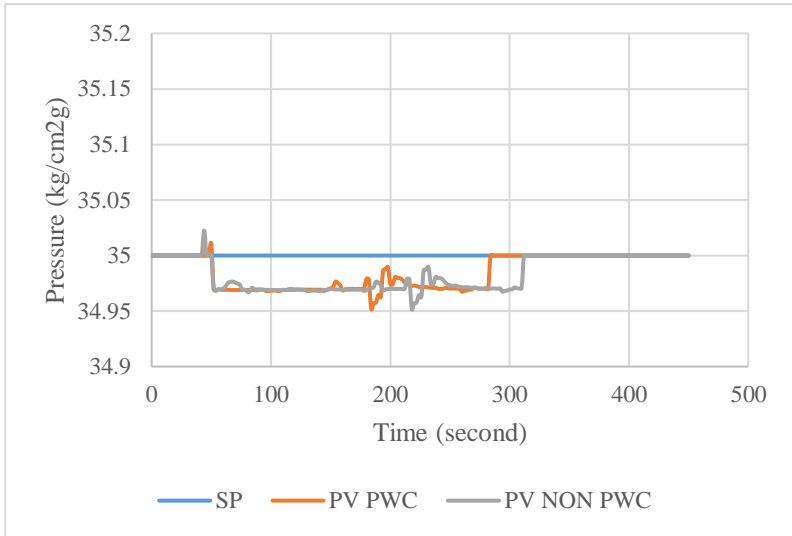
Gambar 4.15 Perbandingan respon LIC-100 Reaktor pada *feed* naik 5%



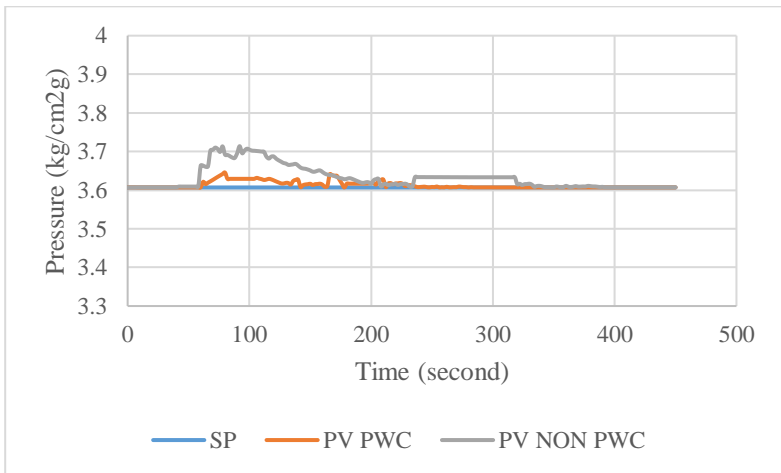
Gambar 4.16 Perbandingan respon LIC-100 Reaktor pada *feed* turun 5%



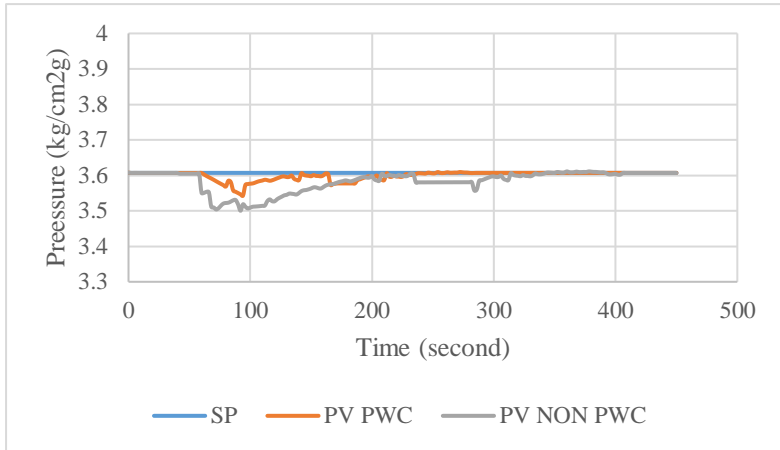
Gambar 4.17 Perbandingan respon PIC-100 Reaktor pada *feed* naik 5%



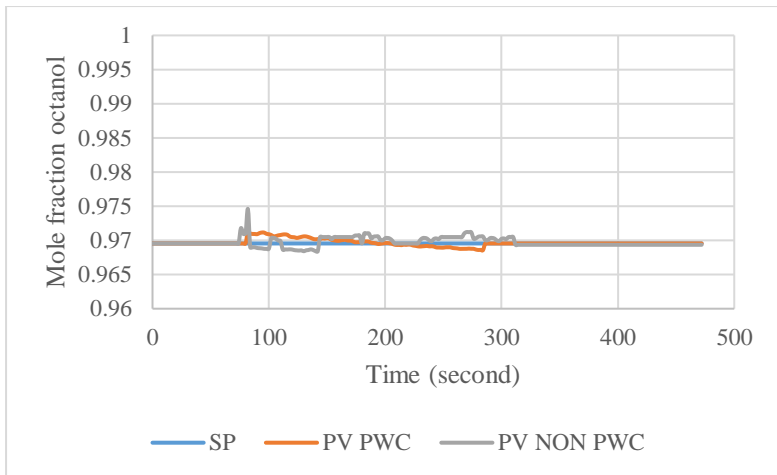
Gambar 4.18 Perbandingan respon PIC-100 Reaktor pada *feed* turun 5%



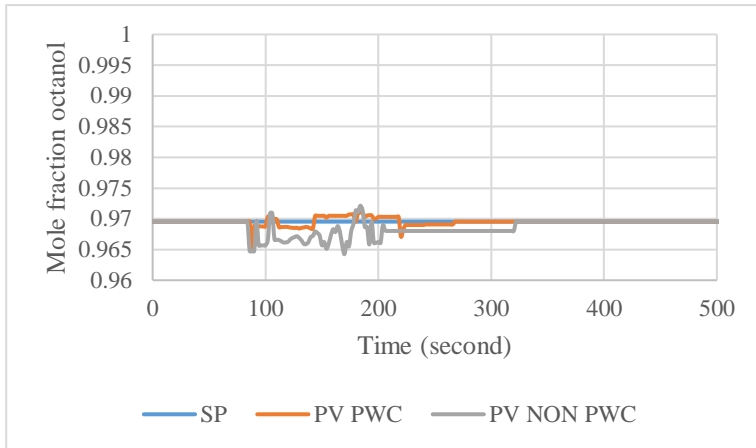
Gambar 4.19 Perbandingan respon PIC-100 Kolom Distilasi pada *feed* naik 5%



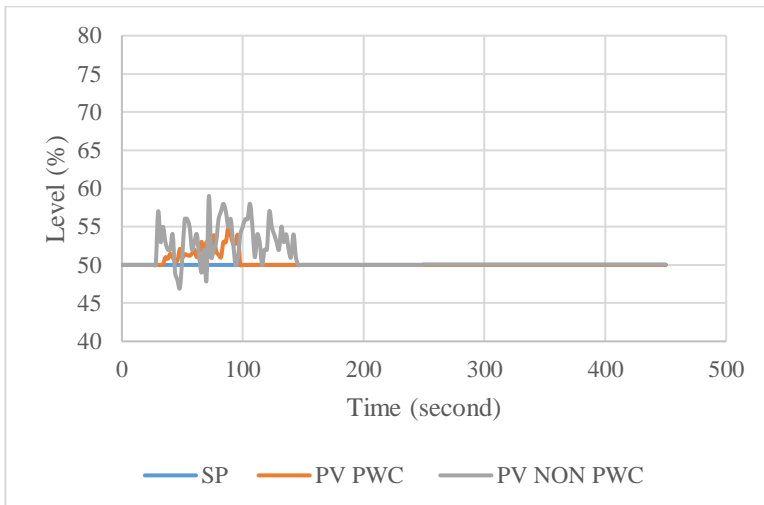
Gambar 4.20 Perbandingan respon PIC-100 Kolom Distilasi pada *feed* turun 5%



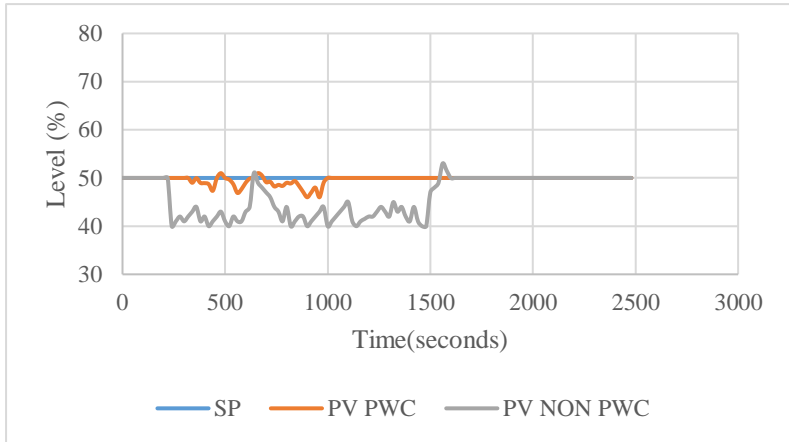
Gambar 4.21 Perbandingan respon XIC-102 (*Octanol*) pada *feed* naik 5%



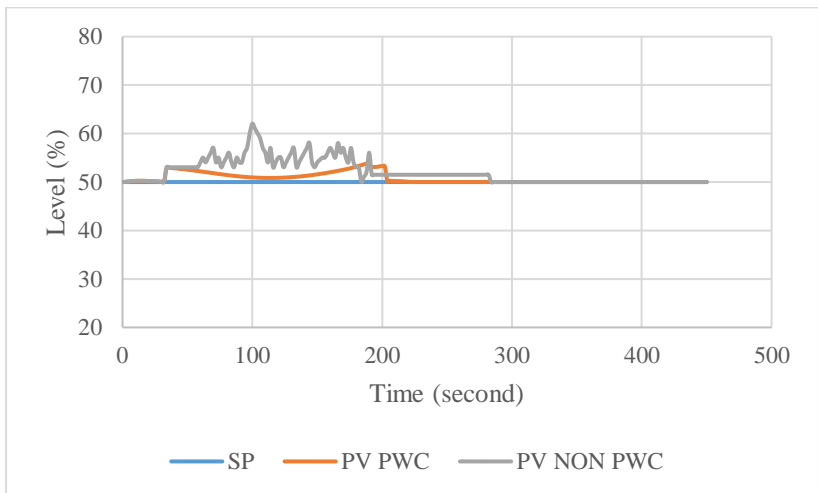
Gambar 4.22 Perbandingan respon XIC-102 (*Octanol*) pada *feed* turun 5%



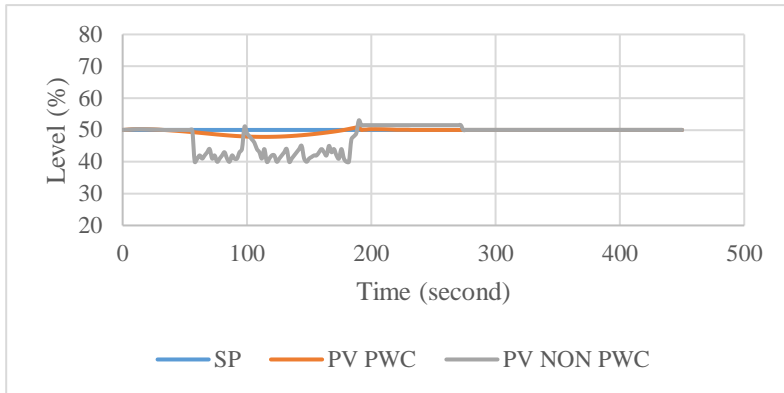
Gambar 4.23 Perbandingan respon LIC-100 *condenser* pada *feed* naik 5%



Gambar 4.24 Perbandingan respon LIC-100 *condenser* pada *feed* turun 5%



Gambar 4.25 Perbandingan respon LIC-101 *reboiler* pada *feed* naik 5%



Gambar 4.26 Perbandingan respon LIC-101 *reboiler* pada *feed* turun 5%

Perbandingan respon uji gangguan pada saat *feed* dinaikkan dan diturunkan sebesar 5% ditunjukkan pada gambar 4.15 sampai dengan gambar 4.26. Grafik tersebut menjelaskan hubungan masing – masing *process variable* terhadap waktu pada saat menggunakan strategi kontrol non PWC (PID) dan PWC. Hasil karakteristik respon dapat dilihat pada tabel 4.15 sampai dengan tabel 4.26.

Tabel 4.15 Perbandingan karakteristik respon LIC-100 Reaktor pada *feed* naik 5%

Karakteristik Respon	Non PWC	PWC
<i>Maximum overshoot (%)</i>	3,579%	3,105%
<i>Error steady state (%)</i>	0,11%	0,00%
<i>Settling time (second)</i>	248	226

Tabel 4.16 Perbandingan karakteristik respon LIC-100 Reaktor pada *feed* turun 5%

Karakteristik Respon	Non PWC	PWC
<i>Maximum overshoot (%)</i>	2,003%	0,590%
<i>Error steady state (%)</i>	0,17%	0,00%
<i>Settling time (second)</i>	284	236

Tabel 4.17 Perbandingan karakteristik respon PIC-100 Reaktor pada *feed* naik 5%

Karakteristik Respon	Non PWC	PWC
<i>Maximum overshoot (%)</i>	0,0674%	0,0466%
<i>Error steady state (%)</i>	0,0006%	0,0000%
<i>Settling time (second)</i>	314	272

Tabel 4.18 Perbandingan karakteristik respon PIC-100 Reaktor pada *feed* turun 5%

Karakteristik Respon	Non PWC	PWC
<i>Maximum overshoot (%)</i>	0,166%	0,1374%
<i>Error steady state (%)</i>	0,00%	0,00%
<i>Settling time (second)</i>	312	284

Tabel 4.19 Perbandingan karakteristik respon PIC-100 kolom distilasi pada *feed* naik 5%

Karakteristik Respon	Non PWC	PWC
<i>Maximum overshoot (%)</i>	2,963%	1,068%
<i>Error steady state (%)</i>	0,01%	0,00%
<i>Settling time (second)</i>	392	304

Tabel 4.20 Perbandingan karakteristik respon PIC-100 kolom distilasi pada *feed* turun 5%

Karakteristik Respon	Non PWC	PWC
<i>Maximum overshoot (%)</i>	2,963%	1,781%
<i>Error steady state (%)</i>	0,01%	0,00%
<i>Settling time (second)</i>	406	286

Tabel 4.21 Perbandingan karakteristik respon XIC-102 saat *feed* naik 5%

Karakteristik Respon	Non PWC	PWC
<i>Maximum overshoot (%)</i>	0,520%	0,177%
<i>Error steady state (%)</i>	0,02%	0,00%
<i>Settling time (second)</i>	312	286

Tabel 4.22 Perbandingan karakteristik respon XIC-102 saat feed turun 5%

Karakteristik Respon	Non PWC	PWC
<i>Maximum overshoot (%)</i>	0,547%	0,495%
<i>Error steady state (%)</i>	0,00%	0,00%
<i>Settling time (second)</i>	322	268

Tabel 4.23 Perbandingan karakteristik respon LIC-100 *condenser* pada feed naik 5%

Karakteristik Respon	Non PWC	PWC
<i>Maximum overshoot (%)</i>	18,01 %	9,780%
<i>Error steady state (%)</i>	0,11%	0,00%
<i>Settling time (second)</i>	146	98

Tabel 4.24 Perbandingan karakteristik respon LIC-100 *condenser* pada feed turun 5%

Karakteristik Respon	Non PWC	PWC
<i>Maximum overshoot (%)</i>	6 %	2 %
<i>Error steady state (%)</i>	0,17%	0,00%
<i>Settling time (second)</i>	282	100

Tabel 4.25 Perbandingan karakteristik respon LIC-101 *reboiler* pada feed naik 5%

Karakteristik Respon	Non PWC	PWC
<i>Maximum overshoot (%)</i>	24,102%	7,936%
<i>Error steady state (%)</i>	0,00%	0,00%
<i>Settling time (second)</i>	284	222

Tabel 4.26 Perbandingan karakteristik respon LIC-101 *reboiler* pada feed turun 5%

Karakteristik Respon	Non PWC	PWC
<i>Maximum overshoot (%)</i>	6,00%	1,89%
<i>Error steady state (%)</i>	0,00%	0,00%
<i>Settling time (second)</i>	274	232

Selanjutnya, dihitung nilai *Integral Absolute Error* (IAE) pada kedua strategi kontrol, yaitu strategi kontrol non PWC dan PWC. Nilai IAE yang menunjukkan karakteristik respon ditunjukkan pada tabel 4.17 sampai dengan tabel 4.28.

Tabel 4.27 Nilai IAE LIC-100 Reaktor pada uji gangguan naik 5%

Strategi Kontrol	IAE
Non PWC	28,1437
PWC	18,6688

Tabel 4.28 Nilai IAE LIC-100 Reaktor pada uji gangguan turun 5%

Strategi Kontrol	IAE
Non PWC	22,5922
PWC	8,6732

Tabel 4.29 Nilai IAE PIC-100 Reaktor pada uji gangguan naik 5%

Strategi Kontrol	IAE
Non PWC	0,6462
PWC	0,3115

Tabel 4.30 Nilai IAE PIC-100 Reaktor pada uji gangguan turun 5%

Strategi Kontrol	IAE
Non PWC	3,8647
PWC	3,4301

Tabel 4.31 Nilai IAE PIC-100 kolom distilasi pada uji gangguan naik 5%

Strategi Kontrol	IAE
Non PWC	5,62273
PWC	1,34355

Tabel 4.32 Nilai IAE PIC-100 kolom distilasi pada uji gangguan turun 5%

Strategi Kontrol	IAE
Non PWC	5,46016
PWC	1,72714

Tabel 4.33 Nilai IAE XIC-102 pada uji gangguan naik 5%

Strategi Kontrol	IAE
Non PWC	0,114615
PWC	0,066861

Tabel 4.34 Nilai IAE XIC-102 pada uji gangguan turun 5%

Strategi Kontrol	IAE
Non PWC	0,252191
PWC	0,076868

Tabel 4.35 Nilai IAE LIC-100 *condenser* pada uji gangguan naik 5%

Strategi Kontrol	IAE
Non PWC	215,5853
PWC	61,0256

Tabel 4.36 Nilai IAE LIC-100 *condenser* pada uji gangguan turun 5%

Strategi Kontrol	IAE
Non PWC	493,998
PWC	45,539

Tabel 4.37 Nilai IAE LIC-101 *reboiler* pada uji gangguan naik 5%

Strategi Kontrol	IAE
Non PWC	462,343
PWC	169,3718

Tabel 4.38 Nilai IAE LIC-101 *reboiler* pada uji gangguan turun 5%

Strategi Kontrol	IAE
Non PWC	548,8097
PWC	105,1759

Dapat dilihat pada tabel 4.27 sampai dengan tabel 4.38, bahwa strategi kontrol PWC mampu menurunkan nilai IAE dari tiap – tiap variabel proses pada saat uji gangguan naik 5% maupun uji gangguan turun 5%.

4.5 Total Annual Cost (TAC)

Perhitungan *Total Annual Cost* (TAC) dilakukan dengan menganalisa *capital cost* dan biaya operasi (energi konsumsi) yang dibutuhkan pada perancangan penerapan instalasi pada *plant* dengan menggunakan metode yang diajukan. Hasil *capital investment* yang telah dikalkulasi ditunjukkan pada tabel 4.39 dan 4.40.

Tabel 4.39 CAPEX penerapan PWC

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

Tabel 4.40 OPEX penerapan PWC

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

Dari hasil perhitungan tersebut, CAPEX atau alokasi yang direncanakan (dalam anggaran) untuk melakukan pembelian segala sesuatu yang dibutuhkan dalam menerapkan metode PWC membutuhkan dana sebesar 373298,9 USD yang nantinya akan dikategorikan sebagai aset perusahaan. Sedangkan dalam proses operasinya, OPEX yang telah dihitung ketika telah diterapkan metode PWC dibutuhkan dana sebesar 1785,714 USD per tahunnya. Hal ini dikarenakan pada umumnya terdapat perbedaan nilai variabel pada suatu proses yang telah berjalan setiap tahun sehingga harus dilakukan analisa parameter lagi di dalam MPC agar plant dapat menghasilkan produk yang optimal.

4.6 Pembahasan

Perancangan desain PWC pada proses produksi *octanol* telah berhasil dilakukan dengan menggunakan metode milik Skogestad. 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 12,35 U\$/h dengan *profit* yang lebih baik pada struktur kontrol PWC dibandingkan dengan struktur kontrol biasa. Pada penurunan umpan 5% didapatkan selisih *profit* sebesar 11,54 U\$/h yang juga memberikan *profit* lebih besar pada struktur kontrol PWC. Sehingga pada kenaikan laju umpan 5% akan memperoleh *profit* sebesar 108.186 U\$/tahun, dan 101.090,4 U\$/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 159.448,13 kJ/h pada kenaikan umpan 5%, dan 154.453,83 kJ/h pada penurunan umpan 5%.

Selain itu, dilakukan analisis pula terhadap kestabilan respon. Analisis kestabilan respon dilihat dari dua aspek yaitu secara kuantitatif dan kualitatif. Dari segi kuantitatif dilihat dari nilai *overshoot*, *settling time* serta nilai eror *steady state*, sedangkan secara kualitatif dinilai dari nilai *integral absolute error* (IAE). Pada *feed* naik 5% dapat mengecilkan *maximum overshoot*, menurunkan *settling time*, serta menurunkan *error steady state* dari masing – masing variabel proses, sedangkan untuk *feed* turun 5% diperoleh penurunan *maximum overshoot*, penurunan nilai *settling time*, serta penurunan *error steady state* dari masing – masing variabel proses, ditunjukkan pada tabel 4.15 sampai dengan tabel 4.26. Tiga hal yang menjadi parameter respon yang lebih baik adalah menurunnya *maksimum overshoot* dan *settling time* serta hilangnya nilai eror *steady state*.

Selain itu, didapatkan pula analisis dari segi kualitatif yaitu dengan menggunakan IAE juga menunjukkan bahwa perancangan PWC menghasilkan nilai IAE yang lebih kecil dibandingkan pengendali PID biasa, dapat dilihat pada tabel 4.27 sampai dengan tabel 4.38. Dari hasil IAE yang telah didapatkan, dapat

disimpulkan bahwa metode PWC lebih baik daripada desain kontrol PID saja.

Selanjutnya ditinjau dari perhitungan nilai CAPEX dan OPEX, dimana CAPEX merupakan alokasi yang direncanakan (dalam anggaran) untuk melakukan pembelian segala sesuatu yang dibutuhkan dalam menerapkan metode PWC membutuhkan dana sebesar 373298,9 USD yang nantinya akan dikategorikan sebagai aset perusahaan. Sedangkan dalam proses operasinya, OPEX yang telah dihitung ketika telah diterapkan metode PWC dibutuhkan dana sebesar 1785,714 USD per tahunnya. Hal ini dikarenakan pada umumnya terdapat perbedaan nilai variabel pada suatu proses yang telah berjalan setiap tahun sehingga harus dilakukan analisa parameter lagi di dalam MPC agar plant dapat menghasilkan produk yang optimal.

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Dari tugas akhir yang telah dilakukan dapat diambil kesimpulan yaitu:

- a. Perancangan PWC pada proses produksi *octanol* telah berhasil dilakukan dengan metode PWC milik Skogestad. Desain PWC perlu diterapkan pada proses produksi *octanol* untuk dapat meningkatkan laju produksi, mengurangi jumlah penggunaan energi, dan memaksimalkan profit yang diperoleh.
- b. Penerapan PWC pada proses produksi *octanol* pada kenaikan *feed* 5% mampu memberikan dampak peningkatan laju produksi hingga 2,18 kg/h dan profit sebesar 12,35 U\$/h, sementara pada penurunan *feed* 5% mampu memberikan dampak peningkatan laju produksi sebesar 2,14 kg/h dan profit sebesar 11,54 U\$/h. Selain itu juga mampu melakukan penghematan energi sebesar 159.448,13 kJ/h pada kenaikan *feed* 5%, dan 154.453,83 kJ/h pada penurunan *feed* 5%.
- c. Penerapan PWC pada proses produksi *octanol* mampu menghasilkan respon sistem yang stabil ketika diberi gangguan berupa perubahan laju aliran umpan. Hal ini ditunjukkan dengan penurunan *settling time*, *maximum overshoot*, hilangnya *error steady-state* serta menurunnya nilai IAE.

5.2 Saran

Dari hasil tugas akhir ini dapat diberikan beberapa saran untuk pengembangan penelitian selanjutnya antara lain :

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

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR PUSTAKA

- [1] "Heat-integrated Distillation Column," [Online]. Available: www.psenterprise.com. [Accessed 14 Agustus 2019].
- [2] Biyanto, TR., Kusmartono, B, Mahfud, AH, "Controllability and Total Annual Cost Analysis of Design and Control Acetone-Ethanol-Butanol Distillation Column with Heat ntegration," *Journal Academia ISTA*, vol. 10 No. 1, June 2005.
- [3] T. R. Biyanto, "LV, DV and RR-V Binary Distillation Column Control Performance Evaluation," *Industrial Electronic Seminar, Electronic Engineering Polytechnic Institute of Surabaya - ITS*, 2005.
- [4] T. R. Biyanto, "Design of Non Linier Soft sensor for Predict Composition (mole-fraction) distillate and Bottom Product in Single Methanol-water Binary Distillation Column," *International Conference on Instrumentation, Communication and Information Technology*, 2005.
- [5] S. Skogestad, "Plantwide control: the search for the self-optimizing control structure," vol. 10 No 5, October 2000.
- [6] A. M. Smith RN, Hansch C, "Selection of a reference partitioning system for drug design work," *J Pharm Sci*, vol. 64, pp. 599–606, 1975.
- [7] B. N. Gregor Cevc, Ida Berts, Stefan F. Fischer, Joachim O. Rädler, "Nanostructures in n-Octanol Equilibrated with Additives and/or Water," *ACS Publ.*, 2018.
- [8] "2-Ethyl hexanol," Mitsubishi Chemical, [Online]. Available: https://www.m-chemical.co.jp/en/products/departments/mcc/c3/product/1200987_7916.html. [Accessed 12 January 2020].
- [9] S. L. Cecil, "Control Distillation," *JOHN WILEY & SONS, INC.*, 2012.
- [10] "Distillation," [Online]. Available: <https://www.ethz.ch/content/dam/ethz/special->

- interest/mavt/process-engineering/separation-processes-laboratory-dam/documents/practica%20in%20process%20engineering%20/distillation.pdf. [Accessed 24 September 2019].
- [11] L. Robbins, "DISTILLATION OPTIMIZATION, CONTROL and Tuning Fundamentals and Strategies," vol. ث ق ث ق ث ق ث ق ث ق no. 2011., ث ق ث ق ث ق ث ق ث ق.
- [12] D. Y. Hussain, "Reactors," [Online]. Available: <http://www.just.edu.jo/~yahussain/files/Reactors.pdf>. [Accessed 16 September 2019].
- [13] K. Ogata, Modern Control Engineering Fourth Edition, New Jersey: National Lib. of Iran, 2002.
- [14] V. K. Gade Pandu Rangaiah, "Plantwide Control: Recent Developments and Applications," 2012
- [15] T. E. Marlin, "Process Control Designing Processes and Control Systems for Dynamic Performance," Iso 9001, 2001, pp. 1-17.
- [16] A. Madady, "Stabilization of control loops consisting of FOPDT process and parameter-dependent PID controller," *Journal of Process Control*, Vols. 22 no. 9, p. 1688–1701, 2012.
- [17] S. Skogestad, "Plantwide control: the search for the self-optimizing control structure," Vols. 10, No. 5, October 2000.
- [18] A. D. Fares, Process Simulation Using Aspen HYSYS V8 . 0.

BIODATA PENULIS



Nama lengkap penulis adalah Tysna Mayang Hapsari, lahir di Blora pada tanggal 29 April 1999 dari pasangan Bapak Trisno Buntari dan ibu Sunarti. Penulis merupakan anak pertama dari dua bersaudara. Pada tahun 2010 penulis menyelesaikan pendidikan Sekolah Dasar di SD Negeri 3 Ledok, pada tahun 2013 menyelesaikan pendidikan Sekolah Menengah Pertama di SMP Negeri 3 Cepu, pada tahun 2016 menyelesaikan pendidikan Sekolah Menengah Atas di SMA Negeri 1 Cepu. Pada tahun yang sama penulis terdaftar sebagai mahasiswa di Departemen Teknik Fisika Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

Penulis telah aktif dalam beberapa organisasi kemahasiswaan diantaranya menjadi pengurus Himpunan Mahasiswa Teknik Fisika ITS periode 2017/2018 dan 2018/2019, pengurus Workshop Instrumentasi. Serta ikut dalam berbagai kepanitiaan diantaranya *Engineering Physics Week (EPW)*.

Konsentrasi tugas akhir yang didalami adalah bidang rekayasa instrumentasi dan kontrol. Pada bulan Desember 2019 penulis telah menyelesaikan Tugas Akhir dengan judul **Desain *PlantWide Control* Pada Proses Produksi *Octanol***.

Apabila pembaca ingin berdiskusi lebih lanjut mengenai tugas akhir, serta memberikan kritik dan saran maka dapat menghubungi penulis melalui *email* : tysnahapsari@gmail.com

Halaman ini sengaja dikosongkan

LAMPIRAN A

Tabel A.1 Data *Stream* pada Proses Produksi *Octanol*

No	Streams
1.	404
2.	Vr
3.	Vrout
4.	401
5.	401-1
6.	2
7.	403
8.	402
9.	402-1
10.	402'
11.	3
12.	3'
13.	5
14.	5'
15.	405
16.	405'
17.	504
18.	Vr1
19.	Vout
20.	501
21.	501-1
22.	6
23.	503
24.	7
25.	7'
26.	8
27.	8'
28.	502
29.	502-1
30.	502'
31.	505

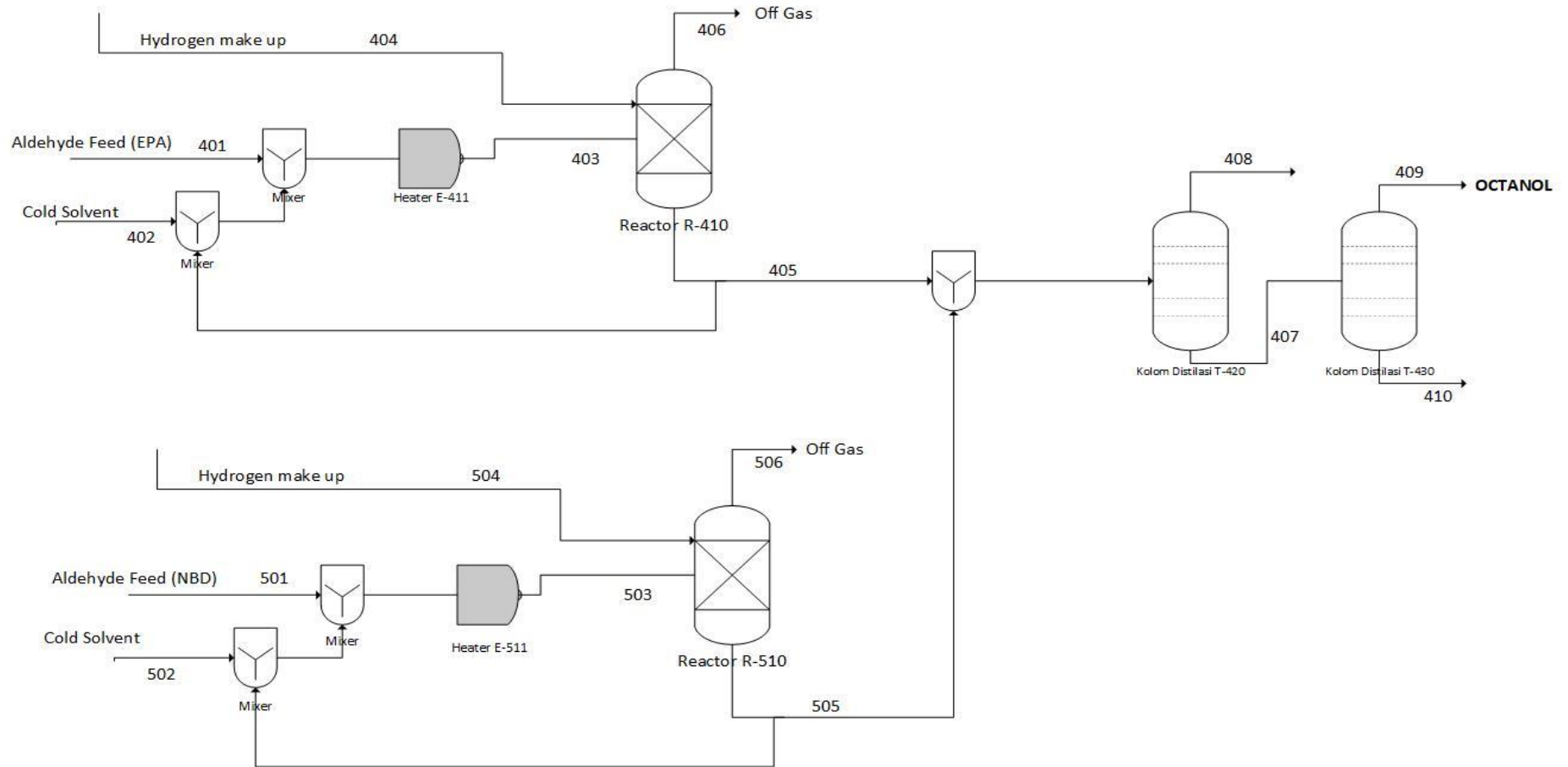
No	Streams
32.	505'
33.	To column
34.	To column 1
35.	Nbd
36.	Nbd-1
37.	Bottom product
38.	To column 2
39.	Top product
40.	Top product-1
41.	2EH
42.	Bot
43.	Bot-1

Tabel A.2 Tag Component dan hasil perhitungan $N_{restraining}$

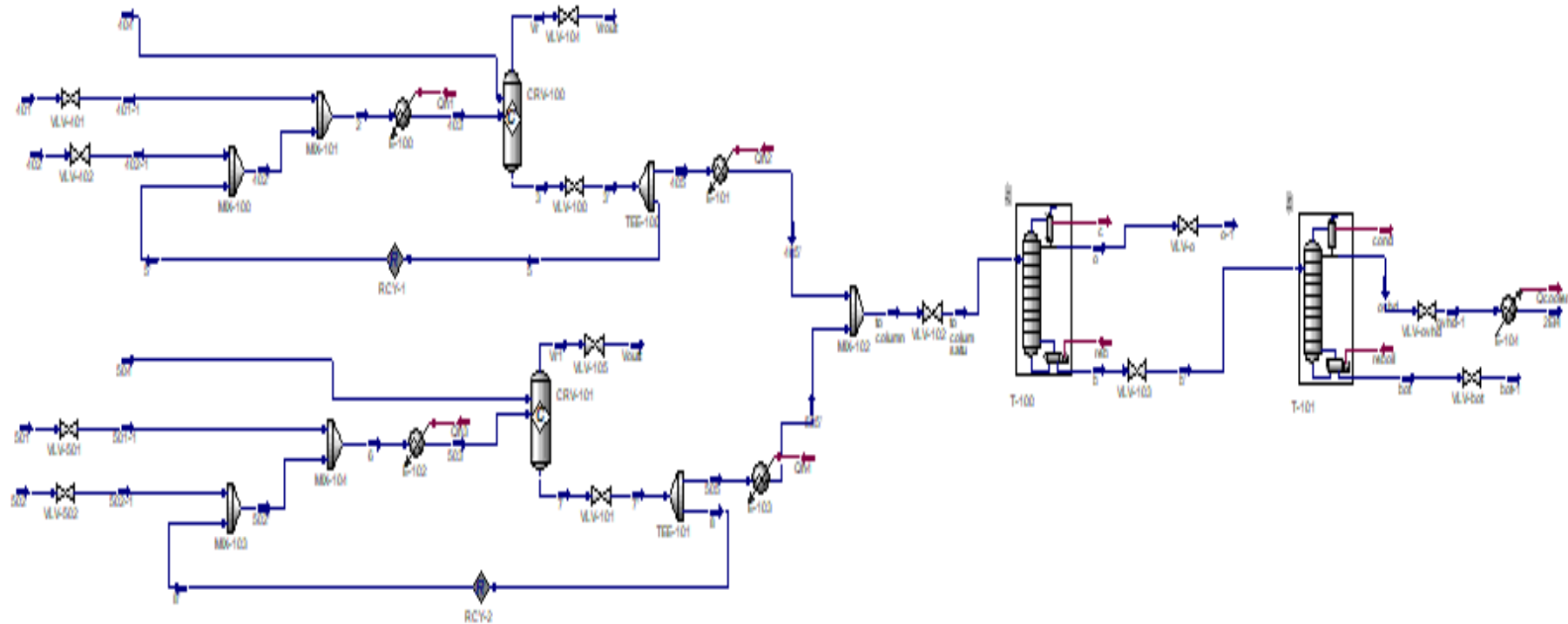
Tag Component	$N(restraining)$	$N(redundant)$
Heater E-100	1	0
Heater E-101	1	0
Heater E-102	1	0
Heater E-103	1	0
Kolom T-100	0	0
Kolom T-101	0	0
Reaktor CRV-100	0	0
Reaktor CRV-101	0	0
Mixer MIX-100	1	0
Mixer MIX-101	1	0
Mixer MIX-102	1	0
Mixer MIX-103	1	0
Mixer MIX-104	1	0
VLV-401	1	0
VLV-402	1	0

<i>Tag Component</i>	<i>N(restraining)</i>	<i>N(redundant)</i>
VLV-501	1	0
VLV-502	1	0
VLV-104	1	0
VLV-100	1	0
VLV-105	1	0
VLV-101	1	0
VLV-102	1	0
VLV-O	1	0
VLV-103	1	0
VLV-OVHD	1	0
VLV-BOT	1	0
Reboiler T-100	1	0
Reboiler T-101	1	0
Condenser T-100	1	0
Condenser T-101	1	0
Cooler E-104	1	0
Total	27	0

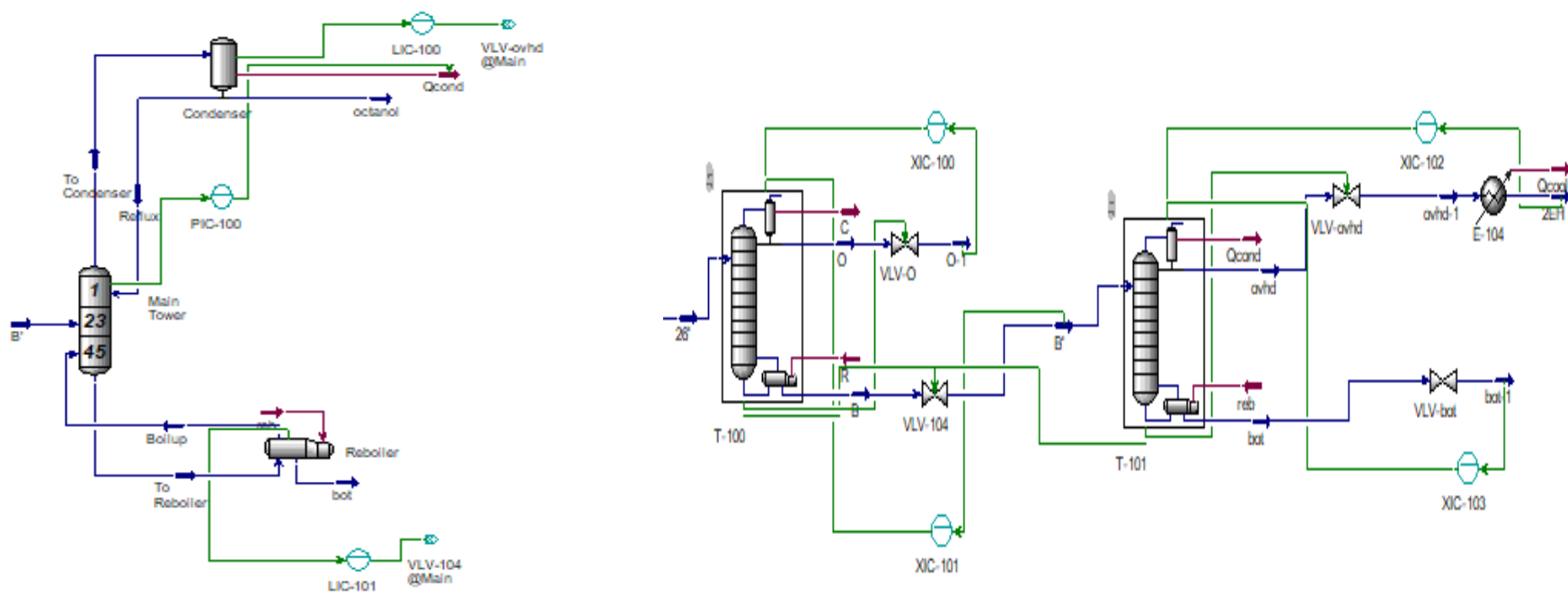
LAMPIRAN B



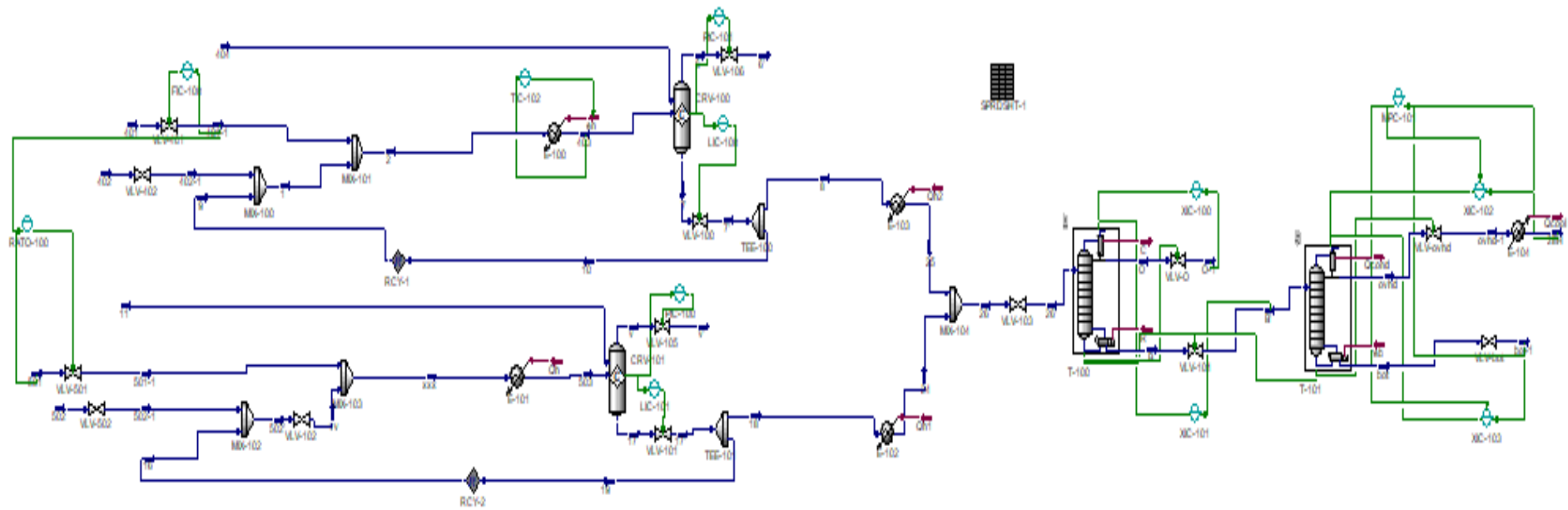
Gambar B.1 Process Flow Diagram Octanol



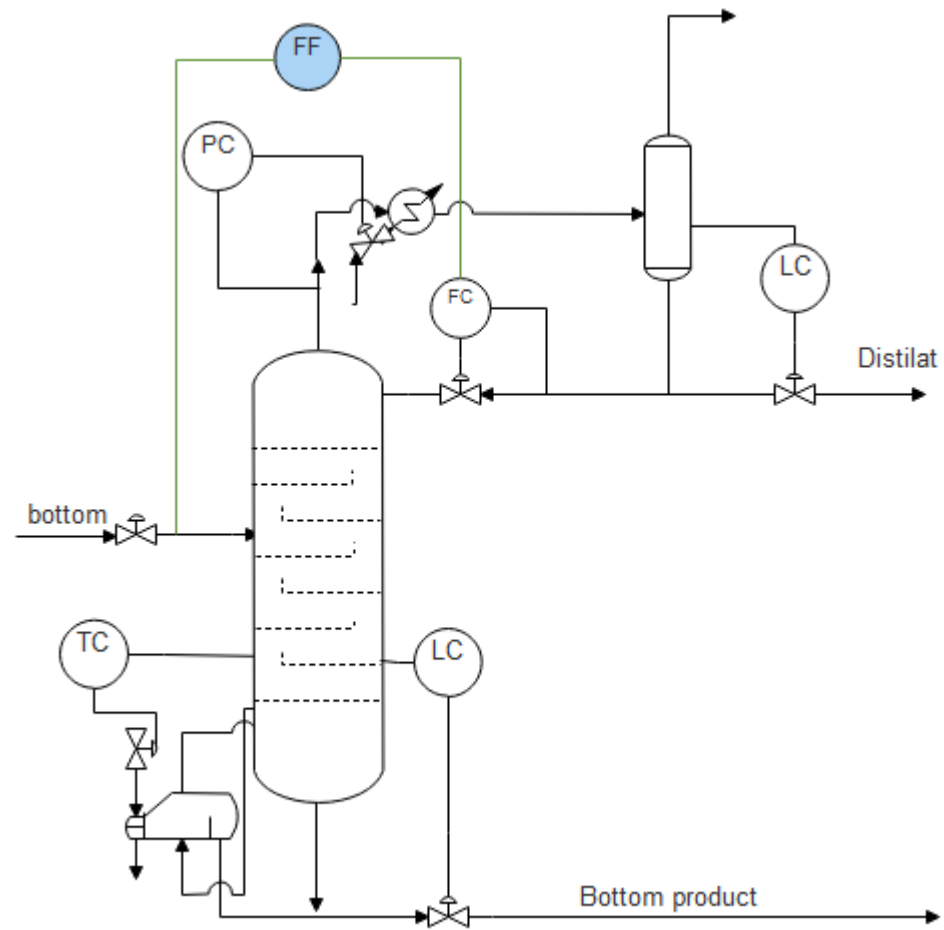
Gambar B.2 Proses produksi *octanol* pada kondisi desain



Gambar B.3 Desain pada kolom distilasi



Gambar B.4 Desain PWC



Gambar B.5 Desain *feedforward*