



TUGAS AKHIR - TF 141581

**PERANCANGAN SISTEM PENGENDALIAN
LEVEL BERBASIS *MODEL REFERENCE
ADAPTIVE CONTROL (MRAC)* PADA KOLOM
DISTILASI**

**ANGGRAENI AGESITA SAPUTRI
NRP. 2413100060**

**DOSEN PEMBIMBING
Dr. Bambang Lelono Widjiantoro, ST, MT**

**DEPARTEMEN TEKNIK FISIKA
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2017**



FINAL PROJECT - TF 141581

***DESIGN OF LEVEL CONTROL SYSTEM BASED
ON MODEL REFERENCE ADAPTIVE CONTROL
(MRAC) ON DISTILLATION COLUMN***

**ANGGRAENI AGESITA SAPUTRI
NRP. 2413100060**

Supervisor
Dr. Bambang Lelono Widjiantoro, ST, MT

***DEPARTMENT OF ENGINEERING PHYSICS
Fakulty of Industrial Technology
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2017***

PERNYATAAN BEBAS PLAGIASI

Saya yang bertandatangan di bawahini:

Nama : Anggraeni Agesita Saputri

NRP : 2413100060

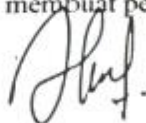
Departemen : Teknik Fisika FTI-ITS

Dengan ini menyatakan bahwa tugas akhir saya yang berjudul
"PERANCANGAN SISTEM PENGENDALIAN LEVEL
BERBASIS *MODEL REFERENCE ADAPTIVE CONTROL*
(MRAC) PADA KOLOM DISTILASI"

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, Agustus 2017
Yang membuat pernyataan,



Anggraeni Agesita Saputri

LEMBAR PENGESAHAN

PERANCANGAN SISTEM PENGENDALIAN LEVEL BERBASIS *MODEL REFERENCE ADAPTIVE CONTROL* (MRAC) PADA KOLOM DISTILASI

TUGAS AKHIR

Oleh:

Anggraeni Agesita Saputri
NRP : 2413100060

Surabaya, Agustus 2017
Mengetahui

Pembimbing



Dr. Bambang Lelono Widjiantoro, ST, MT
NIP 19690507 1995121 001

Menyetujui,
Ketua Departemen Teknik Fisika FTI-ITS



Agus Muliawan, ST, Msi, Ph.D
NIP. 4018092 200312 1 002

**PERANCANGAN SISTEM PENGENDALIAN LEVEL
BERBASIS *MODEL REFERENCE ADAPTIVE CONTROL*
(MRAC) PADA KOLOM DISTILASI**

TUGAS AKHIR


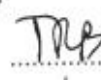


Diajukan untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Fisika
pada
Bidang Studi Rekayasa Instrumentasi
Program Studi S-1 Departemen Teknik Fisika
Fakultas Teknologi Industri

Oleh :

ANGGRAENI AGESITA SAPUTRI

NRP. 2413100060

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

1. Dr. Bambang Lelono W, ST, MT  (Pembimbing)
2. Totok Ruki B, S.T., M.T., Ph.D.  (Penguji I)
3. Ir. Yaumar, MT  (Penguji II)
4. Detak Yan Pratama, S.T., M.Sc  (Penguji III)

**SURABAYA
AGUSTUS 2017**

PERANCANGAN SISTEM PENGENDALIAN LEVEL BERBASIS *MODEL REFERENCE ADAPTIVE CONTROL* (MRAC) PADA KOLOM DISTILASI

Nama Mahasiswa : Anggraeni Agesita Saputri
NRP : 2413100060
Departemen : Teknik Fisika FTI-ITS
Dosen Pembimbing : Dr. Bambang Lelono, ST, MT

Abstrak

Kolom distilasi merupakan peralatan yang digunakan untuk proses distilasi. Proses distilasi merupakan proses pemisahan berdasarkan titik didih dari masing-masing fraksi didalam campuran. Dalam prosesnya, kolom distilasi dipengaruhi oleh banyak karakteristik gangguan. Gangguan tersebut dapat diatasi dengan sistem kontrol adaptif yang mana mempunyai parameter-parameter yang dapat diatur dengan proses estimasi atau *updating* parameter.

Pada tugas akhir ini sistem kontrol adaptif dengan skema *Model Reference Adaptive Control* (MRAC) akan diterapkan untuk kontrol level pada dasar kolom distilasi *Ammonia Stripper*. MRAC merupakan sistem kontrol yang mampu beradaptasi terhadap perubahan sistem ataupun beradaptasi karena adanya gangguan dari luar. Langkah awal yang dilakukan adalah memodelkan proses yang terjadi pada kolom distilasi. Selanjutnya dilakukan perancangan MRAC dengan teori kestabilan *lyapunov*. Untuk mengetahui performansi sistem, dilakukan pemilihan gain adaptasi, uji gangguan serta uji kenaikan dan penurunan level sistem. Nilai gain adaptasi yang sesuai untuk sistem MRAC adalah $\gamma_1=0,46$ dan $\gamma_2=0,001$. Dari pengujian yang dilakukan

menunjukkan metode MRAC yang dirancang terbukti dapat melakukan adaptasi terhadap gangguan serta perubahan kenaikan atau penurunan input sistem.

Kata Kunci : Kolom Distilasi, *Model Reference Adaptive Control* (MRAC), Kestabilan *Lyapunov*.

**DESIGN OF LEVEL CONTROL SYSTEM BASED ON
MODEL REFERENCE ADAPTIVE CONTROL (MRAC)
ON DISTILLATION COLUMN**

Name : Anggraeni Agesita Saputri
NRP : 2413100060
Departement : Department of Engineering Physics
Supervisor : Dr. Bambang Lelono, ST, MT

Abstract

Distillation column is equipment used for the process of distillation. The process of distillation is the separation process based on the boiling point of each fraction in the mixture. In the process, distillation columns are affected by many of the characteristics of the disorder. The disorder can be overcome by Adaptive control system which have parameters that can be set with parameter estimation or updating process.

In this final task adaptive control systems with Model Reference Adaptive Control (MRAC) Scheme will be applied to the control level on the bottom of Ammonia Stripper distillation column. MRAC control system which is able to adapt to change or adapt systems due to interference from the outside. The first step is to model processes that occur in the distillation column. Furthermore, the design of MRAC with Lyapunov stability theory. To determine the performance of the system, the election of gain adaptation, testing and test interference levels increase and decrease in the system. Adaptation gain value corresponding to MRAC system is $\gamma_1 = 0.46$ and $\gamma_2 = 0.001$. From the tests demonstrate proven methods designed

MRAC can adapt to interference and changing inputs increase or decrease in the system.

Keywords : Distillation Columns, Model Reference Adaptive Control (MRAC), Lyapunov stability.

KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis kepada Allah SWT, karena rahmat dan hikmat-Nya sehingga penulis diberikan kesehatan, kemudahan dan kelancaran dalam menyusun laporan tugas akhir ini. Sehingga penulis mampu menyusun laporan tugas akhir yang berjudul :

“PERANCANGAN SISTEM PENGENDALIAN LEVEL BERBASIS *MODEL REFERENCE ADAPTIVE CONTROL* (MRAC) PADA KOLOM DISTILASI”

Tugas akhir ini merupakan salah satu persyaratan akademik yang harus dipenuhi dalam program studi Departemen Teknik Fisika FTI-ITS. Penulis menyampaikan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Bapak, ibu, papa, dan kakak yang selalu memberikan dorongan, semangat, serta do'a untuk keberhasilan penulis.
2. Bapak Agus Muhammad Hatta, S.T, M.Si, Ph.D selaku ketua departemen Teknik Fisika FTI-ITS Surabaya
3. Bapak Dr. Bambang Lelono W, S.T, M.T selaku dosen pembimbing tugas akhir yang dengan sabar membimbing, memberikan saran dan kritiknya.
4. Bapak Eka, S.T dan bapak Lugas S.T., selaku engineer PT. Petrokimia Gresik yang telah membimbing dan memfasilitasi selama pengambilan data di lapangan.
5. Dita, Wening, Rosi, Ve, Frely, Siwi, Intan, Harisma yang telah bersedia mendengar keluh kesah penulis
6. Seluruh teman-teman F48 dan segala pihak yang tidak dapat penulis sebut satu persatu terima kasih atas segala bantuannya.

Penulis menyadari bahwa penyusunan laporan ini masih jauh dari sempurna. Untuk itu saran serta kritik yang membangun sangat diharapkan. Semoga laporan ini bermanfaat bagi kita semua. Akhir kata penulis mohon maaf atas setiap kesalahan yang dilakukan sampai penyusunan laporan ini.

Surabaya, Agustus 2017
Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
HALAMAN JUDUL	iii
PERNYATAAN BEBAS PLAGIASI	v
ABSTRAK	xii
KATA PENGANTAR.....	xvi
DAFTAR ISI	xviii
DAFTAR GAMBAR.....	xx
DAFTAR TABEL	xxii
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Rumusan Permasalahan.....	2
1.3 Tujuan.....	2
1.4 Batasan Masalah.....	3
1.5 Sistematika Laporan	3
BAB II DASAR TEORI.....	5
2.1 Kolom Distilasi.....	5
2.2 <i>Ammonia Stripper</i>	6
2.3 Pemodelan <i>Ammonia Stripper</i>	7
2.4 Kontrol Proposional Integral Derivatif.....	10
2.5 Karakteristik Respon Sistem	11
2.6 <i>Integral Time Absolute Error (ITAE)</i>	12
2.7 Model Reference Adaptive Control (MRAC)	12
BAB III METODELOGI PENELITIAN	19

3.1 Pengambilan Data Plant	20
3.2 Pemodelan Matematis Sistem	22
3.3 Validasi Model	25
3.4 Perancangan Pengendalian PI	26
3.5 Perancangan Model Reference Adaptive Control ..	28
3.6 Uji Performansi	29
BAB IV _ANALISA DAN PEMBAHASAN.....	31
4.1 Pengujian Variasi Gain Adaptasi	31
4.2 Uji Gangguan	32
4.3 Uji Level <i>Tracking</i>	36
BAB V _PENUTUP.....	39
5.1 Kesimpulan.....	39
5.2 Saran.....	39
DAFTAR PUSTAKA.....	41

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Skema Kolom Distilasi	6
Gambar 2.2 Skema gambar Ammonia Stripper.....	7
Gambar 2.3 Kontrol PID dari Plant	11
Gambar 2.4 Skema Blok Diagram MRAC	13
Gambar 2.5 Diagram blok algoritma Pole Placement	15
Gambar 2.6 <i>Blok Diagram MRAC</i> sistem orde 2 dengan kestabilan <i>lyapunov</i>	16
Gambar 3.1 Diagram Alir Tugas Akhir.....	19
Gambar 3.2 Respon Uji Loop Terbuka	26
Gambar 3.3 Diagram Blok Kolom Distilasi dengan kontrol PI.....	26
Gambar 3.4 Simulink <i>Closeloop</i> dengan kontrol PI.....	27
Gambar 3.5 Respon Sistem Loop Tertutup	27
Gambar 4.1 Respon Sistem untuk Variasi Nilai Gain Adaptasi	31
Gambar 4.2 Perbesaran Respon Sistem untuk Variasi Nilai Gain Adaptasi	32
Gambar 4.3 Respon saat Input ditambah 20%	33
Gambar 4.4 Respon saat Input ditambah 70%	34
Gambar 4.5 Respon saat Input ditambah 500%	34
Gambar 4.6 Respon saat Input dikurangi 20%	35
Gambar 4.7 Respon saat Input dikurangi 70%	36
Gambar 4.8 Respon Uji Level Turun	37
Gambar 4.9 Respon Uji Level Naik	37
Gambar 4.10 Respon Uji Level	38

DAFTAR TABEL

Tabel 3. 1 Data Pemodelan <i>Plant</i> Masukan <i>Feed from Ammonia Scrubber</i>	21
Tabel 3. 2 Data Pemodelan <i>Plant</i> Keluaran <i>Bottom Product to Ammonia Scrubber</i>	21
Tabel 3. 3 Data Pemodelan <i>Plant</i> Masukan <i>Reflux</i>	21
Tabel 3. 4 Data Pemodelan <i>Plant</i> Keluaran <i>Vapor Ammonia to Refrigerant Condenser</i>	22
Tabel 3. 5 Parameter Permodelan Kestimbangan Massa <i>Ammonia Stripper</i>	22
Tabel 4. 1 Variasi Gain Adaptasi	31
Tabel 4. 2 Karakteristik Respon Gain Adaptasi	32

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Kolom distilasi merupakan peralatan yang digunakan untuk proses distilasi. Proses distilasi merupakan proses pemisahan berdasarkan titik didih dari masing-masing fraksi di dalam campuran (Amin, 2014). Di PT Petrokimia Gresik, proses distilasi banyak diterapkan salah satunya pada *Ammonia Stripper*. *Ammonia Stripper* merupakan kolom distilasi biner yang berperan memisahkan campuran *liquid ammonia* yang berasal dari *ammonia scrubber* menjadi *ammonia (top product)* dan air (*bottom product*).

Pada proses distilasi, level fluida di dalam kolom distilasi merupakan variabel yang sangat penting untuk dijaga kestabilannya. Jika level terlalu tinggi atau terlalu rendah akan menjadikan pemisahan fraksi tidak optimal. Sehingga kinerja sistem kontrol level pada kolom distilasi ini sangat penting dijaga untuk meminimalisir fluktuasi level oleh fluida yang masuk pada kolom. Banyaknya karakteristik gangguan (*disturbance*) akan mempengaruhi kestabilan proses pada kolom distilasi. Gangguan tersebut dapat diatasi dengan pendekatan sistem kontrol adaptif.

Sistem kontrol adaptif merupakan sistem kontrol dimana parameter-parameternya dapat diatur (*adjustable parameters*) dan memiliki mekanisme pengaturan terhadap parameter-parameternya (*mechanism for adjusting the parameters*) (Rusmawan, 2011). Salah satu contoh sistem kendali adaptif yaitu *Model Reference Adaptive Control* (MRAC). MRAC merupakan sistem kontrol yang mampu beradaptasi terhadap perubahan sistem ataupun beradaptasi karena adanya gangguan dari luar. Parameter-parameter kontrolernya diatur berdasarkan pada error antara keluaran proses dengan keluaran model. Ketika karakteristik sistem proses berubah maka sistem akan beradaptasi dengan melakukan mekanisme pengaturan terhadap parameter-parameter kontrolernya sehingga didapatkan keluaran sistem yang sesuai dengan model referensinya.

Penerapan *Model Reference Adaptive Control* (MRAC) untuk pengendalian *plant* di industri telah dilakukan oleh beberapa peneliti, seperti (Sylvia, 2014) yang merancang MRAC untuk kontrol temperatur pada CSTR, (Parekar & Kadu, 2015) merancang MRAC untuk kontrol level pada boiler, serta (Fatih, Wahyudi, & Setiyono) yang menerapkan MRAC dengan teori kestabilan *lyapunov* untuk kontrol level. Oleh karena itu pada tugas akhir ini akan dilakukan perancangan sistem pengendalian level berbasis MRAC pada kolom distilasi dengan metode *Lyapunov* sehingga diharapkan kolom distilasi dapat bekerja secara optimal.

1.2 Rumusan Permasalahan

Dari latar belakang diatas, permasalahan yang diangkat dalam pengerjaan tugas akhir ini adalah sebagai berikut :

1. Bagaimana pengaruh nilai gain adaptasi terhadap respon sistem pada sistem kontrol MRAC yang diterapkan pada kolom distilasi?
2. Bagaimana pengaruh perubahan set point pada sistem kontrol MRAC yang diterapkan pada kolom distilasi?
3. Bagaimana pengaruh pembebanan pada sistem kontrol MRAC yang diterapkan pada kolom distilasi?

1.3 Tujuan

Tujuan penelitian yang ingin dicapai dalam pengerjaan tugas akhir ini adalah

1. Mengetahui pengaruh besarnya nilai gain adaptasi terhadap respon sistem pada sistem kontrol MRAC yang diterapkan pada kolom distilasi.
2. Mengetahui pengaruh perubahan set point pada sistem kontrol MRAC yang diterapkan pada kolom distilasi.
3. Mengetahui pengaruh pembebanan pada sistem kontrol MRAC yang diterapkan pada kolom distilasi.

1.4 Batasan Masalah

Pada pengerjaan tugas akhir ini dilakukan pembatasan terhadap beberapa masalah, yaitu:

1. Plant yang digunakan sebagai objek studi adalah *Ammonia stripper* di PT. Petrokimia Gresik
2. Sistem pengendalian yang akan dirancang ulang adalah sistem pengendalian level pada *Ammonia Stripper*.
3. Pemodelan *plant* hanya meninjau satu proses di bagian dasar kolom *Ammonia Stripper*.
4. Diasumsikan kandungan *ammonia* dalam *feed* tetap.

1.5 Sistematika Laporan

Sistematika laporan yang digunakan dalam penyusunan laporan tugas akhir ini adalah sebagai berikut:

BAB I PENDAHULUAN

Berisi tentang latar belakang, perumusan masalah, batasan masalah, tujuan penelitian, dan sistematika laporan.

BAB II DASAR TEORI

Berisi tentang pengertian dan proses *Ammonia Stripper*, sistem kontrol pada *Ammonia Stripper*, *Model Reference Adaptive Control* dan perancangannya.

BAB III METODOLOGI

Berisi tentang langkah-langkah pemodelan proses *ammonia stripper* dan perancangan kontrol MRAC dengan simulasi pada program MATLAB.

BAB IV ANALISA DATA DAN PEMBAHASAN

Berisi tentang analisis hasil perancangan dari *Model Reference Adaptive Control*.

BAB V KESIMPULAN DAN SARAN

Berisi tentang kesimpulan hasil yang didapatkan setelah dilakukan perancangan sistem kontrol *Model Reference Adaptive Control* dan saran.

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB II

DASAR TEORI

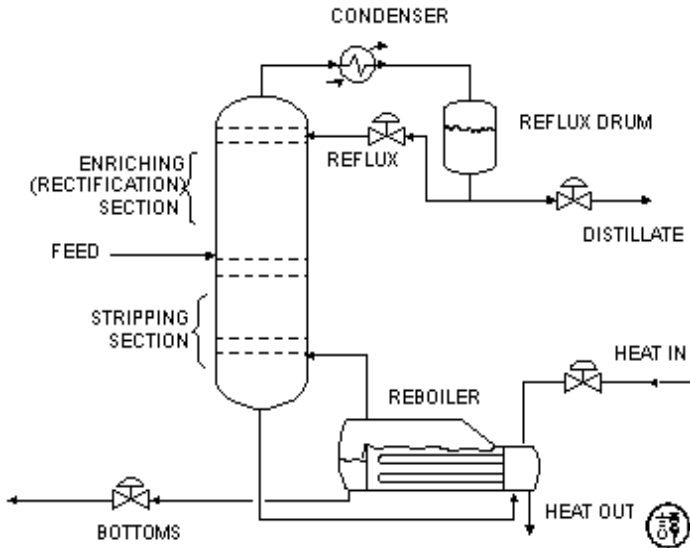
2.1 Kolom Distilasi

Kolom distilasi merupakan plant yang digunakan untuk proses distilasi. Proses distilasi merupakan pemisahan fraksi-fraksi minyak bumi berdasarkan perbedaan titik didih dari masing-masing komponen didalam campuran, makin besar perbedaan titik didih dari komponen-komponennya akan didapatkan kemurnian hasil pemisahan yang semakin baik (Amin, 2014).

Kolom distilasi memiliki beberapa nampan atau tray yang digunakan untuk memisahkan komponen. *Tray* yang terdapat didalam kolom distilasi memiliki 2 saluran dimasing-masing sisinya yang disebut dengan *downcomers* (Buckley, Luyben, & Shunta, 1985). Fluida cair jatuh melalui *downcomers* dari satu *tray* ke *tray* lainnya. *Tray* pada kolom distilasi memiliki banyak lubang yang berfungsi untuk lajur dari aliran uap. Uap mengalir ke atas kolom dan dipaksa untuk melewati cairan dari *tray* melalui bukaan pada setiap *tray*.

Kolom distilasi memiliki beberapa komponen utama, antara lain:

- a. Kolom, merupakan tempat terjadinya pemisahan komponen. Kolom tersusun atas banyak nampan sebagai tempat terjadinya kontak antara fraksi uap dan cair.
- b. *Reboiler*, merupakan tempat penguapan cairan yang keluar dari bagian bawah kolom. Uap yang terbentuk akan dikembalikan lagi ke dalam kolom.
- c. *Condensor*, merupakan tempat untuk mendinginkan atau mengkondensasi uap yang meninggalkan bagian atas kolom distilasi.
- d. *Reflux Drum*, untuk menampung uap yang terkondensasi dari kolom bagian atas sehingga cairan dari *reflux* dapat di umpan balikan ke kolom.



Gambar 2. 1 Skema Kolom Distilasi

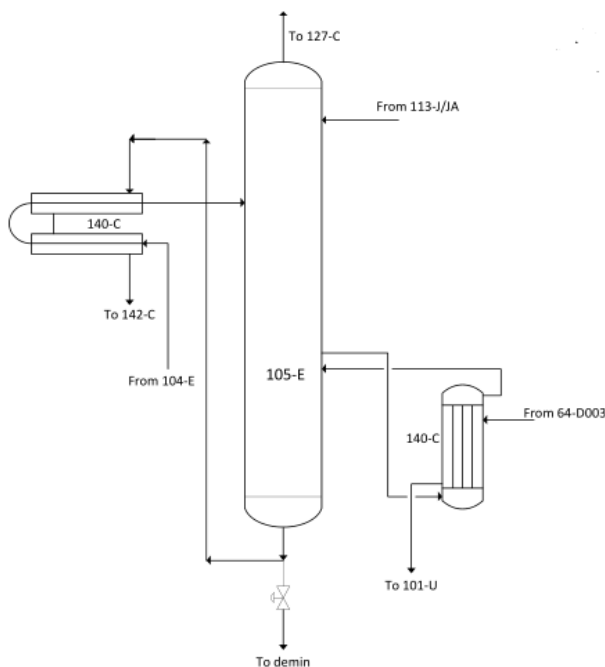
2.2 Ammonia Stripper

Ammonia Stripper merupakan kolom distilasi biner yang berfungsi untuk memisahkan campuran *liquid ammonia* yang berasal dari *ammonia scrubber* menjadi ammonia (*top product*) dan air (*bottom product*) (Anonim, 2015).

Ammonia Stripper 105-E terdiri dari tiga *packed beds* dengan empat *distribution trays* dan sebuah *steam heated reboiler 140-C*. *Tray* dasar dari *Ammonia Stripper* memiliki *trapout pan* untuk memasuki *reboiler*, air yang tersisa *overflow* ke dasar tower kemudian direcycle balik ke *Low Press Ammonia Scrubber 103-E* dan *High Press Ammonia Scrubber 104-E*. Refluks amoniak cair masuk ke puncak tower dari keluaran *Warm Ammonia Product Pump 113-J*, masuk ke bagian *refluks* pada temperatur *control valve TV-1414*. Uap amoniak dari puncak *stripper* keluar melewati *demister* pada *pressure control, PV-1034* untuk dikondensasikan ke dalam *Refrigeration Condenser 127-C*.

Sistem pengendalian level pada *Ammonia Stripper* digunakan untuk menjaga kondisi level *Ammonia Stripper* agar

tetap stabil pada level 62%. Pengaturan level dijaga tetap stabil dengan tujuan agar pemisahan amoniak dan air optimal. Level pada *Ammonia Stripper* diukur menggunakan level *transmitter* LT-1027 yang kemudian sinyal PV ini dikirimkan pada kontroler LIC-1027. Selanjutnya kontroler LIC-1027 akan memberikan sinyal MV ke *control valve* LV-1027 untuk memerintahkan agar membuka atau menutup aliran pada *bottom* yang keluar dari *Ammonia Stripper* dengan presentase tertentu.



Gambar 2. 2 Skema gambar *Ammonia Stripper*

2.3 Pemodelan *Ammonia Stripper*

Langkah awal untuk mendesain sistem kontrol adalah harus menguasai model prosesnya. Pemodelan proses diambil dari hukum kesetimbangan energi dan hukum kesetimbangann massa. Pemodelan matematis pada dasar kolom distilasi (*Ammonia Stripper*) hanya mempunyai satu derajat kebebasan untuk hukum

kesetimbangan massa. Pemodelan tersebut mengacu pada penurunan model oleh (Luyben, 1992) yang dapat direpresentasikan pada persamaan (2.1) dan memiliki beberapa asumsi:

- Fraksi *feed* berupa cairan
- Densitas dan kapasitas panas spesifik di semua proses konstan
- Kalor laten vaporisasi konstan
- Elevasi *Boiling Point Size* pada liquid di dalam kolom tetap
- Rugi panas diabaikan
- Effisiensi naman 100%
- Proses pencampuran sempurna
- Uap tertahan ke atas diabaikan

Kesetimbangan massa :

$$\frac{d(M_b)}{dt} = L_f - V_{RB} - B \quad (2.1)$$

Dimana :

L_f = Laju *Feed* dari yang jatuh pada naman pertama (m^3/s)

B = Laju aliran pada dasar Kolom (m^3/s)

V_B = Laju saturasi dari *Reboiler* (kg/s)

$$W_B = \frac{w_1(s) - w_v(s) - w_b(s)}{s} \quad (2.2)$$

Dimana :

w_1 = Laju aliran fraksi cair dari naman pertama (m^3/s)

w_v = Laju uap yang keluar dari kolom (kg/s)

w_B = Laju aliran dasar kolom yang keluar (m^3/s)

W_B = Persediaan cairan didasar kolom

s = Variabel transformasi *laplace*

$$W_B = \frac{H_B}{\rho_B A_B} \quad (2.3)$$

Dimana :

$$\begin{aligned} \rho_B &= \text{Densitas pada cairan dasar kolom} && (kg/m^3) \\ A_B &= \text{Luas penampang area dari dasar kolom} && (m^2) \\ H_B &= \text{Level cairan didasar kolom} && (m) \end{aligned}$$

Jika *reboiler* dipanasi oleh uap maka :

$$w_v(s) = \frac{\lambda_{ST}}{\lambda_{PB}} w_s(s) \quad (2.4)$$

Dimana :

$$\begin{aligned} \lambda_{ST} &= \text{Panas laten dari uap} && (kJ/kg) \\ \lambda_{PB} &= \text{Panas laren dari fluida yang diproses pada dasar kolom} && (kJ/kg) \\ w_s(s) &= \text{Laju fraksi uap} && (kg/s) \end{aligned}$$

Laju aliran *reflux* dan *feed* melewati beberapa nampan dari kolom distilasi, dimodelkan dengan persamaan

$$w_1(s) = e^{-n\tau_{TR}s} w_f(s) \quad (2.5)$$

n = Jumlah tray pada kolom

τ_{TR} = Waktu konstan orde pertama pada setiap lag hidraulik nampan (s)

w_f = Laju aliran *reflux* (m^3/s)

$$\tau_{TR} = \frac{\rho_{TR}(A_{TR} + A_{DC}) + \frac{3}{2} \frac{\overline{w_n}}{H_{ow}} \tau_{DC}}{\frac{3}{2} \frac{\overline{w_n}}{H_{ow}}} \quad (2.6)$$

Dimana:

A_{DC} = Luas area pada *downcomer* yang diasumsikan seragam (m^2)

A_{TR} = Luas area nampan aktif tempat terjadinya bual (kg/s)

ρ_{TR} = Densitas cairan pada nampan aktif (kg/m^3)

$\overline{w_n}$ = Laju luapan pada nampan (diasumsikan laju *reflux* yang baru masuk) (m^3/s)

$\overline{H_{ow}}$ = Tinggi luapan dari area nampan aktif (m)

τ_{DC} = Waktu konstan dari *downcomer* (s)

$$\tau_{DC} = \frac{\frac{g_c A_{DC}}{g_l}}{\frac{\partial w_{DC}}{\partial \Delta P_{DC}}} = \frac{\frac{g_c A_{DC}}{g_l}}{\frac{1}{2} \Delta P_{DC}^{-0.5} \times A_{DC} \times 4.456 \sqrt{\rho_{DC} \frac{g_c}{g_l}}} \quad (2.7)$$

Dimana:

$$\begin{aligned} g_c &= \text{gaya gravitasi umum} && (m^2/s) \\ g_l &= \text{gaya gravitasi dalam kolom} && (m^2/s) \\ \Delta P_{DC} &= \text{Penurunan tekanan didalam kolom} && (N/m^2) \\ \rho_{DC} &= \text{densitas dari fluida downcomer} && (kg/m^3) \end{aligned}$$

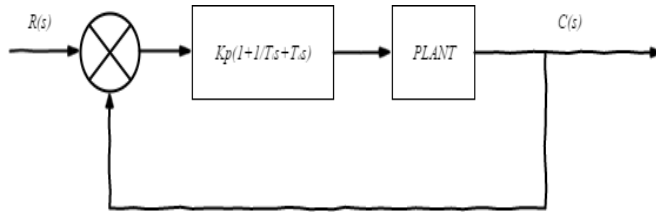
2.4 Kontrol Proporsional Integral Derivatif

Kontrol PID merupakan algoritma kontrol untuk menghitung besarnya koreksi yang diperlukan dalam suatu kontroler atau alat pengendali untuk mengendalikan sebuah proses. Kontrol *proportional* (P) memiliki sinyal keluaran sebanding dengan sinyal kesalahan sistem. Dengan kata lain sinyal kontrol akan langsung merubah sinyal kesalahan dikalikan dengan suatu konstanta proporsionalnya. Kontroler proporsional memiliki nilai konstanta proporsional (K_p) mempengaruhi cepatnya respon kontroler untuk mencapai nilai setpoint. Semakin besar nilai K_p maka respon akan semakin cepat, namun jika nilai K_p besar akan menyebabkan respon overshoot dan osilasi. Persamaan kontroler proporsional dapat ditulis,

Kontroler integral (I) dapat mengeliminasi error steady state. Selain itu kontroler integral responnya membutuhkan selang waktu tertentu sehingga terkesan memperlambat respon.

Kontroler derivatif (D) digunakan untuk memperbaiki respon transien dengan memprediksi error yang akan terjadi. Kontrol Derivative hanya berubah saat ada perubahan error sehingga saat error statis kontrol ini tidak akan bereaksi, hal ini pula yang menyebabkan kontroler Derivative tidak dapat dipakai sendiri.

$$u(t) = K_p \left(e(t) + \frac{1}{T_i} \int_0^t e(t) dt + T_d \frac{de(t)}{dt} \right) \quad (2.8)$$



Gambar 2. 3 Kontrol PID dari Plant

2.5 Karakteristik Respon Sistem

Tujuan utama dari suatu sistem pengendalian adalah untuk mendapatkan unjuk kerja yang optimal pada suatu sistem yang dirancang untuk mengukur performansi dalam pengaturan, biasanya diekspresikan dengan beberapa parameter antara lain

2.5.1 Waktu tunda

Waktu tunda atau *delay time* adalah waktu yang diperlukan oleh tanggapan untuk mencapai setengah dari nilai akhir untuk waktu yang pertama.

2.5.2 Waktu naik

Waktu naik atau *rise time* adalah waktu yang diperlukan respon untuk mencapai nilai dari 10% menjadi 90%, 5% menjadi 95% atau 0% menjadi 100% dari nilai akhir. Untuk respon *underdamped* sistem orde dua nilai waktu naik yang paling sering digunakan adalah waktu dari 0% hingga 100%, sementara untuk *overdamped* adalah 10% hingga 90%.

2.5.3 Waktu Puncak

Waktu puncak atau *peak time* adalah waktu yang diperlukan oleh respon untuk mencapai nilai puncak pertama *overshoot*.

2.5.4 *Maximum (percent) Overshoot*

Maximum Overshoot adalah presentasi selisih nilai puncak maksimal respon dari nilai yang seharusnya atau dapat dinyatakan dengan persamaan,

$$Mp(\%) = \frac{|nilai\ puncak\ pertama\ kali - nilai\ akhir|}{nilai\ akhir} \quad (2.9)$$

2.5.5 *Settling Time*

Settling time adalah waktu yang diperlukan untuk tanggapan tangga satuan masuk daerah kriteria 2% atau 5% dari nilai akhir.

2.5.6 *Steady state error*

Keluaran suatu sistem membutuhkan waktu untuk merespon perubahan ketika masukan sebuah sistem berubah secara tiba-tiba. Fasa peralihan ini kemudian akan berhenti pada nilai dikisaran masukan/target dimana selisih nilai akhir dengan target tersebut disebut *steady state error*

2.6 *Integral Time Absolute Error (ITAE)*

Kriteria ITAE merupakan suatu kriteria performansi dimana nilai indeks performansinya didasarkan pada hasil integral waktu dan hargamutlak dari error yang terjadi. Kriteria ini dapat dirumuskan seperti pada persamaan (2.10)

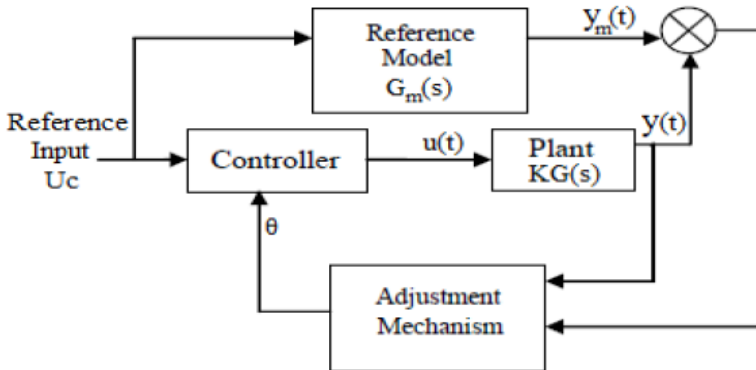
$$ITAE = \int_0^{\infty} t|e(t)|dt \quad (2.10)$$

Pada kriteria ini kesalahan awal yang besar pada respon tangga satuan (step) mendapatkan bobot yang rendah, sedangkan kesalahan yang terjadi setelah respon transien memiliki bobot yang tinggi.

2.7 *Model Reference Adaptive Control (MRAC)*

Model Referece Adaptive Control adalah salah satu dari mekanisme sistem kontrol adaptif, yaitu sistem kontrol yang parameter-parameternya dapat diatur dan memiliki mekanisme untuk mengatur parameter-parameter tersebut. Strategi kontrol MRAC digunakan untuk merancang kontroler adaptif yang

bekerja sesuai prinsip menyesuaikan parameter kontroler agar output plant sesuai dengan output dari model referensi yang digunakan. Skema blok diagram MRAC ditunjukkan pada Gambar 2.4 berikut.



Gambar 2. 4 Skema Blok Diagram MRAC

Pada skema MRAC memiliki dua loop yaitu loop dalam (*inner loop*) yang merupakan loop normal umpan balik antara proses plant dan kontroler dan loop luar (*outer loop*) yaitu loop yang menuju mekanisme penyesuaian untuk mengubah parameter-parameter kontroler berdasarkan sinyal *error* $e = y - y_m$. Pengaturan parameter dilakukan dengan meminimalkan sinyal *error*, untuk memperoleh keluaran sistem (y) yang sesuai dengan model referensinya (y_m).

Komponen dari MRAC antara lain;

- Model Referensi (Reference Model) : Digunakan untuk menentukan respon ideal dari sistem kontrol adaptatif terhadap input sistem.
- Kontroler (Controller) : Biasanya dijelaskan sebagai hasil parameter penyesuaian sistem. Sesuai gambar 3 parameter θ merupakan *control law* yang nilainya tergantung pada gain adaptasi.
- Mekanisme Penyesuaian (Adjustment Mechanism) : Komponen ini digunakan untuk mengubah parameter dari

kontroler sehingga plant dapat mengikuti respon sesuai model referensinya. Pendekatan matematis *MIT Rule*, *Lyapunov Theory*, dan *Augmented Error* dapat digunakan untuk membangun mekanisme penyesuaian.

2.6.1 Desain MRAC dengan Teori Kestabilan Lyapunov

Untuk mendesain MRAC, pertama kali perlu diketahui orde dari plant yang akan dikontrol untuk menentukan model dari sistem sehingga sistem akan bekerja sesuai dengan karakteristik model yang ditentukan. Berdasarkan pemodelan secara matematis sistem merupakan persamaan orde dua sehingga model yang digunakan adalah sistem orde dua. Fungsi alih sistem orde dua ditunjukkan seperti persamaan (2.11) dengan ω_n merupakan frekuensi alami tak teredam dan ξ merupakan rasio redaman.

$$G(s) = \left(\frac{C(s)}{R(s)} \right) = \frac{\omega_n^2}{s^2 + 2\xi\omega_n s + \omega_n^2} \quad (2.11)$$

Perancangan algoritma pengaturan parameter sistem adaptif dengan teori kestabilan *Lyapunov* didahului dengan melakukan penurunan persamaan diferensial dari error (Rusmawan, 2010)

$$e = y - y_m \quad (2.12)$$

Diinginkan respon sistem mengikuti model sistem dengan persamaan berikut:

$$\frac{dy_m}{dt} = -a_m y_m + b_m u_c \quad (2.13)$$

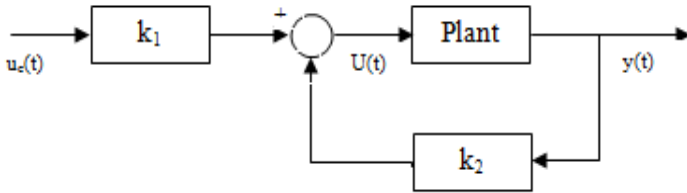
Dan persamaan sistem proses adalah

$$\frac{dy_m}{dt} = -ay + bu \quad (2.14)$$

dimana u adalah sinyal kontrol dan y adalah keluaran yang diukur, sedangkan kontroler yang digunakan adalah kontroler dengan algoritma pole placement yang dinyatakan dalam persamaan:

$$u(t) = k_1 u_c(t) - k_2 y(t) \quad (2.15)$$

Algoritma ini memiliki 2 parameter yang digunakan untuk mengatur besarnya sinyal kontrol keluaran dari kontroler, yaitu k_1 dan k_2 . Algoritma pole placement ini secara diagram blok ditunjukkan pada Gambar 2.5.



Gambar 2. 5 Diagram blok algoritma *Pole Placement*

Dengan mensubstitusikan persamaan (2.14) dan persamaan (2.15), maka diperoleh persamaan sistem proses seperti pada persamaan (2.16)

$$\frac{dy}{dt} = -(a - bk_2)y + bk_1u_c \quad (2.16)$$

Jika keluaran plant sama dengan keluaran model sistem loop tertutup, maka didapatkan nilai parameter k_1 dan k_2 seperti yang ditunjukkan pada persamaan berikut:

$$k_1 = \frac{b_m}{b} \quad (2.17)$$

$$k_2 = \frac{a_m - a}{b} \quad (2.18)$$

Agar nilai parameter k_1 dan k_2 sesuai dengan harga yang diinginkan maka dilakukan perancangan mekanisme pengaturan parameter. Diasumsikan $b\gamma > 0$ maka fungsi kuadrat *Lyapunov* didapatkan sebagai berikut:

$$V(e, k_1, k_2) = \frac{1}{2} \left(e^2 + \frac{1}{b\gamma} (bk_2 + a - a_m)^2 \right) + \frac{1}{b\gamma} (bk_1 - b_m)^2 \quad (2.19)$$

Fungsi diatas akan nol ketika nilai *error* nol dan parameter kontroler sesuai dengan harga yang diinginkan. Agar fungsi memenuhi kualifikasi sebagai fungsi *Lyapunov*, turunan $\frac{dV}{dt}$ harus negatif

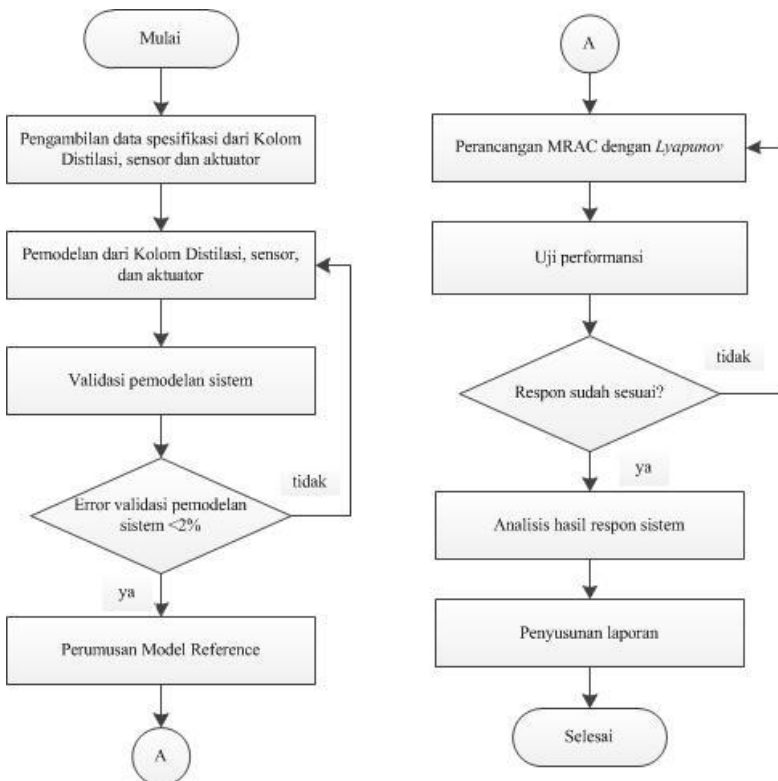
Error dan *gain* adaptasi (γ) digunakan untuk *update* kedua parameter kontroler k_1 dan k_2 . Selain itu masukan referensi (u_c) juga digunakan untuk *update* parameter kontroler k_1 dan keluaran *plant* (y) untuk *update* parameter kontroler k_2 . Parameter kontroler k_1 dan k_2 digunakan untuk menentukan sinyal kontrol sistem.

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB III

METODELOGI PENELITIAN

Metodologi yang digunakan untuk mencapai tujuan dari tugas akhir ini dijelaskan melalui diagram alir yang ditunjukkan pada gambar 3.1 yang mendeskripsikan tahap-tahap penelitian sebagai berikut.



Gambar 3. 1 Diagram Alir Tugas Akhir

- Pengumpulan Data Spesifikasi *Ammonia Stripper* meliputi spesifikasi dimensi, pressure, flow rate, enthalpy, *density* ,

proses flow diagram (PFD), Piping and Instrument Diagram (P&ID).

- b. Pemodelan Ammonia Stripper, sensor, dan aktuator dilakukan berdasarkan data spesifikasi yang telah diperoleh. Pemodelan Ammonia Stripper, sensor, dan aktuator yang telah dilakukan kemudian disimulasikan pada perangkat lunak *Matlab (R2009a)* dengan fitur *simulink*. Untuk memastikan model yang dibuat merepresentasikan *plant* yang sesungguhnya, jika validasi proses sudah mencapai *error <2%* maka dapat diasumsikan bahwa permodelan sudah merpresentasikan *plant*.
- c. Simulasi sistem pengendalian *loop* tertutup pada fitur *simulink* di perangkat lunak *Matlab (R2009a)* dengan menggunakan algoritma PI pada kontroler. Pada kontroller diberikan nilai parameter P dan I. Nilai parameter P dan I didapatkan dengan menggunakan metode *good gain*.
- d. Perumusan model reference dilakukan dengan cara menentukan nilai-nilai karakteristik yang harus dipenuhi oleh *plant* dan mengubahnya dalam fungsi transfer model referensi.
- e. Analisis respon berdasarkan uji performansi dilakukan dengan menguji kecepatan serta sensitivitas sistem dengan parameter *error <2%*.
- f. Penyusunan Laporan Tugas Akhir

3.1 Pengambilan Data Plant

Variable yang dikendalikan pada objek tugas akhir ini adalah level air dalam *ammonia stripper*, sedangkan variable yang dimanipulasi adalah laju aliran *bottom*. Data-data yang dibutuhkan untuk memodelkan *plant Ammonia Stripper* antara lain adalah laju aliran massa, data desain, data proses serta parameter yang akan mempengaruhi pemodelan *plant* seperti densitas (ρ), panas latent dan lain sebagainya.

Tabel 3.1 Data Pemodelan *Plant* Masukan *Feed* from *Ammonia Scrubber*

Parameter	Nilai (satuan)
Fluida	Liquid – Aqua ammonia
Temperature	148.9 (°C)
Pressure	17.6 (kg/cm ² A)
Flow	2566 (kg/hr)
Density	793.8 (kg/m ³)
Flow	3.2 (m ³ /hr)

Tabel 3.2 Data Pemodelan *Plant* Keluaran *Bottom Product* to *Ammonia Scrubber*

Parameter	Nilai (satuan)
Fluida	Liquid – air
Temperature	37 (°C)
Pressure	16.2 (kg/cm ² A)
Flow	2276 (kg/hr)
Density	983.8 (kg/m ³)
Flow	2.3 (m ³ /hr)

Tabel 3.3 Data Pemodelan *Plant* Masukan *Reflux*

Parameter	Nilai (satuan)
Fluida	Liquid – ammonia
Temperature	30 (°C)
Pressure	20 (kg/cm ² A)
Flow	740 (kg/hr)
Density	595.7 (kg/m ³)
Flow	1.2 (m ³ /hr)

Tabel 3. 4 Data Pemodelan *Plant* Keluaran *Vapor Ammonia* to *Refrigerant Condenser*

Parameter	Nilai (satuan)
Fluida	Vapor – ammonia
Temperature	65.7 (°C)
Pressure	17.5 (kg/cm ² A)
Flow	1045 (kg/hr)
Density	11.45 (kg/m ³)
Flow	91.2 (m ³ /hr)

3.2 Pemodelan Matematis Sistem

3.2.1 Pemodelan Matematis Kolom Distilasi

Pemodelan matematis *ammonia stripper* didapatkan dengan menggunakan hukum kesetimbangan massa dengan beberapa asumsi yaitu *boiling point size* pada *liquid* tetap, densitas dan kapasitas panas spesifik disemua proses konstan, kalor laten panas diabaikan, efisiensi nampun dianggap 100%, serta proses pencampuran sempurna serta uap tertahan keatas diabaikan. Persamaan matematis tersebut dapat ditulis seperti pada persamaan (3.1)

Tabel 3.5 Parameter Permodelan Kestimbangan Massa *Ammonia Stripper*

Parameter	Nilai (satuan)
A_B	0.0983 m ²
λ_{ST}	2.270 kJ/kg
λ_{PB}	1372.2 kJ/kg
d	0.3356 m

$$\begin{bmatrix} \text{lajuperubahan} \\ \text{massa} \\ \text{dlmReboiler} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \text{Laju} \\ \text{massa} \\ \text{input} \end{bmatrix} - \begin{bmatrix} \text{Laju} \\ \text{massa} \\ \text{output} \end{bmatrix} = 0 \quad (3.1)$$

$$\rho \frac{dv}{dt} = L_f - V_{RB} - B \quad (3.2)$$

dimana:

$\rho \frac{dV}{dt}$ = Laju perubahan massa kolom *ammonia stripper*

L_f = Laju Aliran liquid pada *tray* pertama (m^3/s)

V_{RB} = Laju aliran vapor dalam kolom (m^3/s)

B = Laju aliran bottom (m^3/s)

Laju *feed* pada nampan merupakan gabungan dari fluida yang berasal dari scrubber dan reflux, sehingga persamaan (3.2) dapat dijabarkan menjadi

$$\rho \frac{dV}{dt} = (L_f + F) + ((-V_{RB})) - B \quad (3.3)$$

Dari persamaan 3.3 ditransformasi laplace sehingga berubah menjadi persamaan (3.4) dan persamaan (3.5) merupakan penurunan persamaan (3.4).

$$s W_B = (w_f(s) + w_F(s)) - w_{RB}(s) + (-w_{vRB}(s)) - w_b(s) \quad (3.4)$$

$$H_B(s) = \frac{e^{-n\tau_{TRS}} \rho_f \dot{m}_f(s) + q \rho_F \dot{m}_F(s) - \rho_{RB} \dot{m}_{RB} + \rho_{LRB} \dot{m}_{LRB} - \frac{\lambda_{ST}}{\lambda_{PB}} f_{ST} - \rho_B \dot{m}_B}{A_B \rho_B s} \quad (3.5)$$

Untuk membuat pemodelan refluks dihitung:

$$\tau_{DC} = \frac{\frac{9.3}{9.8} \times 0.000611}{0.5 \sqrt{7600} \times 0.000611 \times 4.456 \sqrt{990 \frac{9.3}{9.8}}} = 0.000159 \quad (3.6)$$

$$\begin{aligned} \tau_{TR} &= 793.8 \times (0.08437 + 0.000611) + \frac{3 \times 0.00122}{2 \times 0.25} \times 0.000159 \quad (3.7) \\ &= 67.4579 \end{aligned}$$

$$e^{-n\tau_{TRS}} = e^{-4 \times 67.4579} = 0 \quad (3.8)$$

Dengan memasukkan parameter-parameter yang ada pada tabel 3.1 didapatkan persamaan fungsi transfer (3.9)

$$H_B(s) = \frac{702.27486}{86.67278s} \dot{m}_f - \frac{1.655}{86.67278s} \dot{m}_{VRB} - \frac{983.8}{86.67278s} \dot{m}_B \quad (3.9)$$

3.2.2 Pemodelan Matematis Control Valve

Control valve digunakan untuk mengatur liquid yang keluar melalui dasar kolom (*bottom product*). Ketika liquid mengalir keluar dari dasar kolom maka level didalam kolom juga akan mengalami perubahan. Persamaan matematis untuk control valve dapat ditulis sebagai berikut;

$$\frac{\dot{m}_b}{u(s)} = \frac{Kv}{\tau_{Tv}s+1} \quad (3.10)$$

Gain *Control Valve* (Kv) dituliskan pada persamaan (3.11)

$$\begin{aligned} Kv &= KxG_\tau = \frac{\Delta \text{laju aliran}}{\Delta \text{tekanan masukan}} \times \frac{\Delta \text{tekanan masukan}}{\Delta \text{arus}} \\ &= \frac{0.45}{12} \times \frac{12}{16} = 0.0028 \end{aligned} \quad (3.11)$$

Nilai waktu konstan pada *Control Valve* dapat dicari dengan persamaan (8) dengan Rv merupakan perbandingan waktu konstan inheren dengan *time stroke*, bernilai 0.03 untuk aktuatur diafragma dan 0.3 untuk aktuatur piston, untuk $Tv = \frac{Yc}{Cv}$, Yc merupakan faktor *stroking time control valve* dimana nilainya adalah 0.678 menurut Lee dan Choi 1999 . Sedangkan dari data desain nilai Cv adalah 0.3, maka nilai waktu konstan aktuatur adalah

$$\begin{aligned} \tau_{Tv} &= Tv(\Delta V + Rv) \\ &= \frac{Yc}{cv} \left(\frac{\text{flow max} - \text{flow min}}{\text{flow max}} + Rv \right) \\ &= \frac{0.678}{0.3} \left(\frac{0.45 - 0.43}{0.45} + 0.03 \right) \\ &= 0.086 \end{aligned} \quad (3.12)$$

Sehingga fungsi transfer dari control valve dinyatakan seperti persamaan (3.13)

$$\frac{\dot{m}_b}{u(s)} = \frac{0.0028}{0.086s+1} \quad (3.13)$$

3.2.2 Pemodelan Matematis Level Transmitter

Jenis transmitter yang digunakan merupakan differensial pressure transmitter dengan keluaran sinyal listrik 4-20 mA. Persamaan matematis untuk level transmitter dapat ditulis sebagai berikut;

$$\frac{\dot{m}_b}{u(s)} = \frac{G_T}{T_c s + 1} \quad (3.14)$$

Dengan nilai *time constant* transmitter (T_c) sebesar 0.2 dan besar *gain transmitter* dapat dihitung dengan persamaan (3.15).

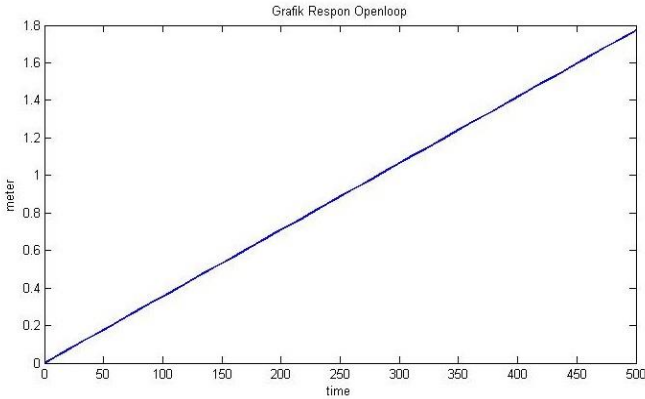
$$\begin{aligned} G_T &= \frac{\text{signal output}}{\text{perubahan level}} \\ &= \frac{(20-4)\text{mA}}{(68-52)\%} = 1 \frac{\text{mA}}{\%} \end{aligned} \quad (3.15)$$

Sehingga didapatkan fungsi transfer dari transmitter level dapat ditulis seperti pada persamaan (3.16).

$$\frac{\dot{m}_b}{u(s)} = \frac{1}{0.2s + 1} \quad (3.16)$$

3.3 Validasi Model

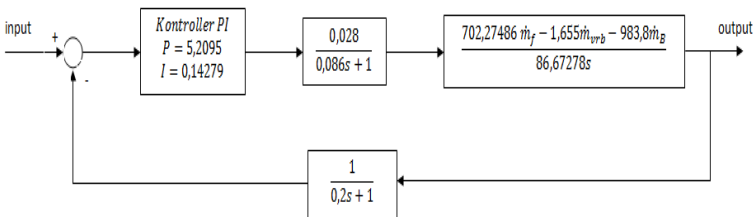
Setelah didapatkan model matematis (persamaan 3.9), selanjutnya untuk validasi, model disimulasikan dengan menggunakan bantuan software MatlabR2009a dengan data hasil pengukuran yang telah didapatkan. Uji validasi dilakukan menggunakan uji Loop Terbuka dan didapatkan hasil respon seperti pada gambar 3.2.



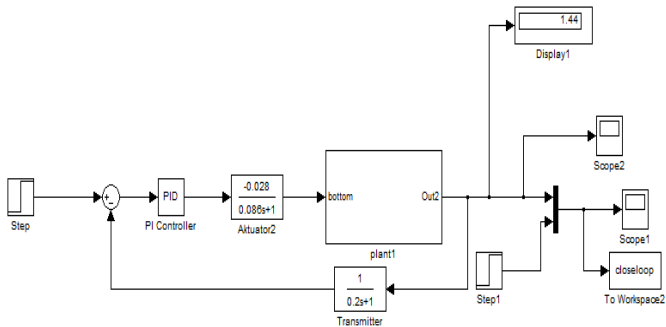
Gambar 3. 2 Respon Uji Loop terbuka

3.4 Perancangan Pengendalian PI

Perancangan pengendalian PI dilakukan untuk mendapatkan nilai *gain* pengendali PI. Pengendali PI pada MRAC berfungsi sebagai pengendali *inner loop*. Besar gain PI didapat dengan melakukan *tuning* menggunakan metode *trial and error*. Dari penerapan *tuning* tersebut didapatkan nilai P sebesar 5,2095 dan nilai I sebesar 0,14279. Perancangan sistem pengendalian PI dapat digambarkan pada diagram blok gambar 3.3 ,yang selanjutnya disimulasikan dengan bantuan *software* Matlab R2009a.

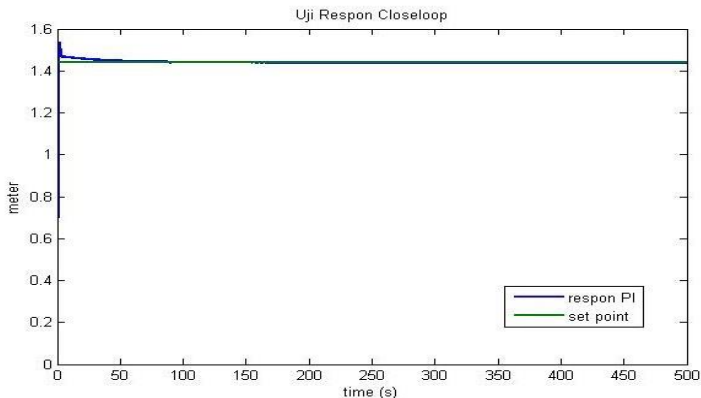


Gambar 3. 3 Diagram Blok Kolom Distilasi dengan kontrol PI



Gambar 3. 4 Simulink *Closetloop* dengan kontrol PI

Dari hasil simulink diatas, didapatkan hasil respon sistem yang ditunjukkan oleh gambar 3.4.



Gambar 3. 5 Respon Sistem Loop Tertutup

Berdasarkan gambar 3.4, respon sistem yang dihasilkan oleh pengendalian PI memiliki nilai maximum overshoot sebesar 6,666 % dan settling time pada detik ke 2,7692.

3.5 Perancangan Model Reference Adaptive Control

Dalam perancangan mekanisme adaptasi yang harus dilakukan yaitu mengetahui hubungan antara error dan perubahan parameter controller. Pada perancangan ini, controller yang digunakan adalah controller proporsional integral (PI). Bentuk umum persamaan kontroler PI dapat ditulis dengan persamaan (3.17)

$$u(s) = \left[K_p + \frac{K_i}{s} \right] e(s) \quad (3.17)$$

Dengan persamaan model referensi MRAC seperti pada persamaan (3.18)

$$\frac{C(s)}{R(s)} = \frac{1}{\frac{1}{\omega_n^2}s + \frac{2\xi}{\omega_n}s + 1} \quad (3.18)$$

Sesuai dengan kriteria ITAE besar nilai ξ adalah $\frac{1}{2}\sqrt{2}$ atau sebesar 0,707 (Goeritno, 2015). Sehingga persamaan model referensi yang digunakan dapat ditulis:

$$\frac{C(s)}{R(s)} = \frac{1}{\frac{1}{0,001^2}s + \frac{2(0,707)}{0,001}s + 1} \quad (3.19)$$

Selanjutnya dilakukan pemilihan besarnya gain adaptasi. Besar nilai gain adaptasi akan menentukan cepat atau lambatnya respon untuk bisa mengikuti model. Pada perancangan ini dilakukan *trial-and-error* untuk menentukan besar dari nilai gain adaptasi yang tepat sehingga keluaran sistem bisa mendekati atau sama dengan keluaran *model reference*. Besar nilai *gain* adaptasi yang dipilih yaitu:

No	γ_1	γ_2
1	0,46	0,001
1	0,15	0,001
2	0,07	0,001
3	0,02	0,001

3.6 Uji Performansi

Sistem kontrol *Model Reference Adaptive Control* (MRAC) yang sudah dirancang kemudian diterapkan pada *plant Ammonia Stripper* dengan menggunakan *Simulink* pada software MatlabR2009a.

Uji performansi dilakukan untuk mengetahui kemampuan dari kontrol MRAC dalam mengatasi gangguan. Pengujian dilakukan dengan memberikan uji *tracking* set poin dan uji *disrurbance*. Uji *tracking* dilakukan dengan memberi perubahan set poin, sedangkan uji gangguan dengan memberikan perubahan beban atau masukan dari *feed*.

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB IV

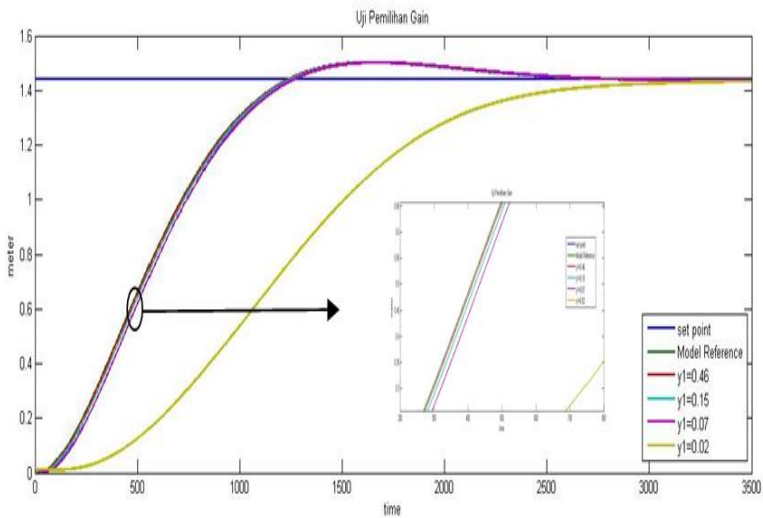
ANALISA DAN PEMBAHASAN

4.1 Pengujian Variasi Gain Adaptasi

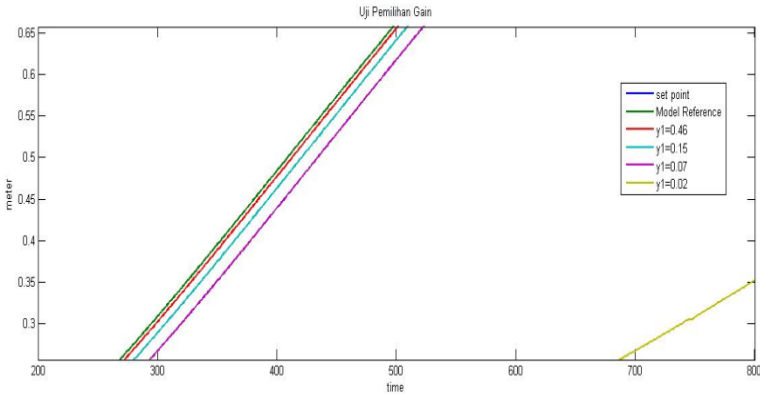
Simulasi kontrol MRAC dilakukan dengan pemberian variasi pada gain adaptasi. Pemberian variasi ini bertujuan untuk mengetahui pengaruh gain adaptasi terhadap keluaran sistem.

Tabel 4. 1 Variasi Gain Adaptasi

No	γ_1	γ_2	Overshoot	Rise Time	Settling Time	ITAE
1	0,46	0,001	4,33%	214,776	597,318	297,2
1	0,15	0,001	4,32%	214,844	599,479	918,3
2	0,07	0,001	4,33%	215,154	603,082	1992
3	0,02	0,001	4,19%	220,218	619,053	7322



Gambar 4. 1 Respon Sistem untuk Variasi Nilai Gain Adaptasi



Gambar 4. 2 Perbesaran Respon Sistem untuk Variasi Nilai Gain Adaptasi

Dari gambar diatas menunjukkan bahwa besarnya gain adaptasi dapat mempengaruhi performasi keluaran sistem dalam mengikuri model referensinya. Jika nilai gain yang dipilih relatif kecil, maka respon akan berjalan lambat untuk mencapai model, sebaliknya bila gain adaptasi yang dipilih terlalu besar akan menyebabkan respon yang dihasilkan sangat cepat untuk mencapai model.

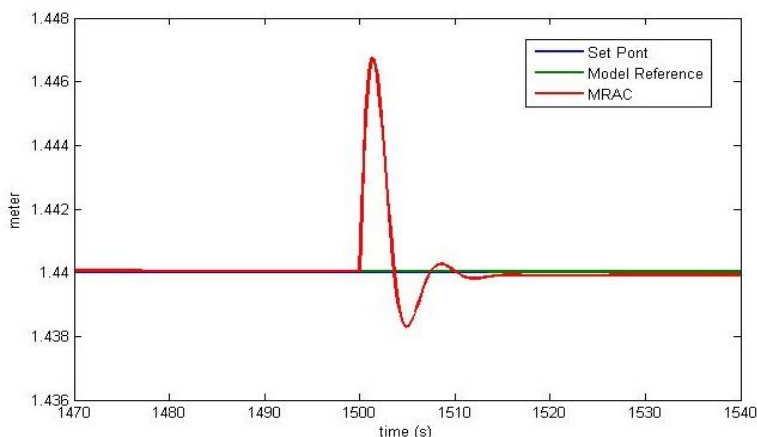
Dari beberapa variasi gain yang diberikan, nilai gain adaptasi yang memiliki karakteristik respon paling baik yaitu γ_1 sebesar 0.46 dan γ_2 sebesar 0.001 yang menghasilkan karakteristik seperti tabel 4.2

Tabel 4. 2 Karakteristik Respon Gain Adaptasi

Karakteristik	
<i>Setting Time</i> (detik)	597,318
<i>Rise Time</i> (detik)	214,776
<i>Peak Time</i> (detik)	445,618
<i>(Percent) Overshoot</i>	4,33%
ITAE	297,2

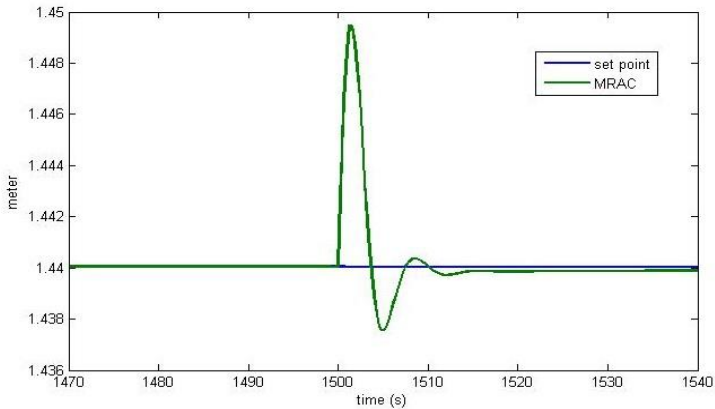
4.2 Uji Gangguan

Untuk menguji performansi kontrol MRAC dilakukan pengujian perubahan load yang ada pada sistem kontrol MRAC dianggap sebagai *disturbance*. Pada *Ammonia Stripper* inputan berasal dari *Low Pressure Ammonia Scrubber* dan *High Pressure Ammonia Scrubber*, yang sangat mungkin mengalami lonjakan atau penurunan *load* yang diakibatkan oleh proses yang terjadi pada kedua Scrubber tersebut. Pada simulasi perubahan load dianggap sebagai *disturbance step*. Uji *disturbance* ini dilakukan dengan memberikan kenaikan atau penurunan masukan sebesar 20%, 70%, dan 500% dari nilai laju aliran *feed* sehingga didapatkan hasil respon sistem seperti pada gambar 4.3, gambar 4.4, dan gambar 4.6 untuk penambahan inputan serta gambar 4.7 dan gambar 4.8 untuk pengurangan input.



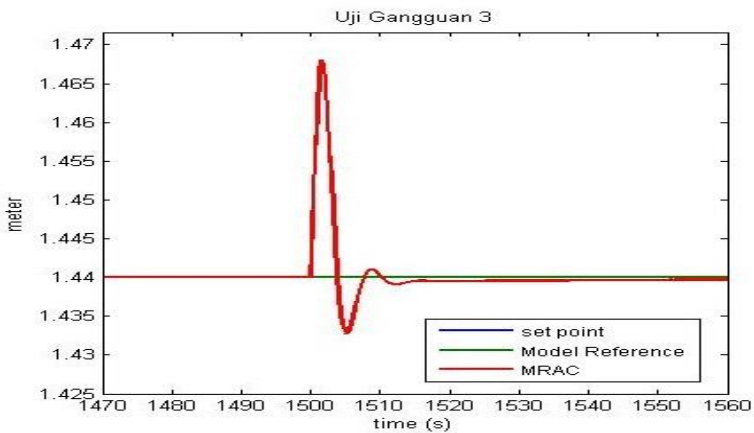
Gambar 4. 3 Respon saat Input ditambah 20%

Pada pengujian pertama yaitu penambahan input sebesar 20% atau $0,000178 \text{ m}^3/\text{s}$. Dari respon yang dihasilkan seperti pada gambar 4.3, terjadi perubahan respon atau osilasi sekitar 10 detik dengan penambahan level yang sangat kecil, sehingga sistem pengendalian MRAC yang telah dirancang dapat dikatakan mampu mengatasi gangguan.



Gambar 4. 4 Respon saat Input ditambah 70%

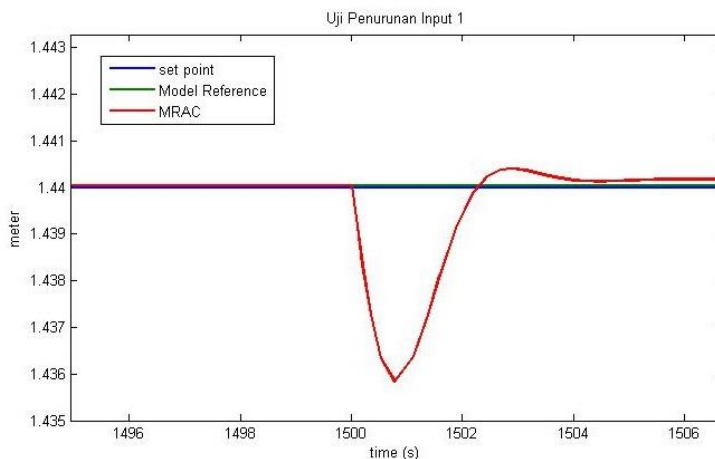
Pada pengujian kedua yaitu penambahan input sebesar 70% atau $0,0006223 \text{ m}^3/\text{s}$. Dari respon yang dihasilkan seperti pada gambar 4.4, terjadi perubahan respon atau sekitar 20 detik dengan penambahan level yang masih dapat ditoleransi, sehingga sistem pengendalian MRAC yang telah dirancang dapat dikatakan mampu mengatasi gangguan.



Gambar 4. 5 Respon saat Input ditambah 500%

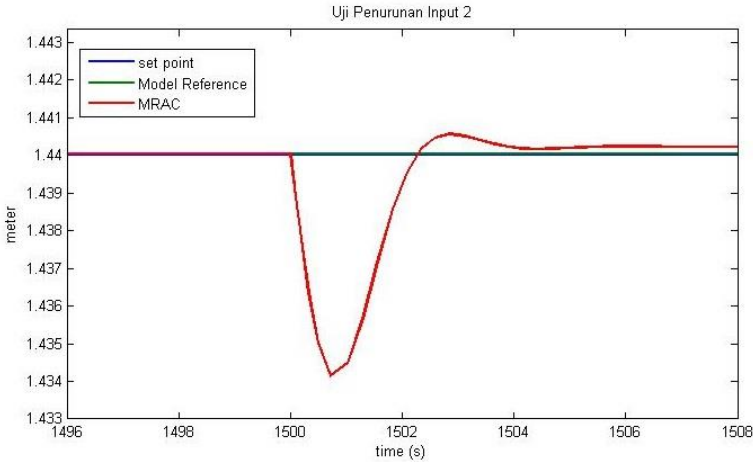
Pada pengujian gangguan ketiga yaitu dengan penambahan input dari *feed* sebesar 500 % atau sebesar $0,004445 \text{ m}^3/\text{s}$. Dari respon yang dihasilkan seperti pada gambar 4.5, terjadi perubahan level sebesar 0,028 meter dan mengalami osilasi selama 48 detik. Selanjutnya, sistem dapat beradaptasi sesuai dengan model referensi yang dirancang sehingga sistem pengendalian MRAC yang telah dirancang dapat bekerja secara optimal dalam mengatasi gangguan.

Selanjutnya dilakukan uji pengurangan input sistem, pengujian dilakukan dengan pengurangan input *feed* sebesar 20% dan 70%.



Gambar 4. 6 Respon saat Input dikurangi 20%

Pada uji pengurangan input sebesar 20% atau $0,000178 \text{ m}^3/\text{s}$. Dari respon yang dihasilkan seperti pada gambar 4.6, terjadi perubahan respon atau osilasi sekitar 12 detik dengan pengurangan level yang sangat kecil, sehingga sistem pengendalian MRAC yang telah dirancang dapat dikatakan mampu mengatasi gangguan.

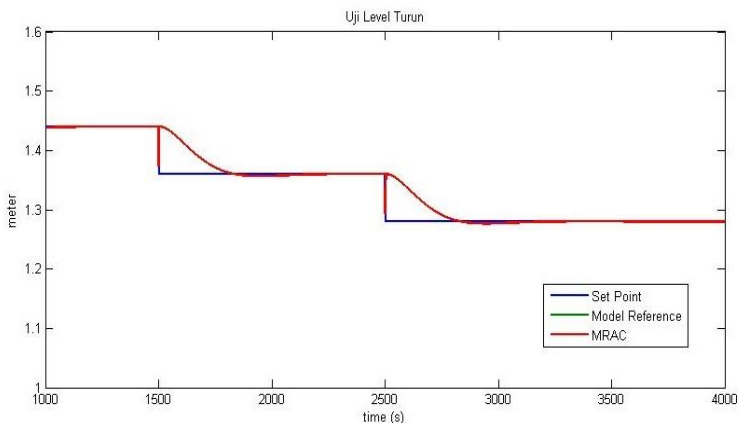


Gambar 4. 7 Respon saat Input dikurangi 70%

Pada uji pengurangan input sebesar 70% atau $0,0006223 \text{ m}^3/\text{s}$. Dari respon yang dihasilkan seperti pada gambar 4.6, terjadi perubahan respon atau osilasi sekitar 20 detik dengan pengurangan level yang sangat kecil yaitu sekitar 0,006 meter, sehingga sistem pengendalian MRAC yang telah dirancang dapat dikatakan mampu mengatasi gangguan.

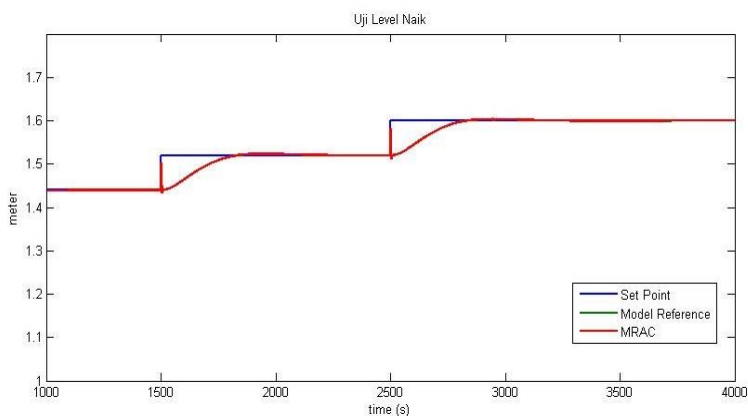
4.3 Uji Level Tracking

Uji *setpoint tracking* merupakan uji yang dilakukan untuk melihat apakah sistem kontrol MRAC dapat mengikuti perubahan setpoint yang diberikan. Pengujian *level tracking* dilakukan dengan memberikan penurunan dan kenaikan level serta gabungan dari keduanya. Hasil respon perubahan level pada sistem dapat dilihat pada gambar 4.6 hingga gambar 4.8.



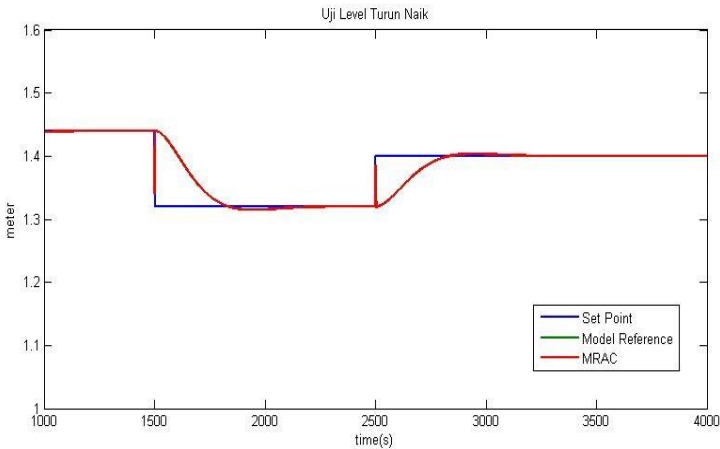
Gambar 4. 8 Respon Uji Level Turun

Grafik respon sitem pada gambar 4.6 menunjukkan pengujian level *trancking* turun yang dapat diikuti oleh sistem sesuai dengan model referensi yang dirancang. Didapatkan nilai RMSE (*Root Mean Square Error*) dari respon sistem sebesar 0,002233. Dengan demikian, dapat diketahui bahwa sistem kontrol yang dirancang dapat mengikuti model referensi dengan baik.



Gambar 4. 9 Respon Uji Level Naik

Grafik respon sitem pada gambar 4.7 menunjukkan pengujian level *tracking* naik yang dapat diikuti oleh sistem sesuai dengan model referensi yang dirancang. Didapatkan nilai RMSE (*Root Mean Square Error*) dari respon sistem sebesar 0,00211. Dengan demikian, dapat diketahui bahwa sistem kontrol yang dirancang dapat mengikuti model referensi dengan baik.



Gambar 4. 10 Respon Uji Level

Pada gambar 4.8 merupakan respon sistem saat dilakukan perubahan level naik dan turun. Level awal yang diberikan adalah 1,44 m yang merupakan setpoint yang digunakan pada *plant ammonia stripper*. Selanjutnya *level* diturunkan menjadi 1,32 m pada *step time* 100 dan dinaikkan lagi sebanyak 0,08 meter menjadi 1,4 m. Grafik respon tersebut menunjukkan perubahan level dapat diikuti oleh sistem sesuai dengan model referensi yang dirancang. Didapatkan nilai RMSE (*Root Mean Square Error*) dari respon sistem sebesar 0,002572. Dengan demikian, dapat diketahui bahwa sistem kontrol yang dirancang dapat mengikuti model referensi dengan baik.

BAB V

PENUTUP

Hasil dari perancangan dan penelitian Tugas Akhir dirangkum dan dirumuskan kesimpulan. Kesimpulan ini menerangkan hasil dari pengujian dan simulasi yang telah dilaksanakan.

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil pengujian dan analisis yang telah dilakukan, dapat diperoleh kesimpulan sebagai berikut:

- a. Besar nilai gain adaptasi akan menentukan cepat atau lambatnya respon untuk bisa mengikuti model. Nilai gain adaptasi yang mampu bekerja pada sistem pengendalian level berbasis MRAC pada kolom distilasi γ_1 sebesar 0.46 dan γ_2 sebesar 0.001.
- b. Sistem pengendalian level berbasis MRAC yang dirancang mampu mengikuti perubahan level naik, turun, ataupun keduanya dengan nilai RSME berturut-turut sebesar 0,00211; 0,002233; dan 0,002572.
- c. Sistem pengendalian level berbasis MRAC yang dirancang mampu mengatasi gangguan dengan baik. Dengan pemberian penambahan dan pengurangan input dari *feed* sebesar 20%, 70%, dan 500%.

5.2 Saran

Dari hasil penelitian yang dilakukan, untuk pengembangan berikutnya, diperlukan suatu metode pasti yang dapat menentukan gain adaptif karena proses *trial-and-error* belum tentu mendapatkan hasil yang terbaik.

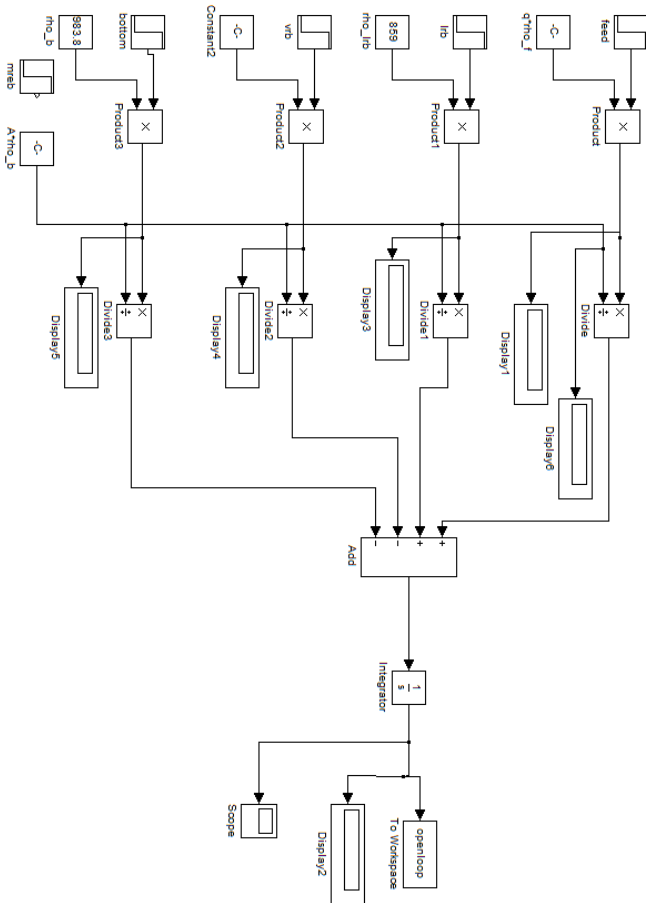
Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR PUSTAKA

- Amin, M. (2014). *Proses Pengolahan Migas dan Petrokimia*. Jakarta: Departemen Pendidikan Nasional.
- Anonim. (2015). *Prinsip Proses & Operasi Produksi Ammonia*. Gresik: PT Petrokimia Gresik.
- Buckley, P., Luyben, W., & Shunta, J. (1985). *Design of Distillation Column Control System*. North Carolina: Instrument Society of America.
- Luyben, W. (1992). *Practical Distillation Control*. New York: Van Nostrand Reinhold.
- Page S Buckley, William Luyben, Joseph Shunta. (1985). *Disign of Distillation Column Control System*. North Carolina: Instrument Society of America.
- Fatih, I., Wahyudi, & Setiyono, B. (t.thn.). Aplikasi Metode Model Reference Adaptive Control (MRAC) pada Plant Pengaturan Level Cairan Berbasis Mikroontroler ATMEGA 8535.
- George, A. (2015). Model Reference Adaptive Control of Binary Bistillation Column Composition using MIT Adaptive Mechanism. *International Journal of Engineering Research & Technology* .
- Goeritno, Arief (2015). Sistem Kontrol-Kriteria Performansi. Bogor.
- Rusmawan, F. (2011). *Aplikasi Kendali Adaptive pada Sistem Pengaturan Temperatur Cairan dengan Tipologi Kendali Model Reference Adaptive Control (MRAC)*. Semarang: Universitas Diponegoro.

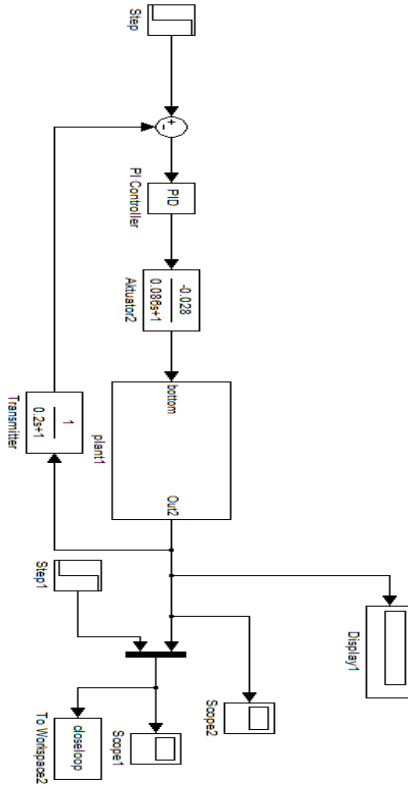
LAMPIRAN A

Simulink MATLAB Uji *Open Loop*



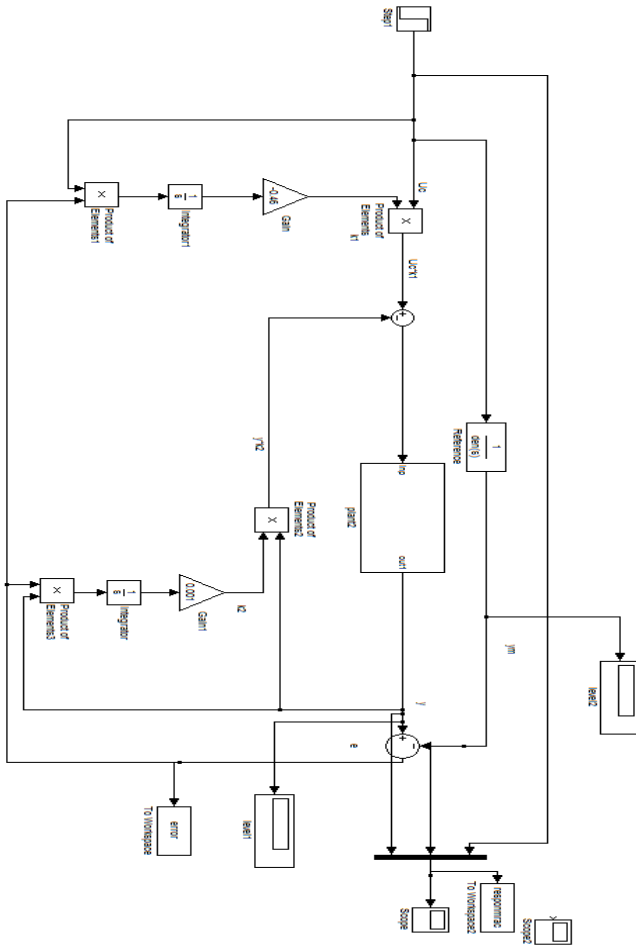
LAMPIRAN B

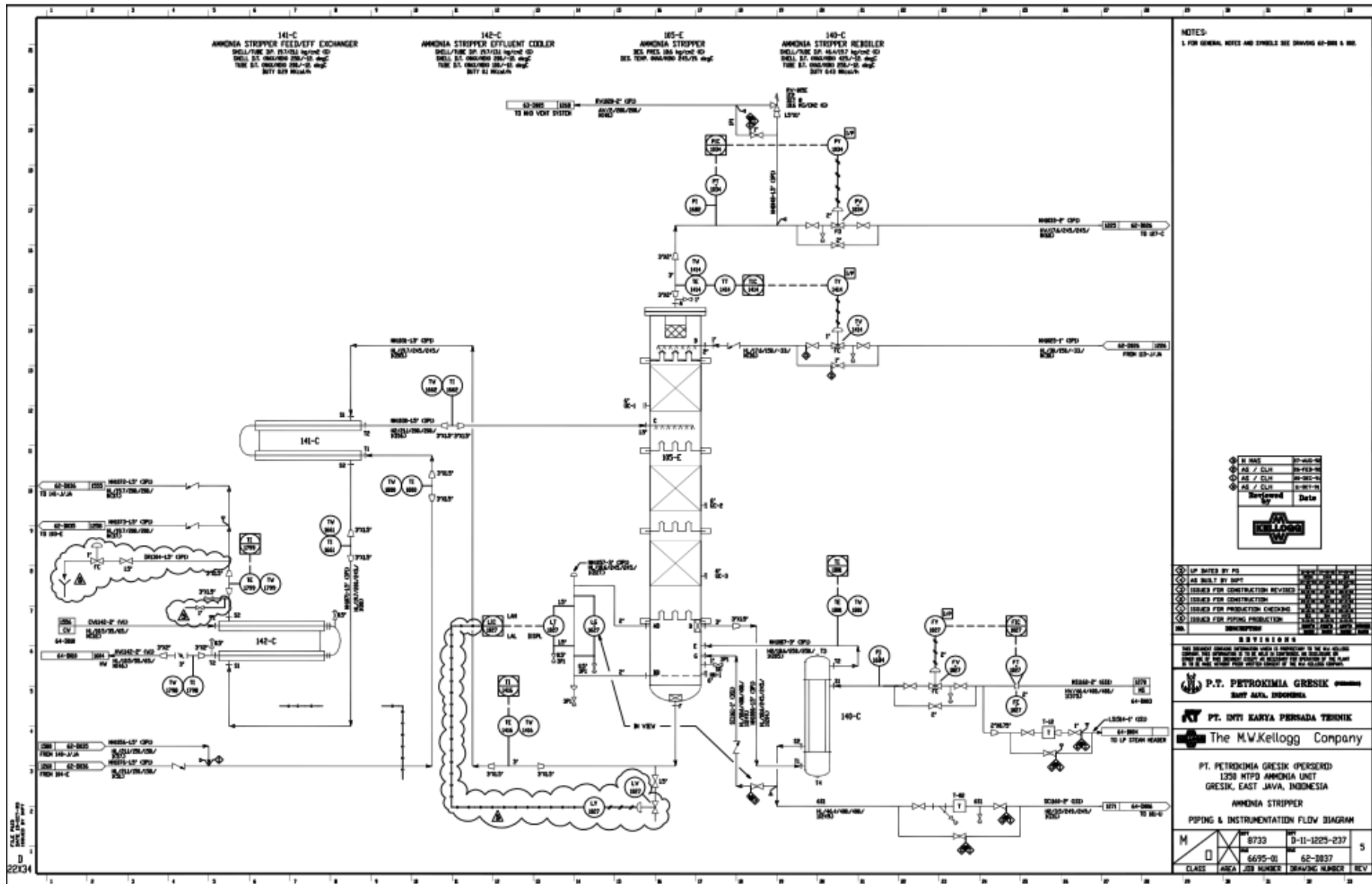
Simulink MATLAB Uji *Closed Loop*



LAMPIRAN C

Simulink MATLAB Perancangan MRAC





NOTES
 1. FOR GENERAL NOTES AND SYMBOLS SEE DRAWING 62-200 & 60.

AS / DATE	BY / DATE
AS / DATE	BY / DATE
AS / DATE	BY / DATE
AS / DATE	BY / DATE

Reviewed by: _____
 Date: _____

UP DATED BY PI	DATE
AS BUILT BY SPT	
ISSUED FOR CONSTRUCTION REVIEW	
ISSUED FOR CONSTRUCTION	
ISSUED FOR PRODUCTION CHECKING	
ISSUED FOR PIPING PRODUCTION	

REVISIONS

NO.	DESCRIPTION	DATE
1		
2		
3		
4		
5		

PT. PETROKIMIA GRESIK
 BAYU SAH, INDONESIA

PT. INTI KARYA PERNADA TEKNIK
 The M.W.Kellogg Company

PT. PETROKIMIA GRESIK (PERSERO)
 1258 NTPD AMMONIA UNIT
 GRESIK, EAST JAVA, INDONESIA

AMMONIA STRIPPER
 PIPING & INSTRUMENTATION FLOW DIAGRAM

M	8733	D-11-1225-237
CLASS	AREA	JOB NUMBER
		DRAWING NUMBER
		REV

22434

BIODATA PENULIS



Penulis yang memiliki nama lengkap Anggraeni Agesita Saputri ini merupakan anak kedua dari dua bersaudara. Penulis dilahirkan di Blora pada tanggal 7 Agustus 1995. Pada tahun 2007, penulis menyelesaikan pendidikannya di SD Negeri Balun 3. Tahun 2010, penulis telah menyelesaikan pendidikan tingkat menengah pertama di SMP Negeri 2 Cepu. Tahun 2013 berhasil menyelesaikan pendidikan tingkat menengah atas di SMA Negeri 1 Cepu. Penulis melanjutkan studi di Departemen Teknik Fisika Fakultas Teknologi Industri ITS Surabaya dengan NRP 2413100060 dan memutuskan mengambil bidang minat Rekayasa Instrumentasi.

