TUGAS AKHIR - TF 181801

PERANCANGAN SISTEM PENGENDALI *ADAPTIVE MODEL PREDICTIVE CONTROL* (AMPC) PADA KOLOM DISTILASI METANOL-AIR

AHMAD AURIL BARELVI
NRP. 02311640000045

Dosen Pembimbing:
Prof. Dr. Ir. Aulia Siti Aisjah, M.T.

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

Halaman ini sengaja dikosongkan

FINAL PROJECT - **TF 181801**

MODELLING OF ADAPTIVE MODEL PREDICTIVE CONTROL (AMPC) SYSTEM FOR METHANOL-WATER DISTILLATION COLUMN

AHMAD AURIL BARELVI
NRP. 02311640000045

Supervisors:
Prof. Dr. Ir. Aulia Siti Aisjah, M.T.

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

Halaman ini sengaja dikosongkan

PERNYATAAN BEBAS PLAGIASI

Saya yang bertanda tangan di bawah ini.

Nama	: Ahmad Auril Barelvi
NRP	: 02311640000045
Departemen / Prodi	: Teknik Fisika / S1 Teknik Fisika
Fakultas	: Fakultas Teknologi Industri & Rekayasa Sistem (FTIRS)
Perguruan Tinggi	: Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Dengan ini menyatakan bahwa Tugas Akhir dengan judul "***PERANCANGAN SISTEM PENGENDALI ADAPTIVE MODEL PREDICTIVE CONTROL (AMPC) PADA KOLOM DISTILASI METANOL-AIR***" adalah benar karya saya sendiri dan bukan plagiat dari karya orang lain. Apabila di kemudian hari terbukti terdapat plagiat pada Tugas Akhir ini, maka saya bersedia menerima sanksi sesuai ketentuan yang berlaku.

Demikian surat pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya-benarnya.

Surabaya, 19 Juni 2020
Yang membuat pernyataan,

Ahmad Auril Barelvi
NRP. 02311640000045

Halaman ini sengaja dikosongkan

LEMBAR PENGESAHAN - 1

TUGAS AKHIR

PERANCANGAN SISTEM PENGENDALI ADAPTIVE MODEL PREDICTIVE CONTROL (AMPC) PADA KOLOM DISTILASI METANOL-AIR

Oleh:

Ahmad Auril Barelvi

NRP. 02311640000045

Surabaya,

Menyetujui,
Pembimbing

Prof. Dr. Ir. Aulia Siti Aisjah, M.T.
NIP. 19660116 198903 2 001

Mengetahui,
Kepala Departemen
Teknik Fisika FTIRS-ITS

Dr. Suyanto, S.T., M.T.
NIP. 19711 13 199512 1 002

Halaman ini sengaja dikosongkan

LEMBAR PENGESAHAN – 2

PERANCANGAN SISTEM PENGENDALI *ADAPTIVE MODEL PREDICTIVE CONTROL* (AMPC) PADA KOLOM DISTILASI METANOL-AIR

TUGAS AKHIR

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

Oleh:

AHMAD AURIL BARELVI

NRP. 02311640000045

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

1. Prof. Dr. Ir. Aulia Siti Aisjah, M.T. ..... (Pembimbing)
2. Hendra Cordova, S.T., M.T. ..... (Ketua Penguji)
3. Dr. Ir. Syamsul Arifin, M.T. ..... (Penguji I)
4. Dr. Dhany Arifianto, S.T. , M.Eng. ..... (Penguji II)
5. Irwansyah, S.T., M.T., M.Phil., Ph.D. ..... (Penguji III)

SURABAYA

2020

Halaman ini sengaja dikosongkan

PERANCANGAN SISTEM PENGENDALI *ADAPTIVE MODEL PREDICTIVE CONTROL* (AMPC) PADA KOLOM DISTILASI METANOL-AIR

Nama Mahasiswa : Ahmad Auril Barelvi
NRP : 02311640000045
Jurusan : Teknik Fisika
Dosen Pembimbing : Prof. Dr. Ir. Aulia Siti Aisjah, M.T.

ABSTRAK

Kolom distillasi merupakan unit yang sangat kompleks dan multivariabel. Sistem pengendalian PI konvensional yang masih banyak digunakan pada kolom distilasi berkemungkinan memiliki performansi yang tidak maksimal. Oleh karena itu, dirancanglah suatu pengendalian tingkat lanjut yaitu *Adaptive Model Predictive Control* (AMPC) untuk dapat mengatasi sistem yang kompleks tersebut. AMPC sendiri merupakan pengembangan dari *Model Predictive Control* (MPC), dimana pada pengendali AMPC ini terdapat sebuah mekanisme untuk memperbarui model internal ketika proses sedang berjalan. Model pengendali AMPC yang dirancang pada kolom distilasi ini telah mampu mengendalikan kolom distilasi dengan baik, dengan nilai settling time sebesar 18 detik untuk produk atas (Xd) dan 8 detik untuk produk bawah (Xb), max overshoot sebesar 2,05% (Xd) dan 0,12% (Xb), serta error steady state yang sangat kecil yaitu dibawah 0,01% (Xd dan Xb). Performansi pengendali AMPC juga telah dibuktikan lebih baik dari pengendali konvensional PI. Hal ini ditunjukkan oleh indeks performansi IAE dimana nilai IAE pengendali AMPC lebih kecil dari nilai IAE pengendali PI, yaitu untuk produk bawah sebesar 1,4943 dan untuk produk atas sebesar 337,6724. Selain itu juga, dapat disimpulkan bahwa pengendali AMPC yang dirancang telah mampu mengatasi disturbansi dan perubahan *setpoint* berdasarkan uji disturbansi dan uji *setpoint tracking*.

Kata Kunci: *Adaptive* MPC, Kolom Distilasi, *Model Predictive Control*

Halaman ini sengaja dikosongkan

MODELLING OF ADAPTIVE MODEL PREDICTIVE CONTROL (AMPC) SYSTEM FOR METHANOL-WATER DISTILLATION COLUMN

Name ***: Ahmad Auril Barelvi***

NRP ***: 02311640000045***

Department ***: Engineering Physics***

Supervisor ***: Prof. Dr. Ir. Aulia Siti Aisjah, M.T.***

ABSTRACT

The distillation column is a very complex and multivariable unit. Conventional PI control systems that are still widely used in distillation columns are likely to have suboptimal performance. Therefore, an advanced control is designed namely Adaptive Model Predictive Control (AMPC) to be able to overcome this complex system. AMPC itself is a development of the Model Predictive Control (MPC), where in this AMPC controller there is a mechanism to update the internal model while the process is running. The AMPC controller model designed in this distillation column has been able to control the distillation column well, with a settling time value of 18 seconds for the top product (Xd) and 8 seconds for the bottom product (Xb), max overshoot of 2.05% (Xd) and 0.12% (Xb), and a very small steady state error which is below 0.01% (Xd and Xb). AMPC controller performance has also been proven better than conventional PI controllers. This is indicated by the IAE performance index where the IAE value of the AMPC controller is smaller than the IAE value of the PI controller, namely for the lower product of 1.4943 and for the upper product of 337.6724. Besides that, it can be concluded that the AMPC controller that was designed has been able to overcome the disturbances and setpoint changes based on the disturbances test and setpoint tracking test.

Keywords: Adaptive MPC, Distillation Column, Model Predictive Control

Halaman ini sengaja dikosongkan

KATA PENGANTAR

Puji Syukur kehadirat Allah SWT yang senantiasa melimpahkan eahmat serta hidayahnya, serta shalawat serta salam kepada Nabi Muhammad SAW, hingga terselesaikannya tugas akhir beserta laporan tugas akhir yang berjudul **PERANCANGAN SISTEM PENGENDALI ADAPTIVE MODEL PREDICTIVE CONTROL (AMPC) PADA KOLOM DISTILASI METANOL-AIR.**

Penulis telah banyak memperoleh bantuan dari berbagai pihak dalam penyelesaian tugas akhirdan laporan tugas akhir ini. Penulis menyampaikan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Bapak Dr. Suyanto, S.T., M.T. selaku Kepala Departemen Teknik Fisika ITS.
2. Ibu Prof. Dr. Ir Aulia Siti Aisjah, M.T. selaku dosen pembimbing tugas akhir saya yang dengan sabar memotivasi dan membimbing penulis untuk menyelesaikan tugas akhir ini.
3. Bapak Hendra Cordova, S.T., M.T. yang telah membantu mengoreksi dan memberikan arahan dalam pengerjaan tugas akhir ini.
4. Bapak Totok R. Biyanto, S.T., M.T., Ph.D selaku dosen wali dan telah membimbing dan membantu saya dalam berkonsultasi selama pengerjaan tugas akhir ini.
5. Seluruh dosen, karyawan, dan civitas akademik Teknik Fisika yang telah membantu penulis secara langsung maupun tidak langsung ketika penulis menjalani masa perkuliahan.
6. Segenap keluarga penulis yang telah memberikan dukungan penuh terhadap penyelesaian tugas akhir ini.
7. Teman-teman Teknik Fisika Angkatan 2016 dan Asisten Laboratorium Workshop Instrumentasi yang telah membantu dan memotivasi saya dalam pelaksanaan dan penyusunan laporan tugas akhir ini.
8. Teman-teman seperantauan dari Aceh yang telah memberikan dukungan moril kepada saya dan telah bersama-sama melewati masa-masa akademik

yang pelik dan membantu bertukar pikiran untuk menyelesaikan masalah-masalah yang dihadapi penulis dalam segala lini kehidupan.

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, 19 Juni 2020

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN SAMPUL i
PERNYATAAN BEBAS PLAGIASI v
LEMBAR PENGESAHAN - 1 vii
LEMBAR PENGESAHAN - 2 ix
ABSTRAK xi
ABSTRACT xiii
KATA PENGANTAR xv
DAFTAR ISI xvii
DAFTAR GAMBAR xix
DAFTAR TABEL xxi
BAB I PENDAHULUAN 1
1.1 Latar Belakang Penelitian 1
1.2 Permasalahan Penelitian 2
1.3 Hipotesis Penelitian 2
1.4 Tujuan Penelitian 2
1.5 Batasan Masalah 3
1.6 Manfaat Penelitian 3
BAB II TINJAUAN PUSTAKA 5
2.1 Kajian Pustaka 5
2.2 Kolom Distillasi 7
2.2.1. Model Matematis Kolom Distillasi 8
2.2.2. Konfigurasi Kontrol Kolom Distilasi Biner 11
2.3 Sistem Kontrol Multi Input Multi Output (MIMO) 12
2.3.1 Sistem Kontrol Mimo Terdesentralisasi 12
2.3.2 Decoupling 13
2.4 *Model Predictive Control* (MPC) 14
2.4.1 Fungsi Kriteria 16
2.4.2 Model Proses 16
2.4.3 Tuning Pengendali MPC 17
2.4.4 Adaptive Model Predictive Control (AMPC) 18

2.4.5 Kalman Filter Estimator 19
BAB III METODE PENELITIAN 21
3.1 Studi Literatur 22
3.2 Pengambilan Data 22
3.3 Pemodelan Matematis Kolom Distillasi 23
3.4 Uji *Open Loop* Sistem 24
3.5 Perancangan Metode Pengendali Konvensional PI 25
3.6 Pemodelan Model Dalam Bentuk State Space 28
3.7 Perancangan Sistem pengendalian *Adaptive MPC (AMPC)* 29
3.8 Uji Performansi dan Analisa Hasil Respon 32
BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN 33
4.1 Respon Pengendali Konvensional PI 33
4.2 Respon Pengendali AMPC 35
4.3 Perbandingan Hasil Respon Pengendali Konvensional PI dan Pengendali Adaptive MPC 36
4.4 Uji disturbansi Pengendali AMPC 39
4.5 Uji Setpoint Tracking Pengendali AMPC 41
4.6 Uji perubahan model *plant* 42
BAB V KESIMPULAN 45
5.1 Kesimpulan 45
DAFTAR RUJUKAN 47
LAMPIRAN A 51
LAMPIRAN B 52
LAMPIRAN C 53
BIODATA PENULIS 54

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Proses Kolom Distilasi (Wolw, 1995) 7
Gambar 2.2 Kesetimbangan massa pada kondenser dan akumulator..... 9
Gambar 2.3 Kesetimbangan massa pada reboiler dan base kolom..... 10
Gambar 2.4 Struktur Kontrol Terdesentralisasi sistem MIMO 2x2 (Bharathi & Selvakumar, 2012) 12
Gambar 2.5 Plant MIMO 2x2 Dengan Decoupling (KSP & Effendie, 2017)..... 13
Gambar 2.6 Blok Diagram Model Predictive control (Han, hu, & Dian, 2008) . 14
Gambar 2.7 Skema MPC (Bandpatte, Mishra, Kumar, Khalkho, & Gautam, 2013) 15
Gambar 2.8 Struktur dari Adaptive MPC (Kim, 2010) 19

Gambar 3.1 Diagram Alir Penelitian Tugas Akhir..... 21
Gambar 3.2 Model Pengendalian Plant 23
Gambar 3.3 Uji Open Loop Pengendalian Produk Atas (Xd) 25
Gambar 3.4 Uji Open Loop Pengendalian Produk Bawah (Xd) 25
Gambar 3.5 Diagram Blok Sistem Loop Tertutup dengan Decoupler (Vhora & Patel, 2016) 26
Gambar 3.6 Diagram Blok SIMULINK Pengendalian MIMO Kolom Distilasi. 27
Gambar 3.7 Blok Pengendalian Adaptive MPC..... 29
Gambar 3.8 Perancangan MPC pada SIMULINK 29
Gambar 3.9 Perancangan Adaptive MPC pada SIMULINK..... 30
Gambar 3.10 Algoritma dari AMPC 31

Gambar 4.1 Respon Produk Atas (Xd) pengendali PI..... 33
Gambar 4.2 Respon Uji Close Loop Produk Bawah (Xb) Pengendali PI 34
Gambar 4.3 Respon Pengendalian Komposisi Produk Atas (Xd) dengan pengendali AMPC..... 36
Gambar 4.4 Respon Pengendalian Komposisi Produk Bawah (Xb) dengan pengendali AMPC..... 36

Gambar 4.5 Perbandingan Respon Pengendali AMPC dan PI Untuk Pengendalian Komposisi Produk Atas 37
Gambar 4.6 Perbandingan Respon Pengendali AMPC dan PI Untuk Pengendalian Komposisi Produk Bawah 38
Gambar 4.7 Hasil Respon Uji Disturbansi Produk Atas 40
Gambar 4.8 Hasil Respon Uji Disturbansi Produk Bawah 40
Gambar 4.9 Uji Setpoint Tracking Produk Atas 41
Gambar 4.10 Uji Setpoint Tracking Produk Bawah 42
Gambar 4.11 Uji Perubahan Model Plant Produk Atas 43
Gambar 4.12 Uji Perubahan Model Plant Produk Bawah 44

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1 Konfigurasi Kontrol Kolom Distilasi……...…..11
Tabel 3.1 Kondisi Operasi *Steady State*…….22
Tabel 3.2 Kondisi Operasi *Steady State II*……..22
Tabel 3.3 Parameter Pengendali PI (*auto tuning*)……...27
Tabel 3.4 Parameter Pengendali MPC……...……...……..30
Tabel 4.1 Hasil Performansi Pengendali PI (Produk Atas)……..…34
Tabel 4.2 Hasil Performansi Pengendali PI (Produk Bawah)…….35
Tabel 4.3 Perbedaan Performansi Pengendali AMPC dan PI……...….….38
Tabel 4.4 Perbandingan indeks performansi IAE pada AMPC dan PI..……..39

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB I
PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang Penelitian

Kolom distilasi merupakan unit yang sangat penting pada industri minyak dan gas untuk menghasilkan produk akhir. Distilasi merupakan metode pemisahan campuran berdasarkan volatilitas campuran tersebut ketika dipanaskan (Shukla, 2017). Kolom distillasi merupakan unit yang sangat kompleks, multivariabel, dan memiliki sifat non-liniearitas yang tinggi dikarenakan hubungan kesetimbangan cairan dan gas yang tidak linear dan konfigurasi proses yang kompleks (Abdullah, Aziz, & Ahmad, 2007).

Desain sistem kontrol pada kolom distilasi merupakan sebuah tantangan yang berat dikarenakan sifatnya yang kompleks. Sistem pengendalian konvensional PID yang sering digunakan pada industri tidak dapat memberikan hasil yang maksimal ketika diterapkan pada sistem yang kompleks dan nonlinear. Pengendali PID menunjukkan sifat *robustness* yang rendah ketika sistem yang dikontrol tidak linear dan memiliki banyak gangguan (Nicholas Ang, Huang, & Min Lim, 2018). Oleh karena itu, dibutuhkan metode *advanced control* yang canggih sehingga dapat mengoptimasi sistem yang kompleks tersebut.

Salah satu *advanced control* yang digunakan dalam industri yang memiliki proses yang kompleks ialah *Model Predictive Control* (MPC). MPC merupakan algoritma kontrol yang memanfaatkan model eksplisit dari proses untuk memprediksi respon keluaran dari plant (Joe Qin, Thomas, & Badgwell, 2003). *Model Predictive Control* (MPC) telah banyak dikembangkan untuk mempelajari sifat dinamis dari sistem-sistem yang kompleks (Joe Qin, Thomas, & Badgwell, 2003). Analisa perbandingan respon dari pengendali PI dan MPC pada *gas recovery unit* juga telah dilakukan (Huang & Riggs, 2002). Dikarenakan kemampuannya untuk memanipulasi banyak variabel secara bersamaan, pengendali berbasis MPC mempunyai hasil yang signifikan terhadap keuntungan ekonomi dibandingkan pengendali PI.

Sistem pengendalian berbasis MPC bukanlah sesuatu yang baru di industri minyak dan gas. Bahkan, perusahaan migas internasional *Shell Oil* sudah mengembangkan MPC mereka sendiri sejak tahun 1980-an (Joe Qin, Thomas, & Badgwell, 2003). Namun, seiring berkembangnya teknologi, algoritma MPC tradisional tidak mampu lagi untuk mengatasi proses industri yang semakin kompleks. Oleh karena itulah mengapa sistem pengendalian MPC terus berkembang dan bergabung dengan algoritma-algoritma lain sehingga menghasilkan *Neural Network* MPC, *T-S Fuzzy* MPC, *Adaptive* MPC, dll (Han, hu, & Dian, 2008). Mempertimbangkan penelitian-penelitian sebelumnya terkait *Model Predictive Control* (MPC) untuk sistem-sistem yang kompleks dan multivariabel, maka akan dilakukan perancangan sistem pengendalian dan optimasi berbasis *Adaptive* MPC untuk kolom distilasi.

1.2 Permasalahan Penelitian

Berdasarkan latar belakang diatas, maka permasalahan dari penelitian ini adalah sebagai berikut:

a. Berapa nilai parameter pengendali AMPC sehingga menghasilkan performansi terbaik?
b. Apakah performansi respon dari AMPC tersebut lebih baik dibandingkan dengan pengendali konvensional PI yang telah diterapkan sebelumnya?

1.3 Hipotesis Penelitian

Adapun hipotesis dari penelitian ini adalah skema *advanced control* AMPC mampu meningkatkan performansi dan lebih baik dibandingkan skema pengendalian konvensional PI.

1.4 Tujuan Penelitian

Beberapa tujuan yang didapatkan untuk menjawab rumusan masalah ialah sebagai berikut:

a. Merancang sistem pengendalian AMPC pada kolom distilasi.
b. Menemukan paramater AMPC sehingga dapat menghasilkan performansi terbaik.
c. Menganalisis performansi AMPC pada kolom distilasi.

d. Mengetahui perbandingan hasil respon antara AMPC dan pengendali konvensional PI.

1.5 Batasan Masalah

Adapun batasan masalah dalam tugas akhir ini adalah sebagai berikut:

a. Variabel yang dikendalikan adalah komposisi produk distilat (*Xd*) dan produk bawah (*Xb*) dengan memanipulasi laju aliran *reflux* (*L*) dan laju aliran *steam reboiler* (*Qr*).
b. Kolom distilasi menggunakan kolom distilasi Metanol Air penelitian Wood & Berry (Wood & Berry, 1973).
c. Simulasi dan pemodelan pengendali AMPC dan PI menggunakan MATLAB&Simulink.

1.6 Manfaat Penelitian

Dalam Penelitian ini akan dilakukan perancangan *Adaptive Model Predictive Control* (AMPC) untuk kolom distilasi dengan data proses dari. konsep dari AMPC ini sangat tepat jika digunakan pada sistem yang memiliki proses seperti unit-unit tersebut. Di Indonesia sendiri masih sangat sedikit perusahaan migas yang menerapkan *advanced control*. Hal ini dikarenakan kurangnya kajian-kajian tentang kelebihan dan kekurangan antara *advanced control* dan pengendali konvensional. Sehingga, dengan adanya penelitian ini diharapkan dapat menjadi salah satu referensi tersebut dan membuktikan bahwa performansi respon sistem AMPC lebih baik jika dibandingkan dengan pengendali konvensional.

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB II
TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Kajian Pustaka

Dalam penulisan Tugas akhir ini, penulis menggali informasi dari penelitian-penelitian sebelumnya sebagai bahan untuk referensi dan perbandingan. Selain itu, peneliti juga menggali informasi dari buku-buku maupun skripsi dalam rangka mendapatkan suatu informasi yang ada sebelumnya tentang teori yang berkaitan dengan judul yang digunakan untuk memperoleh landasan teori ilmiah. Beberapa referensi yang digunakan dalam penelitian ini ialah sebagai berikut.

a. ***A survey of industrial model predictive control technology*** (Joe Qin, Thomas, & Badgwell, 2003)

Pada jurnal ini diteliti bagaimana perkembangan penggunaan *teknologi model predictive control* (MPC) pada industri. Penelitian dimulai dengan sejarah perkembangan MPC dimana konsep sistem pengendalian ini muncul pada tahun 1960an. Konsep ini pertama kali dikenalkan oleh Kalman et al, dimana Kalman dan asistennya membuat sebuah persamaan *linear state space* yang berdasarkan fungsi waktu diskrit, yang dinamakan *linear quadratic Gaussian* (LQG). Persamaan-persamaan tersebut diaplikasikan dengan menggunakan *input* proses, variabel yang dikendalikan, dan *output* proses.

Pengembangan MPC sebagai pengendali pada industri minyak dan gas baru dimulai pada tahun 1973, dimana para insinyur perusahaan migas *Shell Oil* membuat MPC untuk perusahaan mereka sendiri. Pada akhir tahun 1980-an, para insinyur perusahaan migas *Shell Oil* berhasil menciptakan *Shell Multivariable Optimizing Controller* (SMOC) yang mereka jelaskan sebagai gabungan antara *state space* dan algoritma MPC. MPC sendiri menjadi terkenal dan banyak di aplikasikan mulai tahun 1995, dimana Yokogawa, Honeywell, Aspen Tech, dan Adersa mulai mengembangkan MPC mereka sendiri. Pada Tahun penulisan jurnal ini (2003), sudah terdapat 18 produk MPC yang diaplikasikan pada industri minyak dan gas.

b. ***Application of Model Predictive Control (MPC) Tuning Strategy in Multivariable Control of Distillation Column*** (Ahmad & Wahid, 2007)

Pada jurnal ini diteliti bagaimana strategi *tuning model predictive control* sehingga mampu mengatasi sifat dinamis dari kolom distillasi. Terdapat enam parameter agar hasil yang dicapai dapat maksimal, yaitu *sampling time* (T), *prediction horizon* (P), *model horizon* (N), *control horizon* (M), *controlled variable weights* (g_s^2), dan *move suppression coefficients* (l_s^2). Strategi *tuning* menggunakan model FOPDT (*first-order plus dead-time*).

Model kolom distillasi yang digunakan ialah kolom distilasi OLMR, dimana terdapat 3x3 matriks dari variabel input dan output. Dikarenakan model tersebut mempunyai SOPDT (*second-order plus dead-time*), maka fungsi transfernya harus dirubah kedalam FOPDT. Dengan menggunakan PRC (*Process Reaction Curve*), didapatkan FOPDT dengan K_p = 0,87, τ_p = 9,12, dan θ_p = 0,29. Hasil tersebut digunakan untuk menghitung parameter *tuning* MPC, dimana didapatkan nilai parameter MPC yaitu Ts = 0,71, P = 91, M = 30, g_s^2 = 1, dan l_s^2 =433520. Kemudian dari hasil *tuning* tersebut dilakukan uji performansi dan dibandingkan dengan sistem kontrol dengan menggunakan PI/PID. Hasil yang didapatkan adalah pengendali MPC menghasilkan performansi yang jauh lebih baik dibandingkan pengendali PI/PID.

c. *Optimization and composition control of Distillation column using MPC* (Manimaran, Arumugam, Balasubramanian, & Ramkumar, 2013)

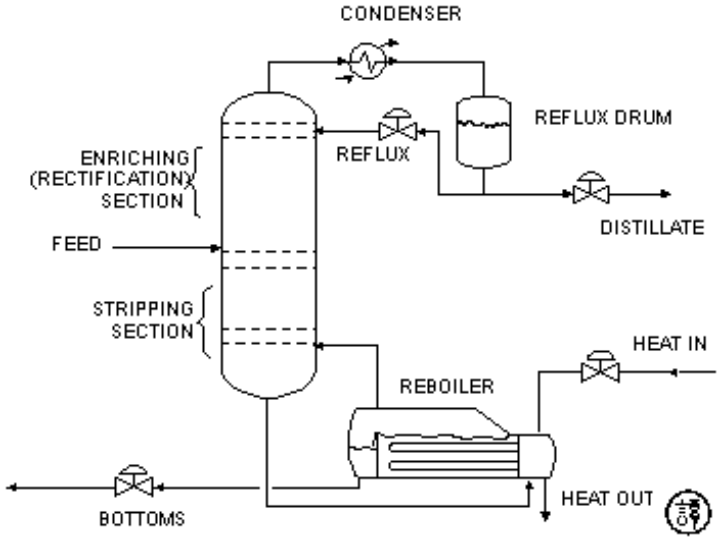
Pada jurnal ini diteliti bagaimana skema *Model Predictive Control* mampu mengendalikan komposisi dan mengoptimasi energi pada kolom distillasi. Pada penelitian ini, komposisi dikontrol dengan mengubah temperatur reboiler dengan laju aliran *reflux* yang konstan. Untuk mendapatkan data yang *real time*, uji *open loop* dilakukan. Berdasarkan struktur kolom distillasi, diidentifikasi model sebagai FOPDT (*first-order plus dead-time*) dan parameter proses didapatkan dengan menggunakan metode *Sundaresan-Krishnaswamy.*

Terdapat tiga parameter untuk *tuning* MPC, yaitu *Time duration*(T), *Prediction Horizon* (Np), dan *control horizon* (Nc). Dengan menggunakan metode *tuning Sridhar and Cooper* didapatkan nilai parameter MPC yaitu Np = 20, Nc = 10, dan T = 1. Pengendali konvensional PID juga dimodelkan dalam penelitian ini dengan tujuan sebagai pembanding dari MPC. Dengan menggunakan metode *tuning Ziegler Nichols* didapat parameter PID yaitu Kp = 0,11, Ki = 0,6, dan τd = 0,1.

Kemudian digunakan perangkat lunak MATLAB untuk simulasi kedua pengendali tersebut. Didapatkan hasil performansi kedua pengendali dimana pengendali MPC mempunyai performansi yang lebih baik dibandingkan pengendali PID berdasarkan karakteristik ISE, ITAE, dan IAE

2.2 Kolom Distillasi

Proses distilasi merupakan salah satu proses utama dalam proses pengoalahan gas alam. Kolom distilasi berfungsi untuk memisahkan komponen dari sebuah campuran. Pemisahan ini dilakukan berdasarkan perbedaan nilai volatilitas komponen pada campuran tersebut (Pirola C. , 2019). Komponen yang memiliki volatilitas besar akan lebih mudah dipisahkan sedangkan komponen yang memiliki volatilitas kecil akan lebih sulit dipisahkan (Luyben, 2014). Proses yang ada pada proses kolom distilasi ditunjukkan pada gambar 2.1 berikut :



Gambar 2.1 Proses Kolom Distilasi *(Wolw, 1995)*

Kolom distilasi terdiri atas beberapa komponen yaitu sebagai berikut :

a. *Shell,* atau kolom merupakan tempat terjadinya pemisahan komponen.
b. *Reboiler,* merupakan tempat penguapan cairan yang keluar dari bagian bawah kolom.
c. Kondenser, merupakan tempat untuk mendinginkan atau mengondensasikan uap yang meninggalkan bagian atas kolom distilasi.

d. *Reflux Drum*, untuk menampung uap yang terkondensasi dari kolom bagian atas sehingga cairan (*reflux*) dapat diumpanbalikkan ke kolom.

Kolom distilasi terdapat bagian yang disebut dengan *tray*, *tray* merupakan bagian dari kolom distilasi yang teletak di dalam kolom dan berfungsi sebagai daerah kontak fluida. *Tray* memiliki dua saluran pada setiap sisinya yang disebut dengan *downcomers* (Pirola C. , 2019). Fluida cair jatuh melalui *downcomers* dari satu *tray* menuju ke *tray* yang lain. Tray dirancang untuk memaksimalkan kontak antara fase gas dan cair dengan mempertimbangkan distribusi cairan dan distribusi uap. Hal ini dikarenakan bila kontak antara fase gas dan cair lebih maksimal maka akan lebih baik pemisahan yang terjadi pada setiap tray.

2.2.1. Model Matematis Kolom Distillasi

Model matematis kolom distilasi secara umum dituliskan pada persamaan kesetimbangan massa, massa komponen, dan energi. Model fisis dari suatu proses harus dapat menggambarkan karakteristik dinamis sistem tersebut secara memadai. Model matematis diturunkan dari model fisis sistem (Halvorsen & Skogestad, 2011). Model matematis kolom distilasi pada keadaan *steady state* dapat dituliskan sebagai berikut:

a. Kesetimbangan massa kolom distilasi

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

Dimana:

F = Laju aliran *feed* (kg/s)

D = Laju aliran *distillate* (kg/s)

B = Laju aliran *bottom product* (kg/s)

b. Kesetimbangan massa komponen kolom distilasi

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

Dimana:

X_F = Fraksi *feed* (mol)

X_D = Fraksi *distillate product* (mol)

X_B = Fraksi *bottom product* (mol)

c. Kesetimbangan energi

$$F.h_f - D.h_D - Bh_B + Qr - Qc = 0 \quad \ldots(2.3)$$

Dimana:

h_f = Entalpi pada feed (J/kg)

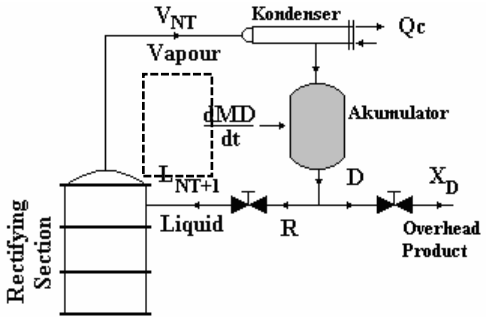
h_D = Entalpi pada distillate (J/kg)

h_B = Entalpi pada bottom (J/kg)

Qr= *Heat flow reboiler* (J/s)

Qc= *Heat flow* kondenser (J/s)

Pada bagian atas kolom distilasi (Gambar 2.2), kesetimbangan massa total pada kondenser dan akumulator dapat dirumuskan sebagai berikut:



Gambar 2.2 Kesetimbangan massa pada kondenser dan akumulator

a. Kesetimbangan massa pada kondenser dan akumulator

$$\frac{dM_D}{dt} = V_{NT} - L_{NT+1} - D \quad \ldots(2.4)$$

Dimana:

M_D = Total massa yang tertahan (kg)

V_{NT} = Laju aliran massa uap (kg/s)

L_{NT+1} = Laju aliran *reflux* (kg/s)

b. Kesetimbangan massa komponen pada kondenser dan akumulator

$$\frac{d(M_D X_D)}{dt} = V_{NT} y_{NT} - (L_{NT+1} + D)\, X_D \quad \ldots(2.5)$$

Dimana y_{NT} merupakan fraksi dari uap keluaran kolom distilasi.

c. Kesetimbangan energi pada kondenser dan akumulator

$$\frac{d(M_D h_D)}{dt} = V_{NT} H_{NT} - L_{NT+1} h_{NT+1} - D h_D + Q_C \quad \ldots(2.6)$$

Dimana:

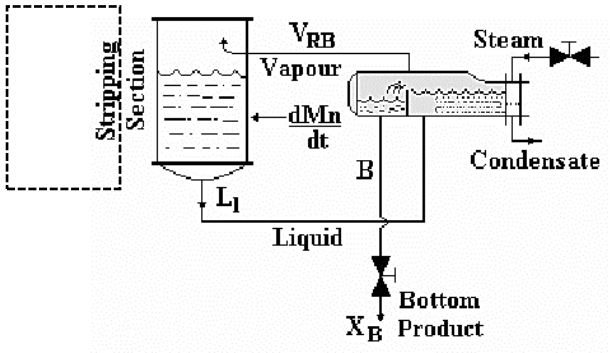
H_{NT} = Entalpi pada uap keluaran *top stage* kolom (J/kg)

h_D = Entalpi pada *distillate* (J/kg)

h_{NT+1} = Entalpi pada *reflux* (J/kg)

Qc = *Heat flow* condenser (J/kg)

Pada bagian bawah kolom distilasi (Gambar 2.3), kesetimbangan massa total pada *reboiler* dan *base* kolom dapat dirumuskan sebagai berikut:



Gambar 2.3 Kesetimbangan massa pada reboiler dan base kolom

a. Kesetimbangan massa pada *reboiler dan base* kolom

$$\frac{dM_B}{dt} = L_1 - V_{RB} - B \quad \ldots(2.7)$$

Dimana:

L_1 = Laju aliran keluaran *bottom stage* kolom (kg/s)

V_{RB} = Laju aliran *steam reboiler* (kg/s)

b. Kesetimbangan massa komponen sebagai berikut:

$$\frac{d(M_B X_B)}{dt} = L_1 X_1 - V_{RB} y_B - B X_B \quad \ldots(2.8)$$

Dimana:

X_1 = Fraksi keluaran *bottom stage* kolom (mol)

y_B = Fraksi *steam reboiler* (mol)

c. Kesetimbangan energi pada *reboiler* dan *base* kolom dapat dirumuskan sebagai berikut:

$$\frac{d(M_B h_B)}{dt} = L_1 h_1 - V_{RB} H_B - B h_B + Q_r \quad \ldots(2.9)$$

Dimana:

h_1 = Entalpi keluaran *bottom stage* kolom (J/kg)

H_B = Entalpi *steam reboiler* (J/kg)

h_B = Entalpi *bottom product* (J/kg)

Q_r = *Heat flow* pada *reboiler* (J/s)

2.2.2. Konfigurasi Kontrol Kolom Distilasi Biner

Kolom distilasi memiliki konfigurasi/skema kontrol yang berbeda-beda bergantung dari pasangan variabel kontrol dan variabel manipulasinya. Adapun konfigurasi-konfigurasi kontrol kolom distilasi yang telah dikembangkan ialah sebagai berikut (Buckley, Luyben, & Shunta, 1985):

Tabel 2.1 Konfigurasi Kontrol Kolom Distilasi

Konfigurasi Kontrol	Variabel yang digunakan untuk mengatur komposisi Distillat (Xd)	Variabel yang digunakan untuk mengatur komposisi Bawah (Xd)	Variabel yang digunakan untuk mengatur level *reflux drum*	Variabel yang digunakan untuk mengatur level *reboiler*
L, V	*Reflux*	*Reboiler heat duty*	*Distillate flow*	*Bottoms flow*
L/D, V/B	*Reflux ratio*	*Boilup ratio*	*Total flow from the reflux drum*	*Bottoms flow*
L, V/B	*Reflux*	*Boilup ratio*	*Distillate flow*	*Bottoms flow*
L, B	*Reflux*	*Bottoms flow*	*Distillate flow*	*Reboiler heat duty*
L/D, V	*Reflux ratio*	*Reboiler heat duty*	*Total flow from the reflux drum*	*Bottoms flow*
L/D, B	*Reflux ratio*	*Bottoms flow*	*Total flow from the reflux drum*	*Reboiler heat duty*
P, V	*Distillate Flow*	*Reboiler heat duty*	*Reflux*	*Bottoms flow*
D, V/B	*Distillate Flow*	*Boilup ratio*	*Reflux*	*Bottoms flow*

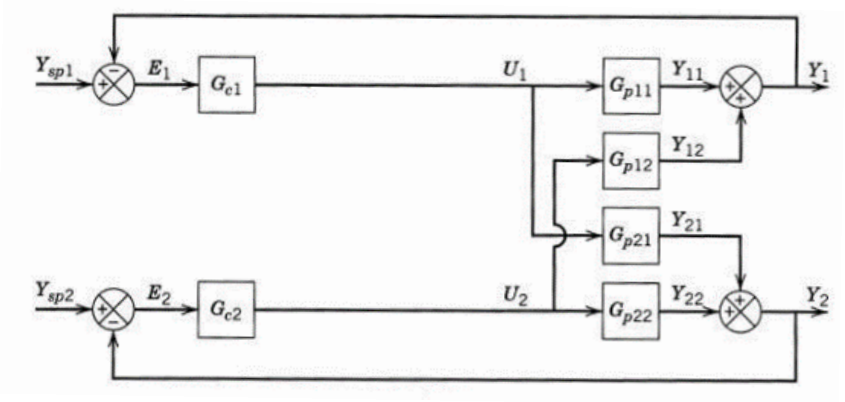
Adapun dalam penelitian ini yang dikontrol ialah komposisi distilat (Xd) dan komposisi bawah (Xb). Konfigurasi kontrol yang digunakan ialah konfigurasi kontrol LV, dimana komposisi distillat (Xd) diatur dengan memanipulasi aliran reflux dan komposisi bawah (Xb) diatur dengan memanipulasi aliran uap dari reboiler.

2.3 Sistem Kontrol Multi Input Multi Output (MIMO)

Sistem kontrol MIMO adalah sistem multi variabel yang memiliki dua atau lebih variabel yang dikontrol (Y) dan dua atau lebih variabel yang dimanipulasi (U). Karakter utama dalam kontrol sistem MIMO adalah adanya proses interaksi. Karena terdapat dua variabel yang dikontrol maupun yang dimanipulasi pada kolom distilasi penelitian ini, maka sistem kontrol pada kolom distilasi ini ialah sistem kontrol MIMO 2x2.

2.3.1 Sistem Kontrol Mimo Terdesentralisasi

Sistem kontrol MIMO terdesentralisasi adalah sistem kontrol MIMO yang hanya menggunakan pasangan diagonal dari proses MIMO itu sendiri. Struktur kontrol terdesentralisasi ditunjukkan oleh gambar 2.4 di bawah ini:



Gambar 2.4 *Struktur Kontrol Terdesentralisasi sistem MIMO 2x2 (Bharathi & Selvakumar, 2012)*

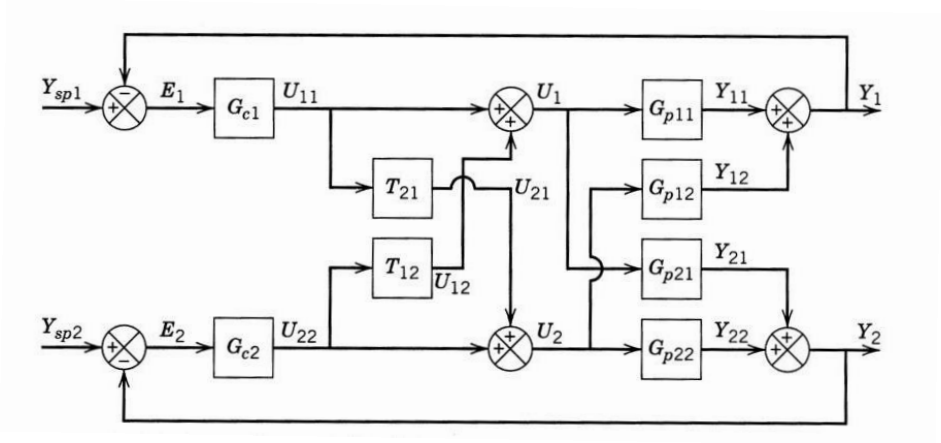
Dari gambar 2.4, dapat dilihat pada struktur kontrol tersebut terdapat 6 blok sistem yaitu Gp11, Gpp12, Gp21, Gp22, Gc1, dan Gc2. Gp11 hingga Gp22 merupakan fungsi alih proses pada sistem MIMO 2x2. Fungsi alih ini didapatkan

dari hubungan input dan output dari plant. Sedangkan untuk Gc1 dan Gc2 ialah pengendali yang terdesentralisasi.

Pemilihan konfigurasi kontrol untuk sistem MIMO sangatlah penting karena berkaitan dengan kestabilan proses. Konfigurasi kontrol yang baik dalam sistem MIMO adalah konfigurasi yang dapat meminimalkan proses interaksi dalam sistem MIMO dan menjamin bahwa variabel yang dimanipulasi memberikan kontrol yang efektif terhadap variabel yang dikontrol (Wahyudi, Bagas Wara, & Setiyono, 2017).

2.3.2 Decoupling

Ketika suatu plant yang memiliki loop lebih dari satu dan saling berinteraksi, dibutuhkan suatu mekanisme untuk meminimalisir interaksi tersebut. Hal ini dikarenakan interaksi tersebut tidak diinginkan dan dapat mengganggu proses pada plant tersebut. *Decoupling* merupakan suatu mekanisme pada sistem yang dirancang untuk mengkompensasi interaksi proses yang tidak diinginkan. Adapun desain *decoupling* pada plant MIMO 2x2 dapat dimodelkan sebagai berikut:



Gambar 2.5 *Plant MIMO 2x2 Dengan* Decoupling *(Vhora & Patel, 2016)*

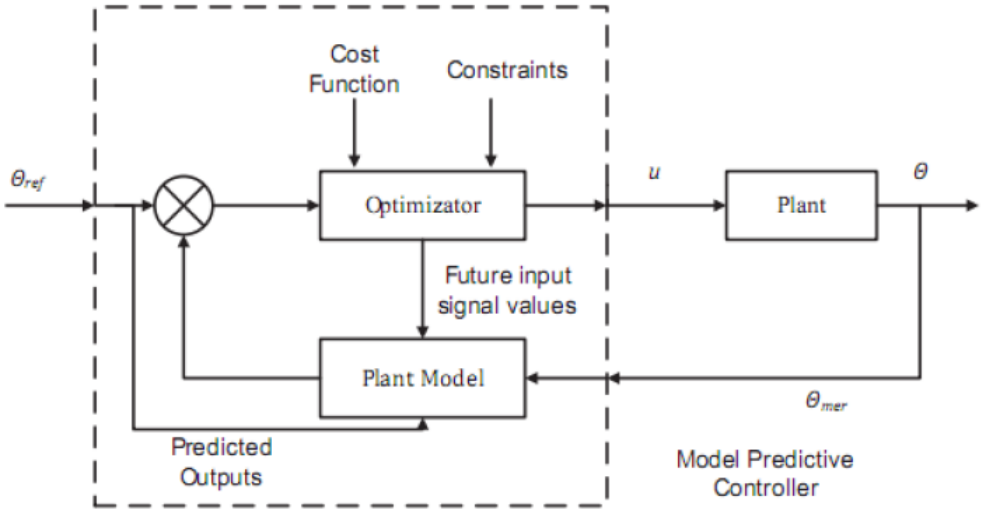
Pada gambar diatas, T_{21} dan T_{12} merupakan decoupler yang dipasang untuk mengurangi interakasi plant MIMO 2x2. Untuk memperoleh persamaan pada tiap dekopler maka dilakukan analisa terpisah pada tiap *input-output.* Adapun dari analisa yang telah dilakukan oleh penelitian-penelitian sebelumnya didapatkan persamaan untuk mencari nilai T yaitu (KSP & Effendie, 2017) :

$$T_{12} = -\frac{G_{12}}{G_{11}} \quad \ldots(2.10)$$

$$T_{21} = -\frac{G_{21}}{G_{22}} \quad \ldots(2.11)$$

2.4 *Model Predictive Control* (MPC)

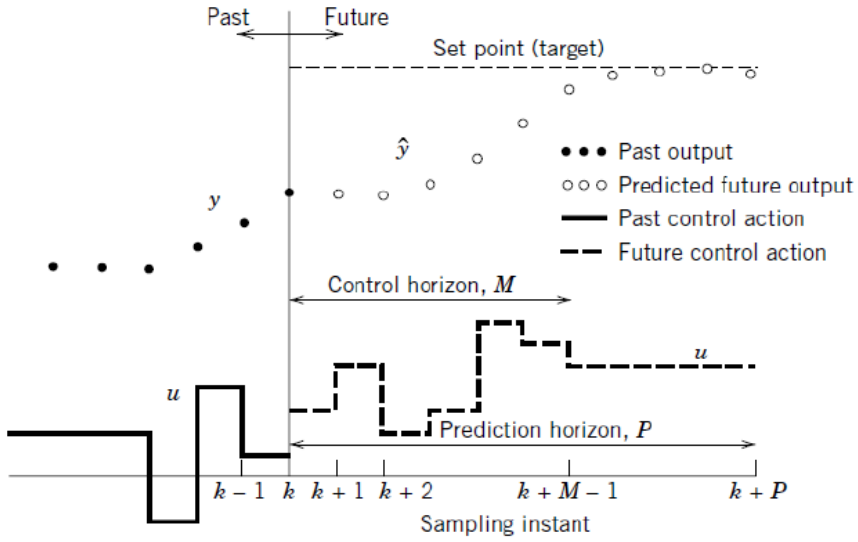
Model Predictive Control (MPC) atau sistem kendali prediktif adalah suatu metode proses kontrol lanjutan yang banyak diterapkan pada proses industri. MPC termasuk kedalam konsep perancangan pengendali berbasis model proses, dimana model proses digunakan secara eksplisit untuk merancang pengendali dengan cara meminimumkan suatu fungsi kriteria. MPC dapat memprediksi perilaku proses dimasa depan dengan menggunakan model dinamis dan pengukuran yang tersedia.



Gambar 2.6 Blok Diagram Model Predictive control *(Han, hu, & Dian, 2008)*

Berdasarkan gambar 2.6 berikut, dapat diilustrasikan bagaimana langkah kerja dari MPC (Syaifuddin, Subchan, & Rochmati, 2015). Awalnya, sistem telah memiliki model dari *plant*. Data *input* dan *output* sebelumnya masuk melalui *port input* MPC. Dari *input* dan *output* ini dilakukan estimasi berdasarkan model *plant* yang telah didefinisikan sebelumnya. Estimasi ini menghasilkan output yang disebut *predicted output* yang kemudian nilainya dibandingkan dengan *reference trajectory*. Dari hasil perbandingan ini, akan menghasilkan kesalahan yang disebut *future error*. *Future error* ini kemudian masuk ke dalam blok *optimizer*. Di sini, *optimizator* berfungsi untuk bekerja di dalam rentang *constraint* yang telah diberikan dengan tujuan untuk meminimalkan *cost function,* yang merupakan fungsi kriteria yang dibentuk dari fungsi kuadratik kesalahan antara sinyal *predicted output* dengan *reference trajectory*.

MPC kemudian mengambil keputusan untuk meminimalkan *future error* tersebut dengan keputusan yang masih berada dalam *constraint* yang telah ditetapkan. Hasil dari blok ini disebut *future input* yang dikembalikan bersamasama dengan data *input* dan *output* sebelumnya untuk diestimasi kembali. Perhitungan ini berlangsung seterusnya dan berulang-ulang. Karena adanya koreksi *input* berdasarkan *output* terprediksi inilah yang membuat MPC mampu bekerja menghasilkan respon yang semakin mendekati *reference trajectory* (Bordons & Camacho, 1999).



Gambar 2.7 Skema MPC *(Bandpatte, Mishra, Kumar, Khalkho, & Gautam, 2013)*

Fungsi objektif dari perhitungan kontrol MPC adalah untuk menentukan urutan dari *control moves* sehingga respon dari *output* prediksi bergerak menuju set point pada kondisi yang optimal. *Control Horizon* (M) merupakan jumlah gerakan MV (*Manipulated variable*) yang harus dioptimalkan pada interval kontrol k. *Prediction Horizon* (P) merupakan seberapa jauh ke depan prediksi yang dilakukan ketika melakukan perhitungan *output* pengendali. Metodologi MPC dalam menentukan prediksi *output* adalah sebagai berikut :

a. *Output* di masa depan diprediksi dengan menggunakan model proses berdasarkan pada nilai *input* dan *output* yang lampau. *Output* proses yang akan datang diprediksi sejauh *prediction horizon* yang diprediksi pada setiap waktu pencuplikan (*sampling time*).

b. Serangkaian sinyal kontrol masa depan dihitung sejauh *control horizon* dengan mengoptimasi suatu fungsi kriteria yang ditetapkan sebelumnya untuk menghasilkan nilai yang optimal. Fungsi tersebut umumnya berupa suatu fungsi kuadratik dari kesalahan antara prediksi *output* dengan *output* acuan.
c. Prediksi *output* yang sudah dihitung dikirim kembali ke proses. Hal ini terjadi berulang-ulang dengan nilai prediksi *output* yang baru dan semua prosedur perhitungan yang diperlukan diperbaiki.

2.4.1 Fungsi Kriteria

MPC termasuk kedalam konsep perancangan pengendali berbasis model proses, dimana model proses digunakan secara eksplisit untuk merancang pengendali dengan cara meminimumkan suatu fungsi kriteria. Fungsi kriteria yang digunakan dalam algoritma MPC ialah sebagai berikut.

$$V(k) = \sum_{i=1}^{P} ||y(k+i|k) - r(k+i|k)||^2_{Q(i)} + \sum_{i=0}^{M} ||\Delta u(k+i|k)||^2_{R(i)} \quad \ldots(2.13)$$

Dengan:

$y(k+i|k)$ = keluaran terprediksi untuk i-langkah kedepan saat waktu k

$r(k+i|k)$ = nilai trayektori acuan (*reference trajectory*)

$\Delta u(k+i|k)$ = perubahan nilai sinyal kendali terprediksi untuk *i*-langkah kedepan saat waktu k

Q(i) dan R(i) = faktor bobot

P = *prediction Horizon*

M= *control Horizon*

Dari persamaan fungsi kriteria tersebut, selalu dibuat asumsi bahwa nilai M < P dan $\Delta u(k+i|k) = 0$ untuk $i \geq$ M, sehingga nilai masukan terprediksi $u(k+i|k) = u(k+M-i|k)$ untuk semua $i \geq$ M.

2.4.2 Model Proses

Model proses yang digunakan sebagai basis dari MPC harus dalam bentuk model *state space.* Adapun untuk struktur modelnya ialah sebagai berikut:

$$x(k+1) = Ax(k)+Bu(k)+B_v v(k)+B_d d(k) \quad \ldots(2.14)$$

$$y(k) = Cx(k)+D_v v(k)+D_d d(k) \quad \ldots(2.15)$$

Dimana A, B, B_v, B_d, C, D_v, dan D_d merupakan parameter yang berubah terhadap waktu. Untuk variabel-variabel lainnya:

k — indeks waktu (interval kontrol)

x — n_x *plant model states*.

u — n_u *input* termanipulasi (MVs)

v — n_v input disturbansi yang terukur

d — n_d input disturbansi yang tidak terukur

y — n_y *output* plant

2.4.3 Tuning Pengendali MPC

Adapun parameter-parameter yang harus dilakukan penyetelan dalam pengendali MPC adalah sebagai berikut:

a. *Sampling Time*: interval waktu yang dipakai dalam pengambilan data
b. *Prediction Horizon*: seberapa jauh ke depan prediksi yang dilakukan ketika melakukan perhitungan *output controller*
c. *Control Horizon*: jumlah sampel interval yang diperlukan untuk mencapai kondisi steady state ketika *input* diberikan kepada proses

Nilai untuk ketiga parameter tersebut dapat dihitung dengan pendekatan strategi tuning DMC (Dougherty, 2002).

a. Pendekatan dinamika proses output pengendali untuk pasangan-pasangan variabel terukur dengan model FOPDT:

$$\frac{y_r(s)}{u_s(s)} = \frac{K_{rs} e^{-\theta_{rs} s}}{\tau_{rs} s + 1} \qquad \ldots(2.16)$$

(r= 1,2,3,….,R ; s= 1,2,3,…,S)

b. Memilih waktu sampel sedekat mungkin dengan:

$$T_{rs} = Max(0.1\tau_{rs},\ 0.5\theta_{rs}) \qquad \ldots(2.17)$$

(r= 1,2,3,….,R ; s= 1,2,3,…,S)

c. Menghitung P (Prediction Horizon):y

$$P = Max\left(\frac{5\tau_{rs}}{T} + k_{rs}\right) \quad \ldots(2.18)$$

$$k_{rs} = \left(\frac{\theta_{rs}}{T} + 1\right) \quad \ldots(2.19)$$

(r= 1,2,3,….,R ; s= 1,2,3,…,S)

d. Menghitung M (*Control Horizon*)

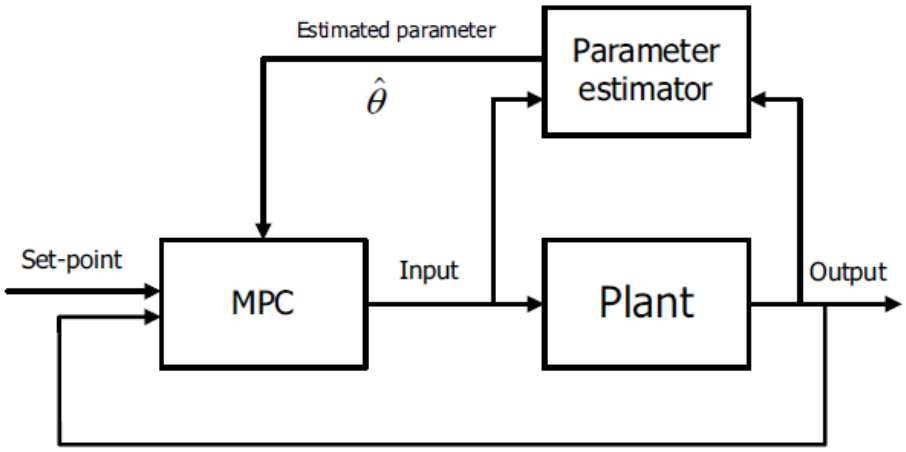
$$M = Max\left(\frac{\tau_{rs}}{T} + k_{rs}\right) \quad \ldots(2.20)$$

(r= 1,2,3,….,R ; s= 1,2,3,…,S)

2.4.4 Adaptive Model Predictive Control (AMPC)

Pengendali MPC memprediksi perilaku masa depan dengan menggunakan model dinamis *linear-time-invariant* (LTI). Jika plant sangat nonlinier atau terdapat banyak disturbansi, akurasi prediksi LTI mungkin akan menjadi tidak akurat sehingga kinerja MPC tidak dapat diterima. MPC adaptif dapat mengatasi degradasi ini dengan mengadaptasi model prediksi untuk mengubah kondisi operasi.

MPC adaptif merupakan MPC yang dapat melakukan *self tuning* (Joe Qin, Thomas, & Badgwell, 2003). MPC adaptif menggunakan struktur model tetap, tetapi memungkinkan parameter model untuk berkembang seiring waktu. Idealnya, setiap kali pengontrol membutuhkan prediksi (pada awal setiap interval kontrol) maka akan digunakan model yang sesuai dengan kondisi saat itu. Skema dari MPC adaptif ialah dengan menggunakan sebuah mekanisme adaptasi yang mampu menyesuaikan parameter-parameter model dari kesalahan dengan membandingkan proses dengan keluaran model.



Gambar 2.8 Struktur dari *Adaptive* MPC *(Kim, 2010)*

Dalam sistem *adaptive* MPC diberikan suatu estimasi dari keluaran proses pada waktu k dengan menggunakan parameter-parameter model yang juga diestimasi pada waktu k, dimana ditandai oleh sinyal kontrol keluaran dan proses yang sudah diaplikasikan atau diukur pada waktu sebelumnya. Blok parameter estimator diatas berfungsi untuk melinearisasi model plant pada setiap kontrol interval. Kemudian keluaran dari parameter estimator akan masuk ke blok MPC untuk memperbarui model internalnya dengan menggunakan model plant yang dilinearisasi pada setiap kontrol interval sebelumnya.

2.4.5 Kalman Filter Estimator

Pengendali AMPC memerlukan estimator, yang berfungsi untuk mengestimasi besarnya variabel proses. Estimator yang digunakan adalah kalman *filter*. Kalman *filter* merupakan sebuah algoritma pengolahan data yang optimal dan dapat diaplikasikan sebagai *estimator* pada sistem dinamik linear (Kleeman, 2007). Adapun model sistem kalman *filter* waktu diskrit ialah sebagai berikut:

$$x(k+1) = A_d x(k) + B_d u(k) + w(k) \quad \ldots(2.21)$$

$$y(k) = Cx(k) + v(k) \quad \ldots(2.22)$$

dimana x(k) adalah *state vector*, A_d merupakan matriks state transisi, B_d ialah matriks kontrol masukan yang diaplikasikan ke vektor kontrol u(k), w(k) merupakan vektor *process noise*, y(k) adalah vektor pengukuran, C adalah matriks pengukuran, dan v(k) ialah vektor *measurement noise*.

Algoritma kalman filter memiliki dua tahapan untuk mengestimasi variabel keadaan yaitu *prediction update* dan *measurement update*. Tahap *prediction update* merupakan tahap estimasi dari sistem model dinamik, sedangkan tahap *measurement update* merupakan estimasi dari model pengukuran. Untuk persamaan tahap *prediction update* ialah sebagai berikut (Ulum & Affaf, 2019):

$$x(k|k-1) = A_d x(k|k-1) + B_d u(k) \quad \ldots(2.23)$$

$$P(k|k-1) = A_d P(k|k-1) A_d^T + Q_w \quad \ldots(2.24)$$

Variabel Q_w diatas adalah kovarians dan P merupakan *state error covariance*. Sedangkan persamaan untuk tahap *measurement update* ialah sebagai berikut:

$$K(k) = P(k|k-1)C^T(CP(k|k-1)C^T + R_v)^{-1} \quad \ldots(2.25)$$

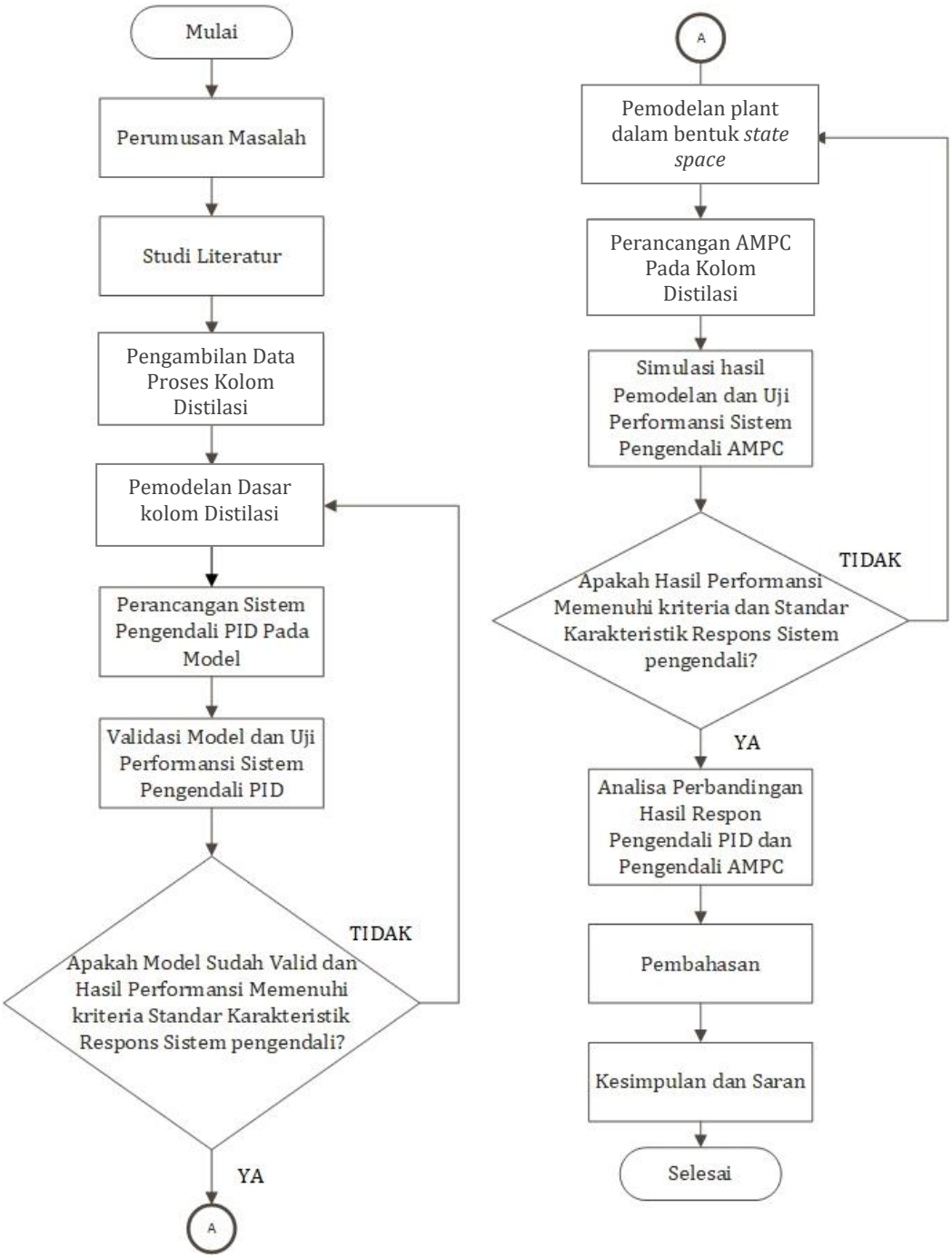
$$x(k) = x(k|k-1) + K(k)(y(k) - Cx(k|k-1)) \quad \ldots(2.26)$$

$$P(k) = (I - K(k)C)P(k|k-1) \quad \ldots(2.27)$$

Variabel K diatas merupakan *gain* kalman. *Prediction update* dan *measurement update* akan diulang terus menerus sampai waktu k yang ditentukan.

BAB III
METODE PENELITIAN

Tahapan yang dilakukan dalam tugas akhir ini ditampilkan dengan sebuah diagram alir seperti pada gambar berikut



Gambar 3.1 Diagram Alir Penelitian Tugas Akhir

Keterangan pada setiap proses akan dijelaskan dengan dibagi pada beberapa sub sistem seperti berikut.

3.1 Studi Literatur

Studi literatur dilakukan untuk pemahaman awal secara teoritis terhadap materi pendukung pada penelitian tugas akhir ini antara lain adalah pemahaman proses kolom distilasi, model state space kolom distilasi, persamaan yang digunakan pada kolom distilasi, *Adaptive Model Predictive Control*, dan *Kalman Filter* beserta konfigurasinya. Dipelajari juga cara melakukan simulasi pada perangkat lunak MATLAB SIMULINK.

3.2 Pengambilan Data

Data yang di ambil merupakan data-data yang diperlukan untuk memodelkan proses berdasarkan kondisi operasi *steady state* dari kolom distilasi. Data tersebut meliputi data kondisi serta komposisi masing-masing komponen pada setiap aliran dan data temperatur dari sistem kolom distilasi seperti *column reboiler*, distilasi *condenser*, dan distilasi *reflux drum*. Data tersebut merupakan data sekunder yang diambil dari data kolom distilasi model *Wood and Berry* (Wood & Berry, 1973).

Tabel 3.1. Kondisi Operasi *Steady State* (Wood & Berry, 1973)

Aliran	**Laju Aliran (lb/min)**	**Komposisi wt% methanol**
Overhead	1,18	96,0
Refliux	1,95	96,0
Bottoms	1,27	0,5
Feed	2,45	46,5
Steam	1,71	-

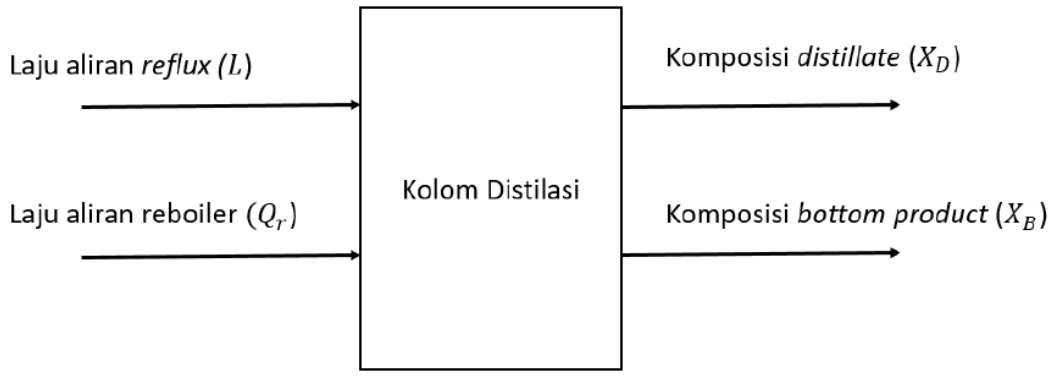
Tabel 3.2 Kondisi Operasi *Steady State II* (Wood & Berry, 1973)

	Temperature (°F)
Reflux	151,7
Feed	168,0
Steam	233,0

Condensate	227,5
Reboiler	209,6
Plate 1	203,6
Plate 2	194,4
Plate 3	181,2
Plate 4	172,9
Plate 5	164,1
Plate 6	156,8
Plate 7	152,1
Plate 8	148,5
Condenser	143,9

3.3 Pemodelan Matematis Kolom Distillasi

Pada pengendalian kolom distilasi ini, variabel yang dikontrol ialah komposisi produk distilat (Xd) dan komposisi produk bawah (Xb) dengan memanipulasi laju aliran *reflux* (*L*) dan laju aliran *steam reboiler* (*Qr*). Berikut merupakan ilustrasi *input-output* plant berdasarkan variabel yang dikendalikan dan variabel yang dimanipulasi.



Gambar 3.2 Model Pengendalian Plant

Untuk melakukan perancangan *Adaptive Model Predictive Control* (AMPC) dan pengendali konvensional PI dilakukan terlebih dahulu pemodelan fungsi transfer dalam bentuk FOPDT (First Order Plus Dead Time). Model FOPDT merupakan fungsi transfer orde satu yang disertai dengan waktu mati. Model

matematis proses FOPDT dapat dipresentasikan kedalam persamaan laplace seperti berikut:

$$G(s) = \frac{y(s)}{u(s)} = \frac{K}{\tau s+1}\ e^{-\theta} \quad \ldots(3.1)$$

Parameter τ adalah konstanta waktu proses, K adalah gain statis proses, dan θ adalah waktu mati proses.

Berdasarkan model proses kolom distilasi penelitian Wood dan Berry (Wood & Berry, 1973), fungsi transfer proses dalam bentuk FOPDT ialah :

$$\frac{Xd}{L} = \frac{12{,}8e^{-1s}}{16{,}7s+1} \quad \ldots(3.2)$$

$$\frac{Xd}{Qr} = \frac{-18{,}9e^{-3s}}{21s+1} \quad \ldots(3.3)$$

$$\frac{Xb}{L} = \frac{6{,}6e^{-7s}}{10{,}9s+1} \quad \ldots(3.4)$$

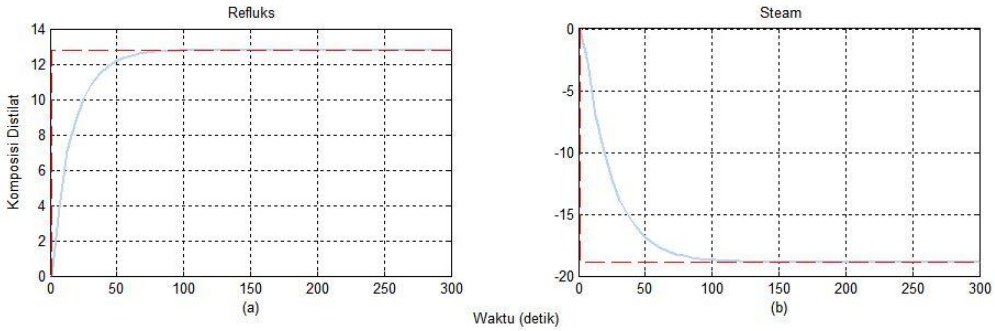
$$\frac{Xb}{Qr} = \frac{-19{,}4e^{-3s}}{14{,}4s+1} \quad \ldots(3.5)$$

Adapun hubungan antara *input* dan *output* dalam bentuk matriks dapat dituliskan sebagai berikut:

$$\begin{bmatrix} Xd(s) \\ Xb(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{12{,}8e^{-1s}}{16{,}7s+1} & \frac{-18{,}9e^{-3s}}{21s+1} \\ \frac{6{,}6e^{-7s}}{10{,}9s+1} & \frac{-19{,}4e^{-3s}}{14{,}4s+1} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} L(s) \\ Qr(s) \end{bmatrix} \quad \ldots(3.6)$$

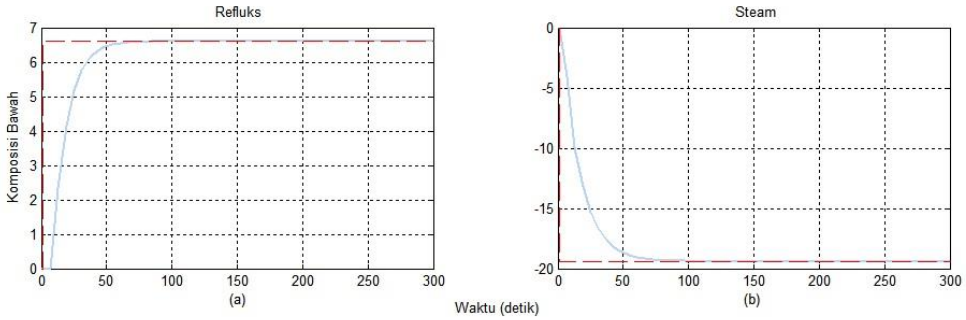
3.4 Uji *Open Loop* Sistem

Model plant divalidasi dengan cara uji open loop. Uji *open loop* sistem dilakukan untuk mengetahui respon sistem saat kondisi *loop* terbuka. Sistem pada tugas akhir ini menggunakan pendekatan model orde satu FOPDT sehingga respon yang dihasilkan haruslah membentuk kurva eksponensial. Berikut adalah respon uji *open loop* untuk pengendalian komposisi produk atas (Xd):



Gambar 3.3 Uji *Open Loop* Pengendalian Produk Atas (Xd)

Gambar diatas menunjukkan grafik perubahan komposisi distilat terhadap laju aliran reflux dan *steam* dari *reboiler*. Dari grafik tersebut dapat disimpulkan untuk komposisi produk atas sistem sudah memiliki karakteristik yang sesuai dengan karakteristik respons orde satu. Sedangkan untuk komposisi produk bawah (Xb) ialah sebagai berikut:

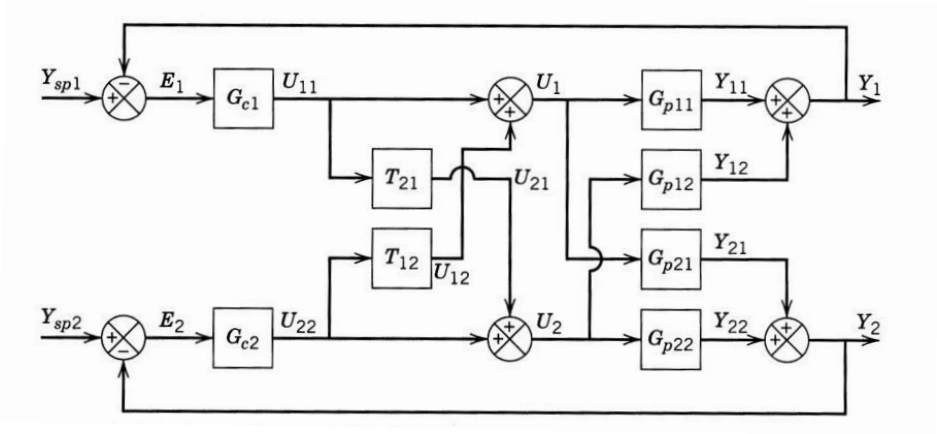


Gambar 3.4 Uji *Open Loop* Pengendalian Produk Bawah (Xd)

Gambar diatas merupakan grafik perubahan komposisi produk bawah terhadap laju aliran reflux dan *steam* dari *reboiler*. Sama seperti komposisi produk atas, dari grafik tersebut terlihat bahwa sistem sudah memiliki karakteristik yang sesuai dengan karakteristik respons orde satu. Berdasarkan gambar 3.3 dan 3.4, dapat disimpulkan bahwa model matematis *plant* sudah benar dan menunjukkan kestabilan.

3.5 Perancangan Metode Pengendali Konvensional PI

Pengendalian kolom distilasi pada tugas akhir ini merupakan pengendalian *Multi Input* dan *Multi Output* (MIMO) 2x2 sehingga sistem pengendalian konvensional yang digunakan ialah sistem pengendalian PI dengan *Decoupler*.



Gambar 3.5 Diagram Blok Sistem Loop Tertutup dengan Decoupler (Vhora & Patel, 2016)

Dari gambar 3.5 diatas, terdapat beberapa blok diagram yaitu Gc, T, dan Gp. Gc merupakan pengendali, T merupakan *decoupler*, dan Gp merupakan fungsi transfer yang menggambarkan *input* dan *output* dari sistem. Hubungan antara *input* dan *output* pada sistem MIMO 2x2 diatas dapat dituliskan sebagai berikut:

$$G(s) = \begin{bmatrix} Gp11 & Gp12 \\ Gp21 & Gp22 \end{bmatrix} \quad \ldots(3.7)$$

Dengan memasukkan persamaan (3.6) ke persamaan (3.7) didapatkan matriks persamaan *input* dan *output* sebagai berikut:

$$G(s) = \begin{bmatrix} \frac{12{,}8e^{-1s}}{16{,}7s+1} & \frac{-18{,}9e^{-3s}}{21s+1} \\ \frac{6{,}6e^{-7s}}{10{,}9s+1} & \frac{-19{,}4e^{-3s}}{14{,}4s+1} \end{bmatrix} \quad \ldots(3.8)$$

Kemudian, dengan menggunakan teknik *decoupling* yang telah disederhanakan dan *tuning* dari decoupler dan pengendali *feedback* (Nevetha & Suresh, 2016), didapatkan rumus *decoupling* T12 dan T21 sebagai berikut:

$$T12 = -\frac{Gp21}{Gp22} \quad \ldots(3.9)$$

$$T21 = -\frac{Gp12}{Gp11} \quad \ldots(3.10)$$

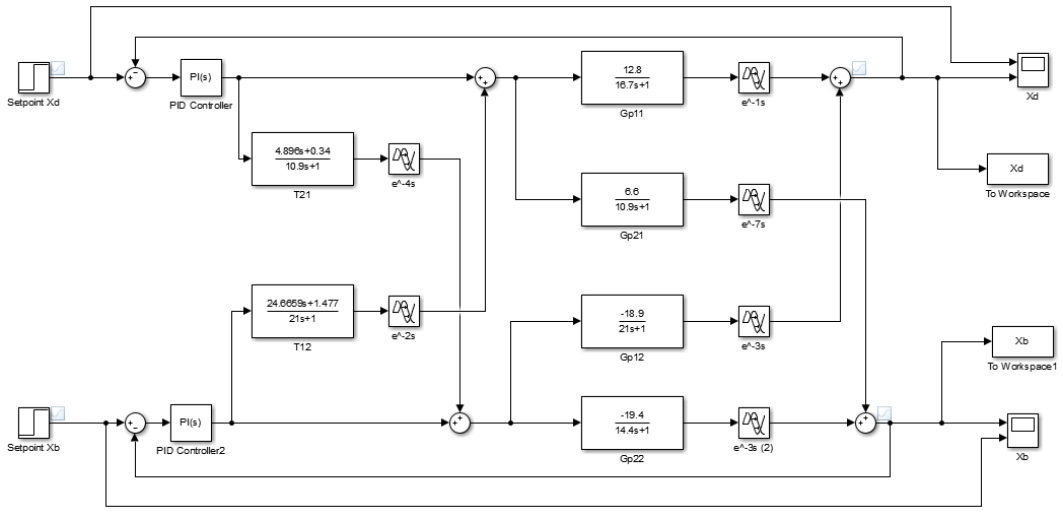
Sehingga, didapatkan matriks *decoupling* T sebagai berikut:

$$T = \begin{bmatrix} 1 & -\frac{Gp21}{Gp22} \\ -\frac{Gp12}{Gp11} & 1 \end{bmatrix} \quad \ldots(3.11)$$

Dengan memasukkan persamaan (3.8) ke persamaan (3.11), didapatkan nilai dari matriks *decoupling* T sebagai berikut:

$$T = \begin{bmatrix} 1 & \frac{4{,}896s+0{,}34}{10{,}9s+1}e^{-4s} \\ \frac{24{,}6659s+1{,}477}{21s+1}e^{-2s} & 1 \end{bmatrix} \quad \ldots(3.12)$$

Persamaan (3.8) dan persamaan (3.11) dimasukkan kedalam diagram blok ssitem loop tertutup dengan *decoupling* seperti gambar **3.1**. Dengan menggunakan perangkat lunak SIMULINK, didapatkan diagram blok pengendalian sebagai berikut:



Gambar 3.6 Diagram Blok SIMULINK Pengendalian MIMO Kolom Distilasi

Setelah didapatkan fungsi transfer dari hubungan *input output* plant dan diagram blok pengendalian MIMO kolom distilasi, dilakukan tuning untuk memperoleh parameter pengendalian PI. Untuk nilai parameter pengendali PI didapatkan dengan *auto tuning*. Metode yang digunakan pada *auto tuning* di SIMULINK ialah metode ziegher nichols. Nilai parameter pengendali PI setelah di*tuning* ialah sebagai berikut:

Tabel 3.3 Parameter Pengendali PI (*auto tuning*)

Parameter	**Produk Atas (Xd)**	**Produk Bawah (Xb)**
P	0.1517	-0.0197
I	0.0177	-0.0092

Selain parameter yang didapatkan dengan metode *auto tuning*, dilakukan juga simulasi dengan menggunakan parameter dari jurnal wood & berry (Wood & Berry, 1973). Hal ini bertujuan untuk melihat apakah pengendali konvensional PI yang dirancang sudah lebih baik dari pengendali PI pada jurnal wood & berry. Adapun dalam simulasi ini, pengendalian produk atas dilakukan dengan diberikan *setpoint* sebesar 96%wt (berdasarkan nilai *steady state*) dan untuk produk bawah ialah 0,5%.

3.6 Pemodelan Model Dalam Bentuk State Space

Model dari plant yang digunakan sebagai basis dari *Adaptive* MPC harus dalam bentuk model *state space* waktu diskrit. Hal ini dikarenakan model dalam bentuk *state space* waktu diskrit merepresentasikan proses dinamik yang mendukung mekanisme sampling yang dibutuhkan untuk menghitung aksi kontrol dengan algoritma MPC yang diimplementasikan. Adapun persamaan *state space* yang digunakan ialah sebagai berikut:

$$x(k+1) = Ax(k) + Bu(k) \quad \ldots(3.13)$$

$$y(k) = Cx(k) + Du(k) \quad \ldots(3.14)$$

Dimana *k* adalah *sample time*, x(*k*) adalah *state system*, u(*k*) merupakan masukan/variabel termanipulasi, dan y(k) adalah keluaran dari sistem. Untuk A, B, C, dan D merupakan parameter yang berubah terhadap waktu.

Untuk mendapatkan parameter A, B, C dan D dari model *state space* plant, fungsi transfer pada persamaan (3.2) - (3.5) harus dikonversi terlebih dahulu dengan bantuan perangkat lunak MATLAB. Adapun parameter A, B, C, dan D untuk model *state space* yang didapatkan dengan ialah sebagai berikut:

$$A = \begin{bmatrix} -0.05988 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & -0.09174 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & -0.04762 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & -0.06944 \end{bmatrix} \quad \ldots(3.15)$$

$$B = \begin{bmatrix} 1 & 0 \\ 1 & 0 \\ 0 & 1 \\ 0 & 1 \end{bmatrix} \quad \ldots(3.16)$$

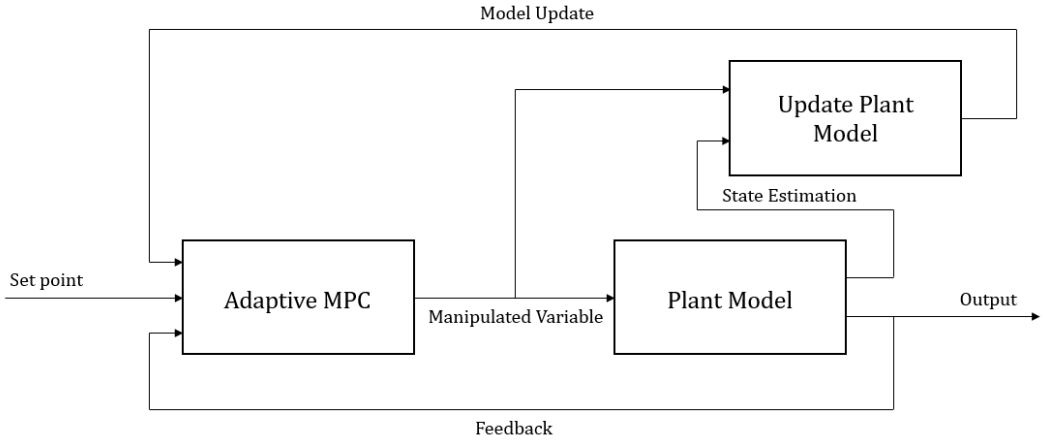
$$C = \begin{bmatrix} 0.7665 & 0 & -0.9 & 0 \end{bmatrix}$$

0 0.6055 0 -1.347] …(3.17)

D = [0 0
0 0] …(3.18)

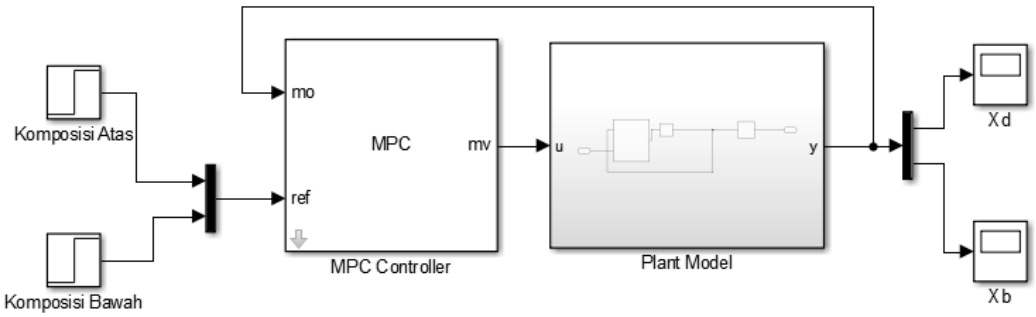
3.7 Perancangan Sistem pengendalian *Adaptive MPC (AMPC)*

Perancangan sistem pengendalian *adaptive* MPC dilakukan dengan menggunakan *software* MATLAB SIMULINK. Adapun untuk diagram blok pengendalian *Adaptive* MPC yang dirancang pada tugas akhir ini adalah sebagai berikut:



Gambar 3.7 Blok Pengendalian *Adaptive* MPC

Dalam perancangan *Adaptive* MPC ini, terdapat beberapa tahapan yang harus dilakukan. Tahapan pertama ialah perancangan blok pengendalian MPC biasa pada simulink. Model Pengendalian MPC ini dirancang untuk melinearisasi model dari plant dan mendapatkan model internal untuk basis blok *adaptive* MPC. Untuk perancangan pengendalian MPC ialah sebagai berikut:



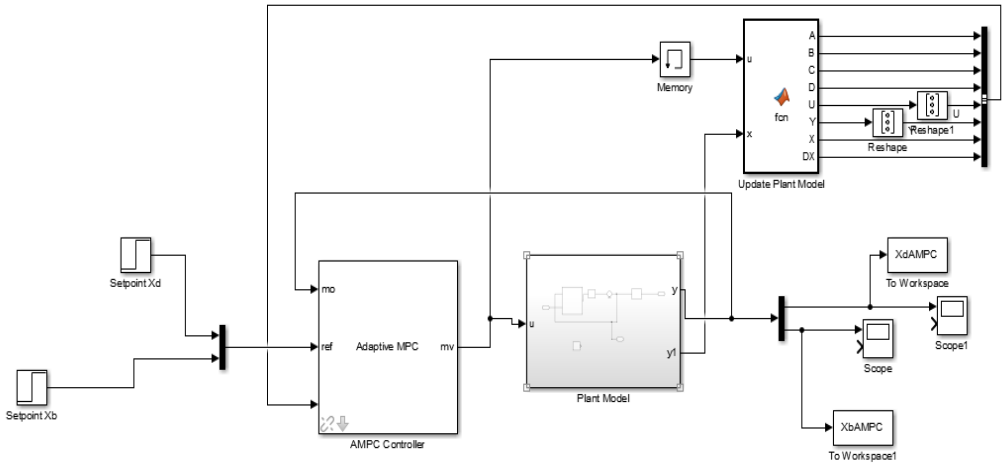
Gambar 3.8 Perancangan MPC pada SIMULINK

Setelah tahapan perancangan pada simulink selesai, maka tahapan selanjutnya ialah *tuning* parameter MPC. *Tuning* dilakukan dengan menggunakan MPC *designer* yang telah disediakan oleh MATLAB. Terdapat 3 parameter utama yang harus dituning, yaitu *sample time* (ts), *prediction horizon*, dan *control horizon*. Metode tuning yang digunakan ialah metode DMC seperti pada persamaan 2.16 sampai 2.20. Dengan τ_{rs} sebesar 21 dan θ_{rs} sebesar 3, didapatkan parameter pengendali *Adaptive* MPC sebagai berikut:

Tabel 3.4 Parameter Pengendali MPC

Parameter	Nilai (detik)
Time Sample	2,1
Prediction Horizon	10
Control Horizon	3

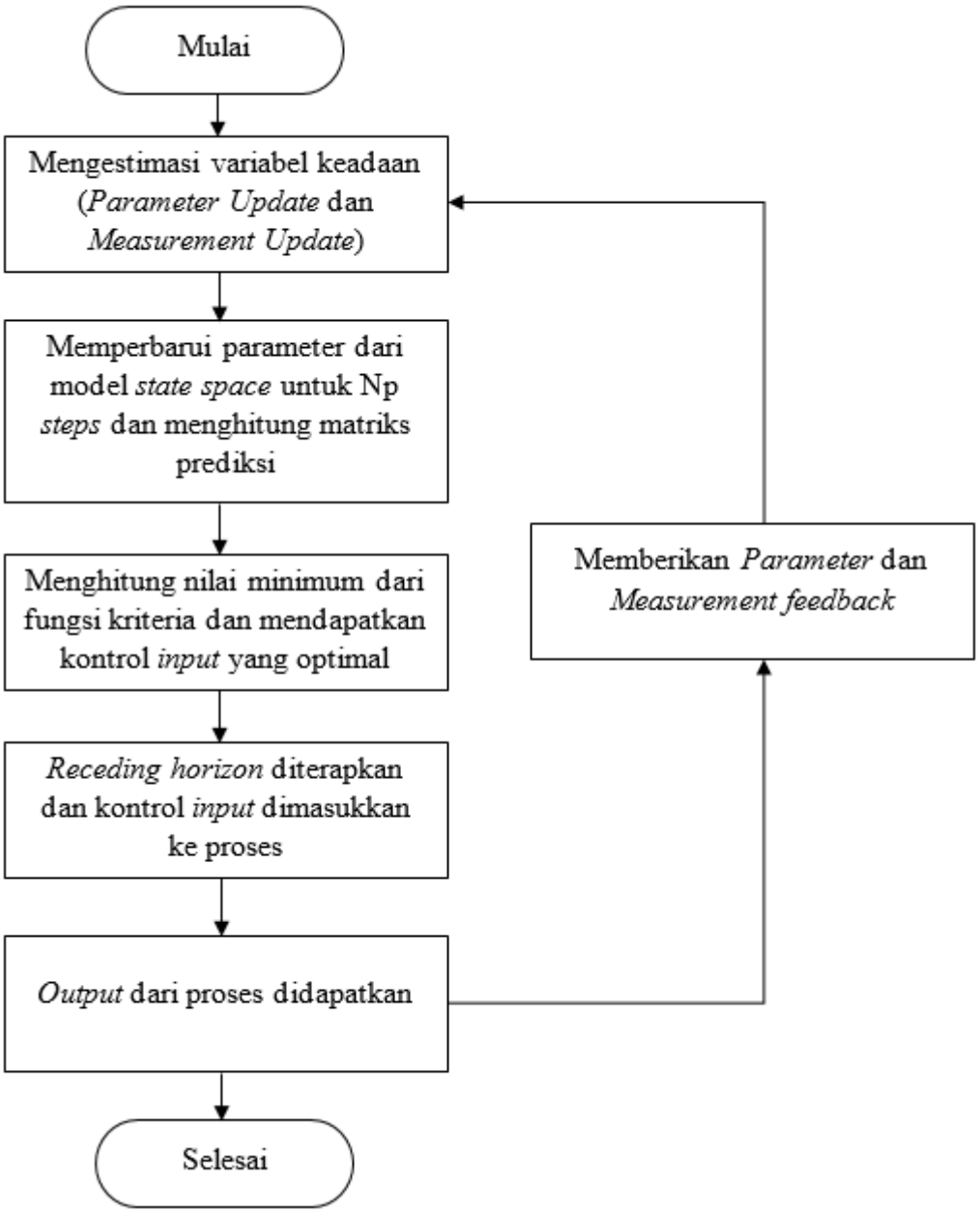
Setelah parameter MPC selesai di*tuning*, maka langkah terakhir yang harus dilakukan adalah merancang pengendalian *adaptive* MPC. Blok *adaptive* MPC yang dirancang menggunakan basis model dari blok MPC yang telah dituning sebelumnya. Adapun pengendalian adaptive MPC yang dirancang pada SIMULINK ialah sebagai berikut.



Gambar 3.9 Perancangan *Adaptive* MPC pada SIMULINK

Estimator model dari blok *update plant model* di gambar 3.9 diatas, berfungsi untuk mengestimasi keluaran dari model plant dan memperbarui model internal dari pengendali AMPC pada setiap periode waktunya. Estimator yang digunakan dalam

pengendali AMPC ini ialah kalman filter estimator. Model prediksi pada pengendali AMPC menggunakan model yang sudah diperbarui ini untuk menghitung matriks prediksi dan mendapatkan masukan kontrol yang optimal. Adapun algoritma dari AMPC sendiri ialah sebagai berikut;



Gambar 3.10 Algoritma dari AMPC

Parameter *update* dan *measurement update* dari gambar 3.10 diatas merupakan tahapan untuk mengestimasi variabel keadaan yang dilakukan oleh estimator kalman filter, dengan menggunakan persamaan 2.23 hingga 2.27. Model *state space*

yang diperbarui adalah model plant internal dari pengendali AMPC. Fungsi kriteria yang digunakan ialah seperti pada persamaan 2.13, dimana untuk mendapatkan kontrol *input* yang optimal fungsi tersebut haru diminimumkan.

3.8 Uji Performansi dan Analisa Hasil Respon

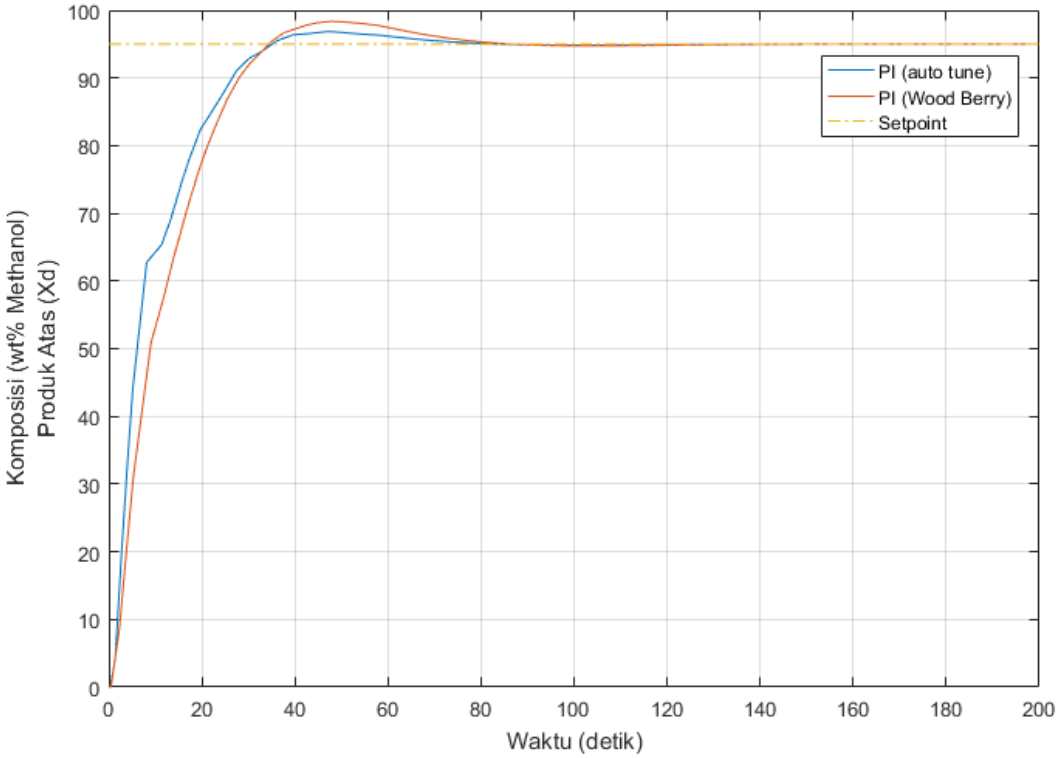
Uji performansi dilakukan untuk mengetahui apakah sistem mampu mengendalikan komposisi produk atas (Xd) maupun produk bawah (Xb) dari kolom distilasi. Pengujian performansi dilakukan dengan simulasi pada keadaan *steady*, simulasi dengan perubahan setpoint pada produk atas maupun produk bawah, simulasi dengan diberikan disturbansi, dan simulasi dengan perubahan parameter pada model *plant*. Adapun pengujian diterapkan pada sistem dengan pengendali AMPC dan pengendali konvensional PI.

Langkah berikutnya adalah dilakukan analisa pada grafik respon sistem yang diperoleh dengan membandingkan nilai parameter kestabilan berupa *settling time*, *maximum overshoot*, dan *error steady state* serta perbandingan nilai *Integral Absolute Error* (IAE).

BAB IV
HASIL DAN PEMBAHASAN

4.1 Respon Pengendali Konvensional PI

Dalam simulasi ini, pengendalian produk atas dilakukan dengan diberikan setpoint sebesar 96%wt dan untuk produk bawah 0,5%wt. Nilai ini merupakan nilai komposisi produk atas dan produk bawah dari plant dalam keadaan *steady state*. Terdapat dua parameter pengendali PI yang digunakan yaitu parameter dari metode *auto tuning* (Tabel 3.3) dan parameter dari jurnal wood & berry. Adapun respon pengendalian produk atas dan produk bawah dengan menggunakan pengendali PI adalah sebagai berikut.



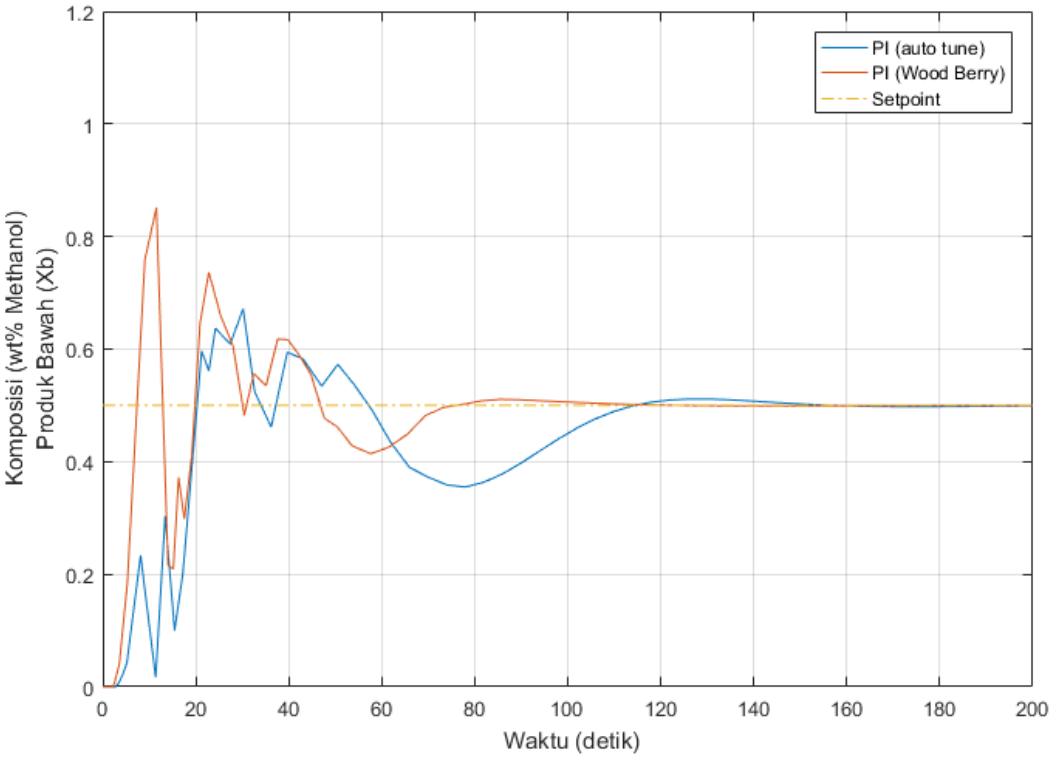
Gambar 4.1 Respon Produk Atas (Xd) pengendali PI

Gambar 4.1 diatas merupakan performansi respon dari pengendali PI ketika mengendalikan produk atas. Dari gambar tersebut, dapat dilihat pengendali PI dengan parameter dari jurnal Wood & berry memiliki *maximum overshoot* yang lebih besar dibandingkan dengan parameter *auto tuning*. Perbandingan hasil performansi dari kedua parameter ialah sebagai berikut:

Tabel 4.1 Hasil Performansi Pengendali PI (Produk Atas)

Parameter performansi	Parameter pengendali PI	
	Auto Tuning	Wood & Berry
Settilng Time (detik)	85	90
Maximum Overshoot (%)	1,96	3,52
Error Steady State (%)	0,17	0,23

Berdasarkan hasil performansi pada tabel 4.1 diatas, dapat disimpulkan pengendali PI dengan parameter hasil *auto tuning* lebih baik dibandingkan dengan parameter dari jurnal wood & berry, dengan *settling time* sebesar 85 detik, *maximum overshoot* sebesar 1,96%, dan *error steady state* sebesar 0,17%. Adapun untuk respon pengendalian komposisi produk bawah ialah sebagai berikut.



Gambar 4.2 Respon Uji Close Loop Produk Bawah (Xb) Pengendali PI

Dari gambar 4.2, dapat dilihat pada respon pengendalian produk bawah terjadi osilasi yang sangat besar pada awal respon. Hal ini dikarenakan adanya interaksi dengan pengendalian produk atas dan perbedaan yang signifikan antara setpoint produk atas dan produk bawah. Osilasi terjadi hingga detik ke-120 untuk PI dengan parameter *auto tune* dan detik ke-80 untuk PI dengan parameter dari jurnal Wood Berry. Perbandingan hasil performansi kedua parameter ialah sebagai berikut:

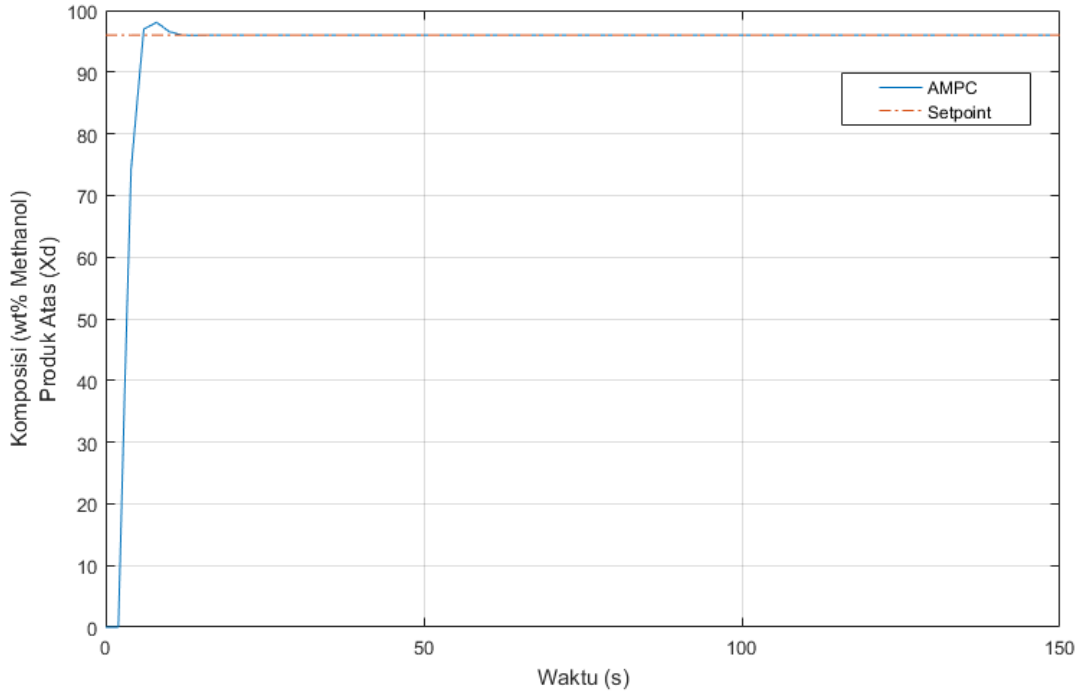
Tabel 4.2 Hasil Performansi Pengendali PI (Produk Bawah)

Parameter performansi	Parameter pengendali PI	
	Auto Tuning	Wood & Berry
Settilng Time (detik)	155	115
Maximum Overshoot (%)	33,7	69,3
Error Steady State (%)	0,38	0,13

Berdasarkan hasil performansi diatas, dapat disimpulkan pengendali PI dengan parameter hasil *auto tuning* lebih baik dibandingkan dengan parameter dari jurnal wood & berry, walaupun memiliki *settling time* dan ESS yang lebih tinggi. Hal ini dikarenakan pengendali PI dengan parameter dari jurnal wood & berry menghasilkan *maximum overshoot* yang sangat besar dibandingkan *maximum overshoot* dengan parameter *auto tuning*.

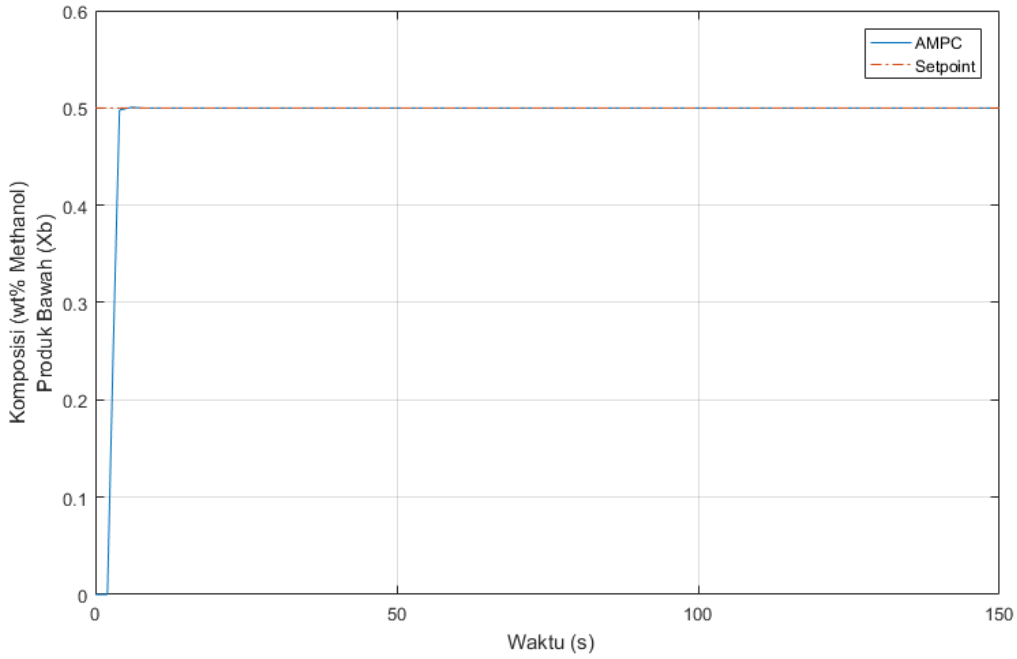
4.2 Respon Pengendali AMPC

Sama seperti pengendalian PI, setpoint yang digunakan ialah 96%wt untuk produk atas dan 0,5%wt untuk produk bawah, yang mana nilai ini merupakan komposisi produk atas dan produk bawah dari plant dalam keadaan *steady state*. Adapun respon pengendalian produk atas dan produk bawah dengan menggunakan pengendali AMPC adalah sebagai berikut.



Gambar 4.3 Respon Pengendalian Komposisi Produk Atas (Xd) dengan pengendali AMPC

Dari gambar 4.3 respon pengendalian komposisi produk atas (Xd) diatas, dapat dilihat untuk pengendali AMPC ini memiliki *settling time* sebesar 18 detik, *maximum overshoot* sebesar 2,05%, dan *error steady state* yang sangat kecil yaitu dibawah 0,01%. Sedangkan untuk respon pengendalian komposisi produk bawah (Xb) ialah sebagai berikut:

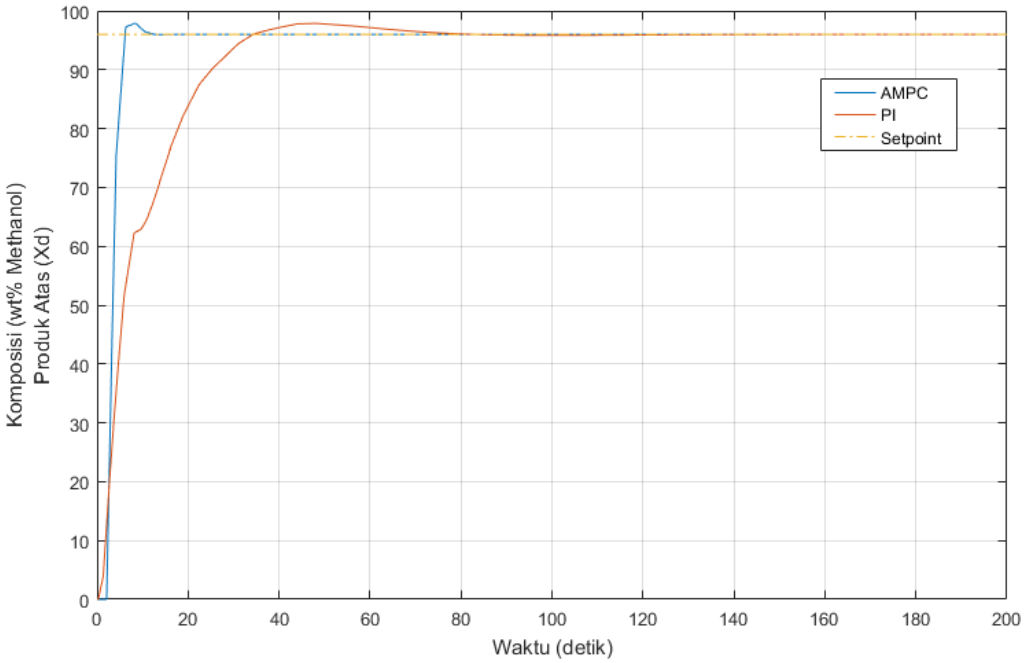


Gambar 4.4 Respon Pengendalian Komposisi Produk Bawah (Xb) dengan pengendali AMPC

Dari gambar 4.4 respon pengendalian komposisi produk bawah (Xb) diatas, diketahui *settling time* sebesar 8 detik, *maximum overshoot* sebesar 0,12%, dan *error steady state* yang sangat kecil juga yaitu dibawah 0,01%.

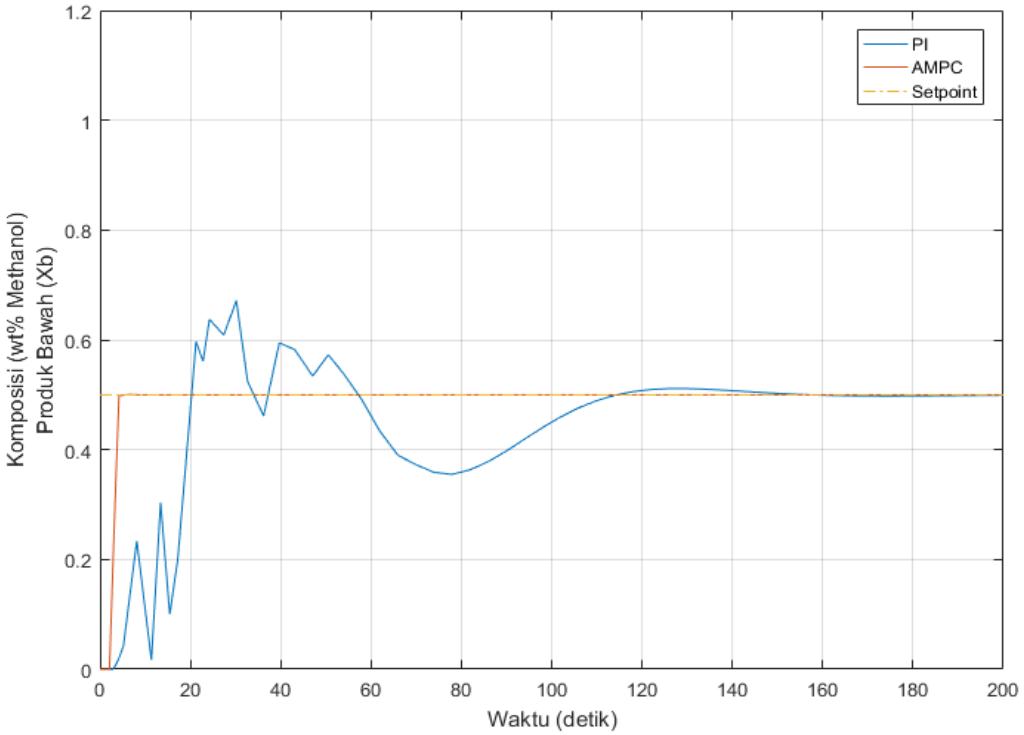
4.3 Perbandingan Hasil Respon Pengendali Konvensional PI dan Pengendali Adaptive MPC

Untuk mengetahui apakah pengendali AMPC memiliki respon sistem yang lebih baik daripada pengendali konvensional PI maka dilakukan perbandingan hasil respon antara pengendali AMPC dan PI. Simulasi dilakukan dalam keadaan *steady state* dimana untuk *setpoint* produk atas ialah 96% dan *setpoint* produk bawah ialah 0,5%. Hasil yang diperoleh ialah seperti pada gambar berikut.



Gambar 4.5 Perbandingan Respon Pengendali AMPC dan PI Untuk Pengendalian Komposisi Produk Atas

Dari gambar 4.5 diatas dapat dilihat bahwa untuk pengendalian komposisi produk atas (Xd) pengendali AMPC memiliki hasil respon yang lebih baik dibandingkan dengan pengendali konvensional PI. Pada pengendali PI diketahui nilai *maximum overshoot*nya sebesar 1,71%, sedangkan untuk pengendali AMPC nilai maximum overshootnya sebesar 2,05%. Nilai *settling time* dari pengendali PI sebesar 95 detik, sedangkan untuk pengendali AMPC nilai *settling time*nya sebesar 18 detik. Untuk nilai error *steady state*, pengendali PI sebesar 0,17% dan pengendali AMPC sebesar 0,01%. Sedangkan untuk respon pengendalian produk bawah ialah sebagai berikut.



Gambar 4.6 Perbandingan Respon Pengendali AMPC dan PI Untuk Pengendalian Komposisi Produk Bawah

Untuk pengendalian produk bawah, terdapat perbedaan yang signifikan antara respon pengendali AMPC dan respon pengendali PI. Hal ini dikarenakan ketika mengendalikan produk bawah dengan pengendali PI, terdapat interaksi dengan pengendalian produk atas sehingga menyebabkan respon yang berosilasi. Adapun untuk pengendali PI diketahui nilai *maximum overshoot*nya sebesar 56%, sedangkan untuk pengendali AMPC nilai maximum overshootnya sebesar 0,12%. Nilai *settling time* dari pengendali PI sebesar 155 detik, sedangkan untuk pengendali AMPC nilai *settling time*nya sebesar 8 detik. Untuk nilai error *steady state*, pengendali PI sebesar 0,34% dan pengendali AMPC sebesar 0,01%. Secara keseluruhan, perbedaan performansi kedua pengendali ialah sebagai berikut.

Tabel 4.3 Perbedaan Performansi Pengendali AMPC dan PI

Parameter Performansi	Produk Atas (Xd)		Produk Bawah (Xb)	
	PI	AMPC	PI	AMPC
Settling Time (detik)	95	18	155	8
Maximum Overshoot (%)	1,71	2,05	56	0,12
Error Steady State (%)	0,17	0,01	0,34	0,01

Dari tabel 4.3 diatas didapatkan parameter performansi dari kedua jenis pengendali. Terlihat pengendali AMPC memiliki performansi yang lebih baik dibandingkan performansi dari pengendali PI. Pada settling time, pengendali AMPC dapat mencapai setpoint jauh lebih cepat dibandingkan pengendali PI. Untuk maximum overshoot, pada produk atas pengendali AMPC lebih besar dari pengendali PI. Namun, untuk produk bawah pengendali AMPC memiliki maximum overshoot yang jauh lebih kecil dari pengendali PI. Untuk error steady state, kedua pengendali sudah memenuhi kriteria standar karakteristik respon sistem pengendali.

Selain settling time, maximum overshoot, dan error steady state terdapat juga index performansi yang digunakan yaitu IAE (*Integral Absolute Error*). IAE merupakan total luasan error dibagian bawah dan atas setpoint. Semakin kecil nilai IAE maka semakin bagus performansi dari pengendali tersebut. Perbandingan nilai IAE antara pengendali PI dan AMPC pada pengendalian produk atas dan produk bawah ialah sebagai berikut.

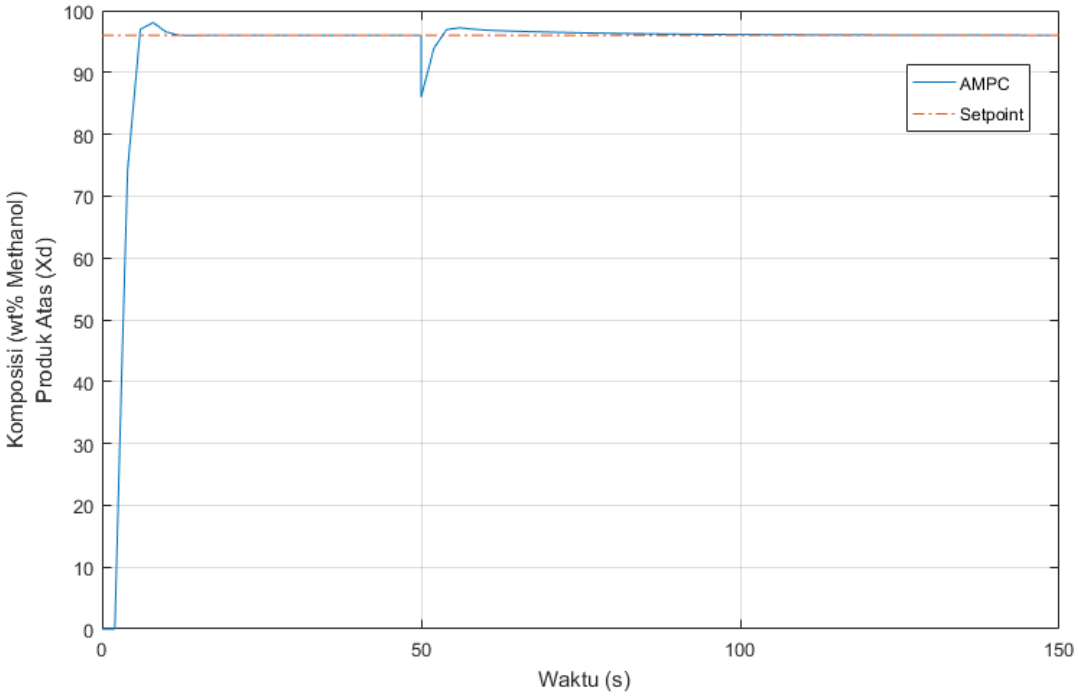
Tabel 4.4 Perbandingan indeks performansi IAE pada AMPC dan PI

	AMPC	**PI**
Produk Atas	337.6724	923.7812
Produk Bawah	1.4943	14.9849

Berdasarkan tabel 4.4 diatas, dapat dilihat nilai IAE pada pengendali AMPC jauh lebih rendah daripada pengendali PI. Hal ini menunjukkan performansi AMPC jauh lebih baik dibandingkan performansi pengendali konvensional PI.

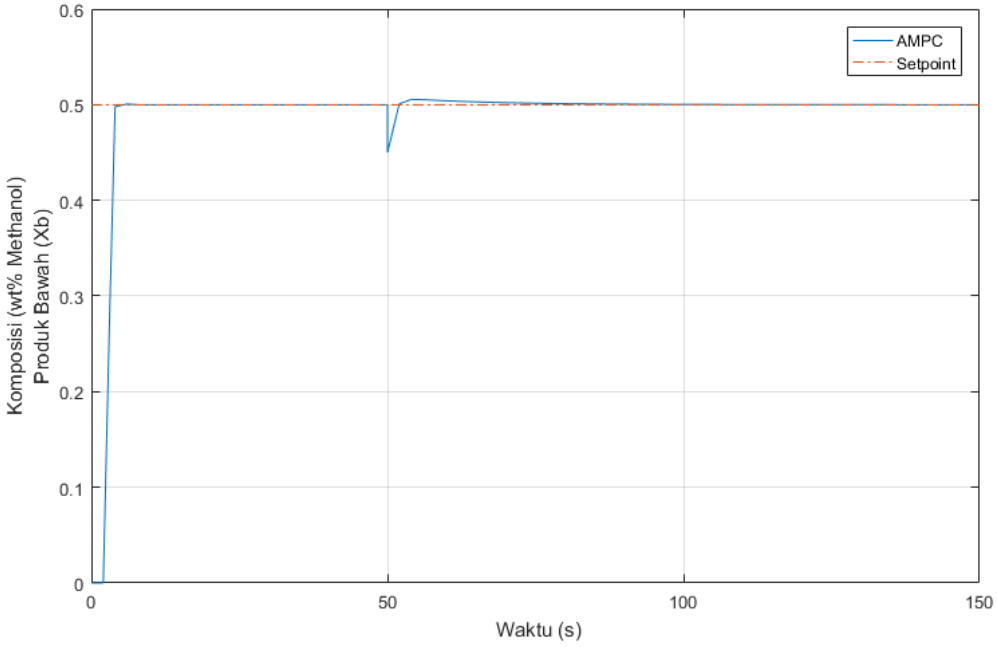
4.4 Uji disturbansi Pengendali AMPC

Uji disturbansi dilakukan untuk menguji performansi dari pengendali MPC. Pengujian dilakukan dengan melakukan perubahan komposisi pada sistem kontrol yang dianggap sebagai disturbansi. Pada Kolom distilasi sangat mungkin terjadinya perubahan komposisi pada produk atas maupun bawah yang disebabkan oleh perubahan komposisi aliran *feed* yang masuk. Adapun pada simulasi ini disturbansi disimulasikan dengan memberikan penurunan output sebesar 10% pada detik ke 50. Hasil respon yang didapatkan ialah sebagai berikut.



Gambar 4.7 Hasil Respon Uji Disturbansi Produk Atas

Pengendali yang baik mampu mengembalikan respon ke *setpoint* dengan waktu singkat ketika diberikan disturbansi. Dari respon pada gambar diatas dapat dilihat, ketika disturbansi diberikan sistem mampu mengembalikan respon ke *setpoint* dalam waktu 54 detik. Sedangkan untuk respon produk bawah ialah sebagai berikut.

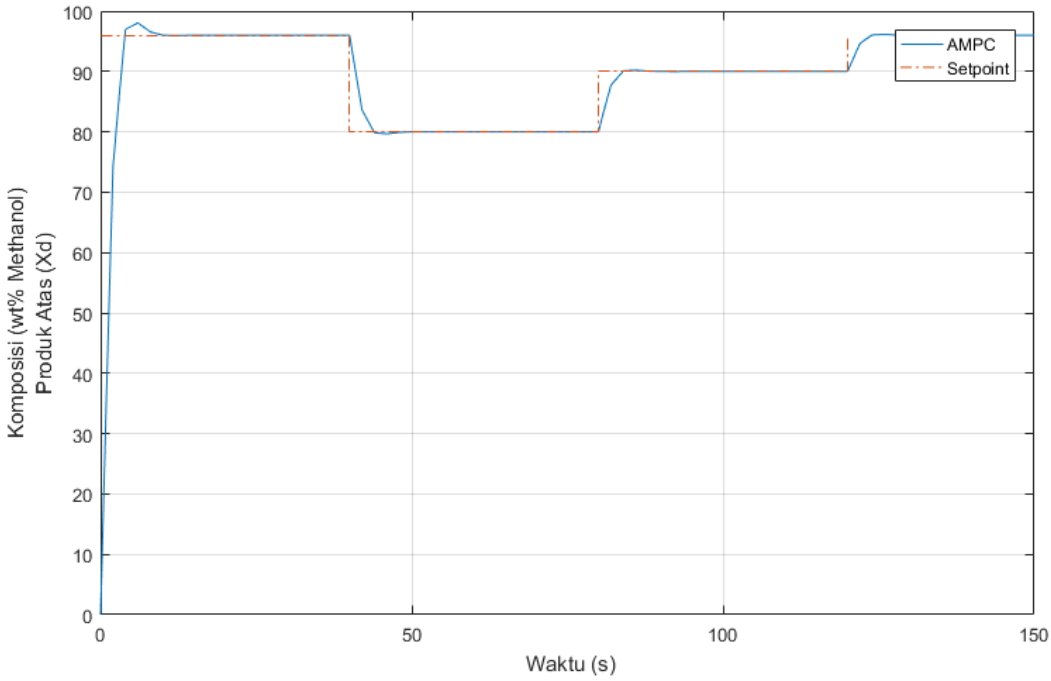


Gambar 4.8 Hasil Respon Uji Disturbansi Produk Bawah

Adapun untuk respon produk bawah, sistem mampu mengembalikan ke setpoint setelah diberikan disturbansi dalam waktu 42 detik. Dari respon produk atas dan produk bawah saat uji disturbansi, dapat disimpulkan bahwa sistem yang dirancang sudah cukup baik untuk mengatasi disturbansi ketika proses pada plant berjalan.

4.5 Uji Setpoint Tracking Pengendali AMPC

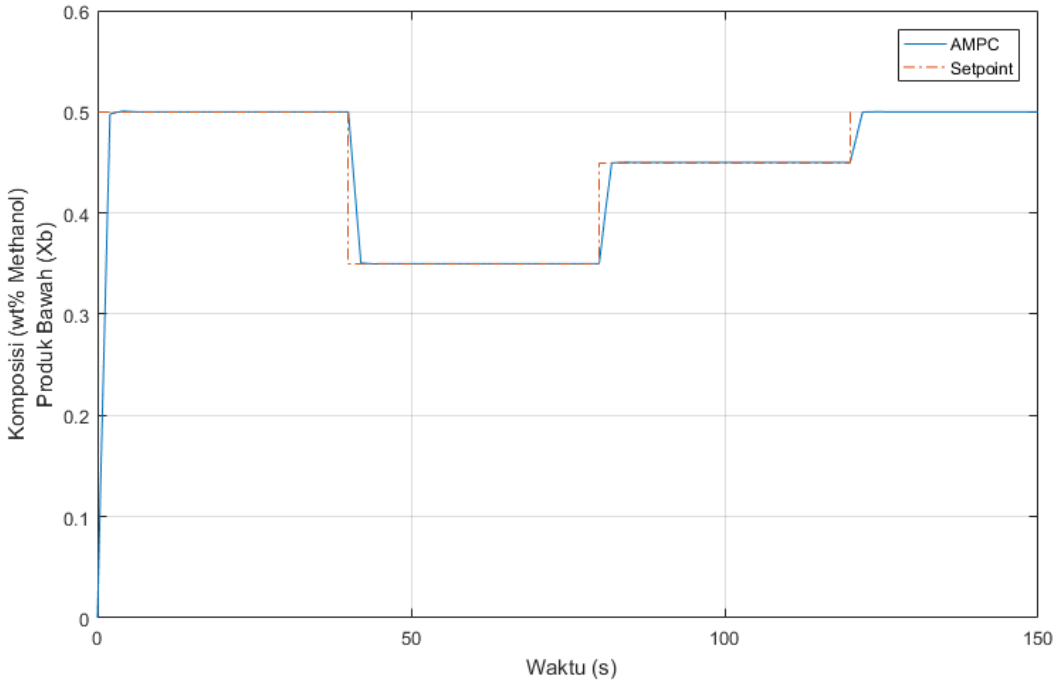
Setelah diketahui hasil respon dari uji disturbansi, selanjutnya dilakukan uji *setpoint tracking*. Uji *setpoint tracking* pada pengendali AMPC dilakukan untuk melihat apakah sistem dengan pengendali AMPC dapat mengikuti perubahan *setpoint* yang diberikan. Hasil respon untuk uji setpoint tracking pada produk atas dan produk bawah ialah sebagai berikut.



Gambar 4.9 Uji *Setpoint Tracking* Produk Atas

Dari gambar 4.5 dapat dilihat hasil respon uji *setpoint tracking* untuk produk atas. Setpoint awal yang diberikan ialah 96% dimana setpoint tersebut merupakan setpoint yang digunakan dalam keadaan normal. Terdapat tiga perubahan *setpoint* yang dilakukan dalam uji *setpoint tracking* ini dengan interval perubahan setpoint sebesar 40 detik. Yang pertama ialah penurunan *setpoint* menjadi 80%. Pada penurunan tersebut, sistem mampu mencapai nilai *setpoint* dalam waktu 8,8 detik. Kemudian *setpoint* dinaikkan menjadi 90% dan sistem mampu mencapai nilai

setpoint dalam waktu 7,6 detik. Dan yang terakhir *setpoint* dikembalikan lagi menjadi 96% dan sistem mencapai nilai setpoint dalam waktu 5 detik.



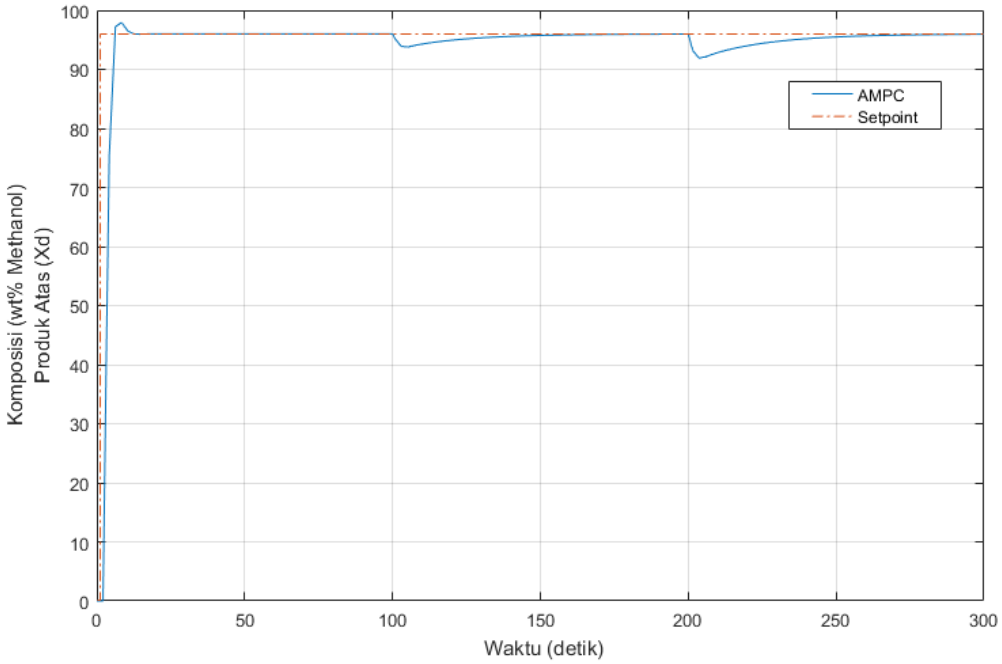
Gambar 4.10 Uji *Setpoint Tracking* Produk Bawah

Sedangkan untuk respon uji setpoint tracking produk bawah, setpoint awal yang diberikan ialah 0,5% dimana setpoint tersebut merupakan setpoint yang digunakan dalam keadaan normal. Sama seperti uji *setpoint tracking* produk atas, terdapat tiga perubahan *setpoint* yang dilakukan dalam uji *setpoint tracking* ini dengan interval perubahan setpoint sebesar 40 detik. Yang pertama ialah penurunan *setpoint* menjadi 0,35%. Pada penurunan tersebut, sistem mampu mencapai nilai *setpoint* dalam waktu 5,5 detik. Kemudian *setpoint* dinaikkan menjadi 45% dan sistem mampu mencapai nilai setpoint dalam waktu 4 detik. Dan yang terakhir *setpoint* dikembalikan lagi menjadi 0,5% dan sistem mencapai nilai setpoint dalam waktu 3 detik.

4.6 Uji perubahan model *plant*

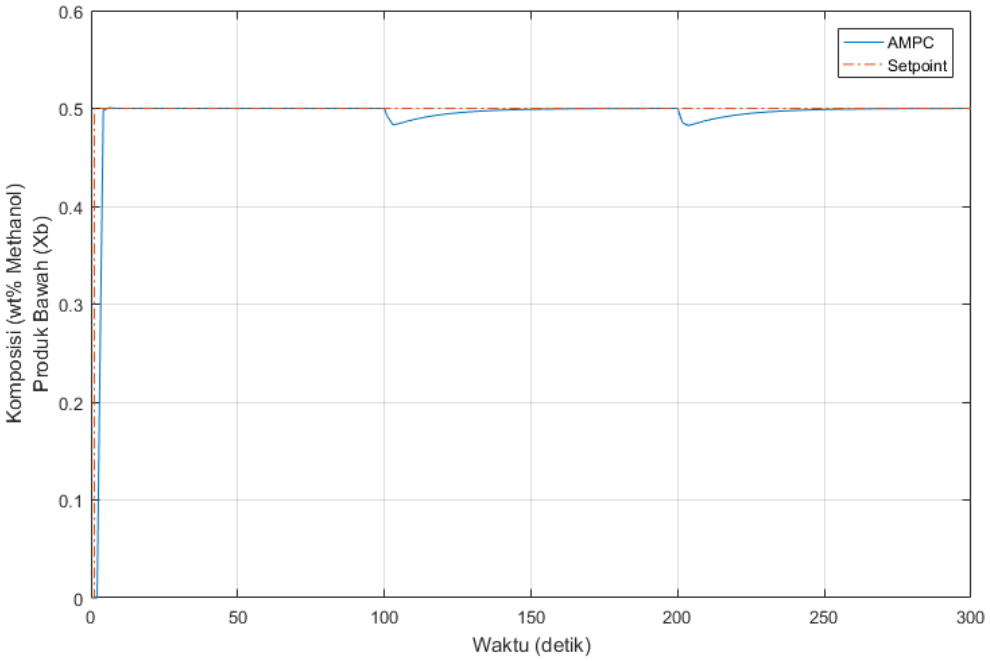
Uji perubahan model plant dilakukan untuk mengetahui apakah sistem pengendali AMPC yang dirancang sudah bersifat *adaptive.* Pengujian dilakukan dengan mengubah parameter-parameter *state space* dari model plant ketika simulasi

berjalan. Perubahan parameter dilakukan pada detik 100 dan 200. Adapun hasil respon uji perubahan model plant yang didapatkan ialah sebagai berikut:



Gambar 4.11 Uji Perubahan Model *Plant* Produk Atas

Pengendali *adaptive* MPC mampu menyesuaikan parameternya ketika terjadi perubahan pada model plant. Hal ini terbukti dari gambar 4.10, dimana ketika terjadi perubahan model plant pada detik 100 dan 200 pengendali AMPC mampu beradaptasi dan menyesuakan parameter-parameternya dengan model plant yang baru sehingga respon dapat kembali ke setpoint.



Gambar 4.12 Uji Perubahan Model *Plant* Produk Bawah

Sama seperti pada gambar 4.10, gambar diatas menunjukkan bahwa pengendali sudah mampu beradaptasi ketika terjadinya perubahan pada model *plant*. Dari kedua gambar tersebut, dapat disimpulkan bahwa pengendali AMPC yang dirancang sudah bersifat *adaptive*.

BAB V
KESIMPULAN

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil analisis yang telah dilakukan, kesimpulan dari tugas akhir ini adalah sebagai berikut:

a. Pengendali AMPC yang dirancang telah mampu menghasilkan performansi yang baik. Dengan nilai settling time sebesar 18 detik untuk produk atas dan 8 detik untuk produk bawah, max overshoot sebesar 2,05% untuk produk atas dan 0,12% untuk produk bawah, serta error steady state yang sangat kecil yaitu dibawah 0,01% untuk produk atas dan produk bawah.
b. Pengendali AMPC yang dirancang telah mampu mengatasi disturbansi, perubahan setpoint, dan bersifat adaptif. Hal ini dibuktikan dengan respon pengendali AMPC yang mampu mengembalikan ke *setpoint* awal ketika diberikan disturbansi dan perubahan plant model, serta mampu mencapai setpoint baru dalam waktu singkat ketika uji *setpoint tracking*.
c. Performansi Pengendali AMPC yang dirancang terbukti lebih baik daripada pengendali konvensional PI. Hal ini ditunjukkan oleh performansi respon dimana settling time, max overshoot, dan error steady state pengendali AMPC lebih baik dibandingkan performansi respon pengendali konvensional PI. Nilai IAE pengendali AMPC juga lebih kecil dari nilai IAE pengendali PI, dimana untuk produk bawah sebesar 1,4943 dan untuk produk atas sebesar 337,6724.

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR RUJUKAN

Abdullah, Z., Aziz, N., & Ahmad, Z. (2007). Nonlinear Modelling Application in Distillation Column. *Chemical Product and Process Modelling, III*(3).

Ahmad, A., & Wahid, A. (2007). Application of Model Predictive Control (MPC) Tuning Strategy in Multivariable Control of Distillation Column. *Reaktor, 11*(2), 66-70.

Bharathi, M., & Selvakumar, C. (2012). Dynamic Modeling, Simulation and Control of MIMO Systems. *International Journal of Advanced Research in Electrical, Electronics and Instrumentation Engineering*, 71-84.

Bordons, C., & Camacho, E. F. (1999). *Model Predictive Control.* Sevilla: Springer-Verlag London Limited.

Buckley, P. S., Luyben, W. L., & Shunta, J. P. (1985). *Design of Distillation Column Control Systems.* North Carolina: Arnold.

Dougherty, D. (2002). A Practical Multiple Model Adaptive Strategy for Multivariable Model Predictive Control. *Control Engineering Practice*, 649-664.

Halvorsen, I. J., & Skogestad, S. (2011). Energy Efficient Distillation. *Natural Gas Science Engineering, 3*(4), 571-580.

Han, J., hu, y., & Dian, S. (2008). The State-of-the-art of Model Predictive Control in Recent Years. *Material Science and Engineering*.

Huang, H., & Riggs, J. B. (2002). Comparison of PI and MPC for control of a gas recovery unit. *Journa Of Process Control 12*, 163-173.

Joe Qin, S., Thomas, A., & Badgwell. (2003). A survey of industrial model predictive control technology. *Control Engineering Practice II*, 733-764.

Kim, J. S. (2010). Recent Advances in Adaptive MPC. *International Conference on Control, Automation and Systems*, (pp. 218-222). Gyeonggi Do.

KSP, K., & Effendie, R. (2017). Perancangan Kontroler Neural Network Pi untuk Sistem Pengaturan Level dengan Metode Decoupling Pada Plant Coupled Tank. *JURNAL TEKNIK ITS, 6*(1), F13-F17.

Luyben, W. L. (2014). *Distillation Control.* Bethlehem: Elsevier Inc.

Manimaran, M., Arumugam, A., Balasubramanian, G., & Ramkumar, K. (2013). Optimization and composition control of Distillation column using MPC. *International Journal of Engineering and Technology (IJET), 5*(2), 1224-1230.

Nevetha, P. B., & Suresh, M. (2016). Design of Decoupler and Performance Analysis of Distillation Column. *INTERNATIONAL JOURNAL OF INNOVATIVE RESEARCH IN ELECTRICAL, ELECTRONICS, INSTRUMENTATION AND CONTROL ENGINEERING*, 40-43.

Nicholas Ang, G. J., Huang, L., & Min Lim, C. (2018). Artificial Neural Network-Based Controllers for A Continuous Stirred Tank Heater Process. *Conference on Control, Automation, Robotics and Vision (ICARCV)*, (pp. 1414-1419). Singapore.

Pirola, C. (2019). Learning Distillation By A Combined Experimental and Simulation Approach in A Three Steps Laboratory : Vapor Pressure, Vapor Liquid Equilibria and Distillation Column. *Education For Chemical Engineer, 28*, 54-56.

Pirola, C. (2019). Learning Distillation By A Combined Experimental and Simulation Approach in A Three Steps Laboratory : Vapor Pressure, Vapor-Liquid Equilibria and Distillation Column. *Education for Chemical Engineers, 28*, 54-56.

Shukla, G. (2017). Study the Dynamic Behaviour of Distillation Column with Fundamental Modelling and Simulation by MATLAB. *International Journal of Engineering Research & Technology, VI*(04), 800-807.

Syaifuddin, W. H., Subchan, & Rochmati, E. (2015). Penerapan Model Predictive Control (MPC) Pada Optimasi Portofolio Saham. *Prosiding Seminar Nasional Matematika dan Pendidikan Matematika 2015.* Surabaya.

Vhora, H., & Patel, J. (2016). Design of Static and Dynamic Decoupler forCoupled Quadruple Tank Level System. *NIRMA UNIVERISTY JOURNAL OF ENGINEERING AND TECHNOLOGY*, 8-12.

Wahyudi, Bagas Wara, B., & Setiyono, B. (2017). KINERJA KONTROLER INTERNAL MODEL KONTROL (IMC) PADA PLANT FIRST ORDER PLUS DEAD TIME (FOPDT). *TRANSMISI*, 58-64.

Wolw, A. (1995). Operation of Integrated Three-Product (Petlyuk0 Distillation Column. *1962*, 2094-2103.

Wood, R. K., & Berry, M. W. (1973). Terminal composition control of a binary distillation column. *Chemical Engineering Science, 28*, 1707-1717.

Halaman ini sengaja dikosongkan

LAMPIRAN A

Source Code untuk mencari State Space

```
%Masukkan Fungsi Transfer
g11 = tf(12.8,[16.7 1],'IOdelay',1.0,'TimeUnit','minutes');
g12 = tf(-18.9,[21.0 1],'IOdelay',3.0,'TimeUnit','minutes');
g21 = tf(6.6,[10.9 1],'IOdelay',7.0,'TimeUnit','minutes');
g22 = tf(-19.4,[14.4 1],'IOdelay',3.0,'TimeUnit','minutes');

%Atur Posisi Matriks
DC = [g11 g12 ;
      g21 g22];

sys=ss(DC)
```

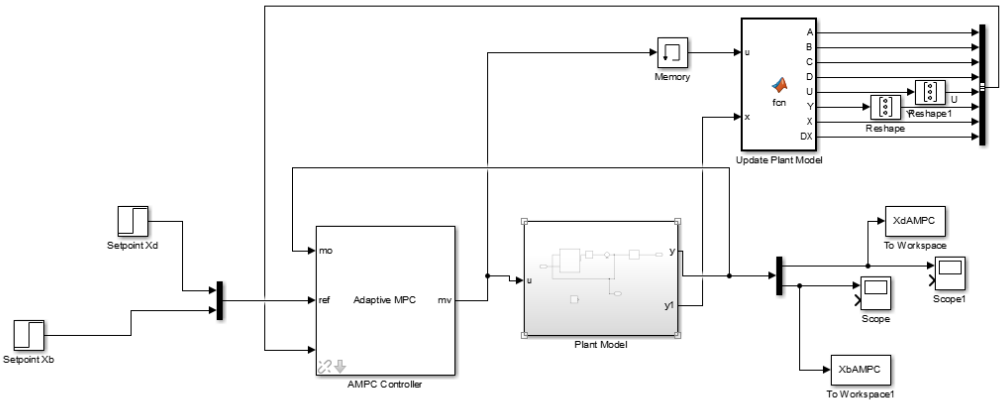
LAMPIRAN B

Source Code untuk Plant Model Updates

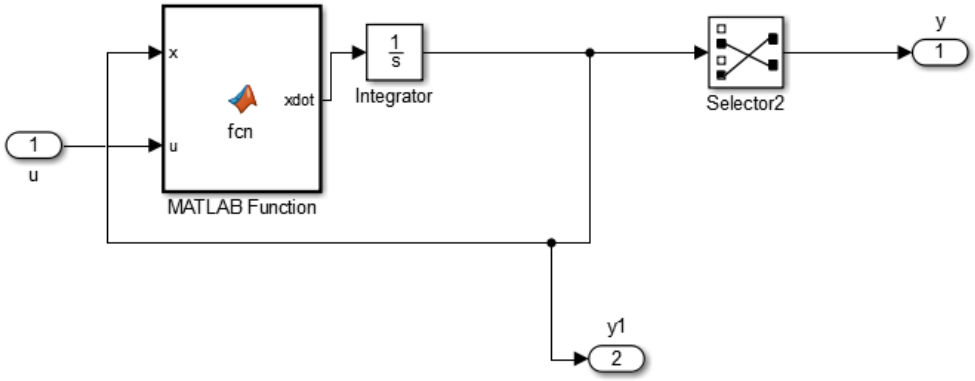
```
function [A,B,C,D,U,Y,X,DX] = fcn(u,x)

Ts = 2.1;

Ac = [ -0.05988         0          0          0;
             0  -0.09174          0          0;
             0          0  -0.04762          0;
             0          0          0  -0.06944 ];

Bc = [1    0;
      1    0;
      0    1;
      0    1];

Cc = [ 0.7665        0     -0.9         0;
            0   0.6055         0    -1.347];

Dc = [0  0;0  0];

% Generate discrete-time model
nx = size(Ac,1);
nu = size(Bc,2);
M = expm([[Ac Bc]*Ts; zeros(nu,nx+nu)]);
A = M(1:nx,1:nx);
B = M(1:nx,nx+1:nx+nu);
C = Cc;
D = Dc;

% Nominal conditions for discrete-time plant
X = x;
U = u;
Y = C*x + D*u;
DX = A*x+B*u-x;
```

LAMPIRAN C

Tampilan Skema Rancangan Model dan Pengendali pada Simulink



Gambar C.1 Rancangan Pengendalian AMPC pada Kolom Distilasi



Gambar C.2 Plant Model

BIODATA PENULIS

Ahmad Auril Barelvi merupakan nama lengkap penulis dengan nama panggilannya, Auril. Penulis dilahirkan di Banda Aceh, pada tanggal 29 September 1998 sebagai anak dari pasangan Bapak Wahyu Hadi Sulistyawan dan Ibu Yuli Hafrila. Penulis merupakan anak kedua dari dua bersaudara. Riwayat pendidikan penulis adalah: SDN 036 Balikpapan (tahun 2004-2006), SDN 16 Banda Aceh (2006-2010), SMPN 06 Banda Aceh (2010-2013), SMAN Modal Bangsa Aceh (2013-2016), dan mengawali perkuliahan di Departemen teknik Fisika ITS pada tahun 2016. Selama perkuliahan, penulis aktif sebagai anggota tim robotika ITS dan sebagai asisten Laboratorium Workshop Instrumentasi Teknik Fisika ITS. Bagi pembaca yang memiliki kritik, saran atau ingin berdiskusi lebih lanjut mengenai tugas akhir ini, maka dapat menghubungi penulis melalui *email:* ahmadauril.aa@gmail.com