



TUGAS AKHIR - TF 141581

**PERANCANGAN SISTEM KONTROL PREDIKTIF
PADA SISTEM *GAS REFORMING* UNIT AMONIA
PABRIK 5 PT. PUPUK KALTIM DENGAN
STRUKTUR *CENTRALIZED***

Febryn Pradana Rifanda Putra
NRP. 2413 100 040

Dosen Pembimbing
Dr.Katherin Indriawati, S.T., M.T.

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

Halaman ini sengaja dikosongkan



FINAL PROJECT- TF 141581

***DESIGN OF PREDICTIVE CONTROL SYSTEM
ON GAS REFORMING SYSTEM AMONIA UNIT
PABRIK 5 PT. PUPUK KALTIM WITH
CENTRALIZED STRUCTURE***

Febryn Pradana Rifanda Putra
NRP. 2413 100 040

Supervisor
Dr.Katherin Indriawati, S.T., M.T.

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

Halaman ini sengaja dikosongkan

LEMBAR BEBAS PLAGIASI

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Febryn Pradana Rifanda Putra

NRP : 2413100040

Departemen : Teknik Fisika FTI – ITS

Dengan ini menyatakan bahwa tugas akhir saya berjudul
“Perancangan Sistem Kontrol Prediktif Pada Sistem Gas Reforming
Unit Amonia Pabrik 5 PT. Pupuk Kaltim Dengan Struktur
Centralized”

adalah bebas dari 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, 25 Juli 2017
Yang membuat pernyataan



Ferbyn Pradana Rifanda Putra
NRP. 2413 100 040

Halaman ini sengaja dikosongkan

LEMBAR PENGESAHAN

**PERANCANGAN SISTEM KONTROL PREDIKTIF PADA
SISTEM *GAS REFORMING* UNIT AMONIA PABRIK 5 PT.
PUPUK KALTIM DENGAN STRUKTUR *CENTRALIZED***

TUGAS AKHIR

Oleh :

Febryn Pradana R P

NRP : 2412 100 052

Surabaya, 27 Juli 2017

Mengetahui

Dosen Pembimbing



Dr. Katherin Indriawati, S.T., M.T.

NIP. 19760523 200012 2 001

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



Agus Muhammad Hatta, ST, Msi, Ph.D

NIPN. 19780902 200312 1 002

Halaman ini sengaja dikosongkan

**PERANCANGAN SISTEM KONTROL PREDIKTIF PADA
SISTEM *GAS REFORMING* UNIT AMONIA PABRIK 5 PT.
PUPUK KALTIM DENGAN STRUKTUR *CENTRALIZED***

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
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :

FEBRYN PRADANA RIFANDA PUTRA
NRP. 2413 100 040

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

1. Dr. Katherin Indriawati, S.T., M.T..........(Pembimbing)
2. Dr. Bambang L. Widjiantoro, S.T., M.T..........(Penguji I)
3. Andi Rahmadiansah, S.T., M.T..........(Penguji II)
4. Dr.rer.nat.Ir. Aulia M. T. Nasution, M.Sc..........(Penguji III)

SURABAYA

JULI 2017

Halaman ini sengaja dikosongkan

PERANCANGAN SISTEM KONTROL PREDIKTIF PADA SISTEM GAS *REFORMING* UNIT AMONIA PABRIK 5 PT. PUPUK KALTIM DENGAN STRUKTUR *CENTRALIZED*

Nama Mahasiswa : Febryn Pradana Rifanda Putra
NRP : 2413100040
Jurusan : Teknik Fisika FTI-ITS
Dosen Pembimbing : Dr. Katherin Indriawati, S.T., M.T.

Abstrak

Saat ini, permintaan pupuk yang semakin meningkat dihadapkan dengan ketersediaan gas alam yang terbatas dan mahal sehingga menuntut pabrik penghasil pupuk untuk memiliki sistem dengan performansi yang baik dan proses dapat berjalan optimal. Oleh karena itu, diperlukan strategi kontrol yang tepat pada *plant* untuk mencapai tujuan tersebut. Sistem kontrol prediktif dengan struktur *centralized* merupakan strategi kontrol yang dapat memberikan sinyal kontrol optimal secara langsung pada *plant*. Dengan kata lain, sistem kontrol PI pada *plant* digantikan oleh sistem kontrol prediktif. Pada makalah ini dirancang yaitu sebuah sistem pengendalian prediktif untuk mengontrol variabel proses di sistem gas reforming berupa temperatur keluaran gas *superheater* dengan memanipulasi laju gas proses yang masuk ke *superheater* dan temperatur gas keluaran *preheater* dengan memanipulasi laju feedwater *preheater*. Algoritma kontrol prediktif yang digunakan adalah algoritma Model *Predictive Control* (MPC). Algoritma MPC yang dirancang menggunakan parameter kontrol horizon prediksi (HP) sebesar 50, horizon kontrol (HU) sebesar 1, rate weight untuk input 1 dan 2 adalah 0.092312 dan output weight untuk input 1 dan 2 adalah 1.0833. Dari hasil penelitian, diperoleh hasil bahwa sistem kontrol prediktif menghasilkan *error* pengendalian yang lebih kecil pada kondisi normal maupun uji. Ketika sistem mendapatkan perubahan beban, MPC mampu menjaga variabel proses pada *set point* dan menghemat *operational cost* sebesar 2%(Rp. 2,88 jt/jam) dibandingkan sistem kontrol PI.

Kata Kunci : Sistem *Gas reforming*, *MPC*, Optimisasi, Respon Sistem Kontrol, *Operational cost*.

DESIGN OF PREDICTIVE CONTROL SYSTEM ON GAS REFORMING SYSTEM AMONIA UNIT PABRIK 5 PT. PUPUK KALTIM WITH CENTRALIZED STRUCTURE

Name : *Febryn Pradana Rifanda Putra*
NRP : *2413100040*
Department : *Department of Engineering Physics*
Supervisor : *Dr. Katherin Indriawati, S.T., M.T.*

Abstract

Currently, the increasing demand for fertilizer is faced with the availability of limited and expensive natural gas that requires fertilizer-producing factories to have a system with a good performance and process can run optimally. Therefore, a proper control strategy is needed in the plant to achieve that goal. A predictive control system with a centralized structure is a control strategy that can provide an optimal control signal directly to the plant. In other words, the PI control system of the plant is replaced by a predictive control system. In this paper, a predictive control system is designed to control process variables in the gas reforming system in the form of superheater gas output temperature by manipulating the process gas rate into the superheater and preheater gas temperature by manipulating the feedwater preheater rate. The predictive control algorithm used is the Predictive Control Model (MPC) algorithm. The MPC algorithm designed using predictive horizon (HP) control parameters is 50, the control horizon (HU) of 1, the weight rate for inputs 1 and 2 is 0.092312 and the output weight for inputs 1 and 2 is 1.0833. From the results of the research, the results obtained that the predictive control system produces smaller control error under normal conditions or test. When the system gets load changes, MPC is able to maintain process variables on set point and save operational cost of 2% (Rp 2.88 jt / hour) compared to PI control system.

Keywords : *Gas reforming System, MPC, Optimization, Control System Respond, Operational cost.*

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 KONTROL PREDIKTIF PADA SISTEM GAS REFORMING UNIT AMONIA PABRIK 5 PT. PUPUK KALTIM DENGAN STRUKTUR *CENTRALIZED*”

Perkenankan saya menyampaikan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Bapak Agus Muhammad Hatta, ST, Msi, Ph.D selaku ketua jurusan Teknik Fisika FTI-ITS Surabaya.
2. Bapak Dr. Katherin Indriawati, S.T., M.T.selaku dosen pembimbing tugas akhir yang dengan sabar memotivasi dan membimbing penulis untuk menyelesaikan tugas akhir.
3. Bapak Ir. Sarwono, M.M. selaku dosen wali dengan sabar memotivasi dan membimbing penulis selama kuliah di Teknik Fisika.`
4. Segenap Bapak/Ibu dosen pengajar dan karyawan di Departemen Teknik Fisika.
5. Ayahanda Juwari dan Ibunda Fatikah yang telah memberikan segalanya pada penulis.
6. Rekan-rekan Asisten, Alumni dan Sahabat Laboratorium Pengukuran Fisis yang selalu ceria.
7. Aulia Faradiba dan Yelinda Asianingsih yang telah memberikan dukungan penuh terhadap penyelesaian tugas akhir ini.
8. Rekan-rekan TF-2013 dan warga Teknik Fisika yang senantiasa memberikan motivasi dan perhatian.
9. Teman-teman seperjuangan TA yang rela berbagi beban dan saling membantu dalam penyelesaian laporan tugas akhir ini.

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, 25 Juli 2017

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
LEMBAR BEBAS PLAGIASI	v
LEMBAR PENGESAHAN	vii
ABSTRAK	xi
ABSTRACT	xiii
KATA PENGANTAR	xv
DAFTAR ISI	xvii
DAFTAR GAMBAR	xix
DAFTAR TABEL	xxi
BAB IPENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Rumusan Masalah	3
1.3 Tujuan	3
1.4 Batasan Masalah.....	3
1.5 Sistematika Laporan.....	4
BAB II DASAR TEORI	5
2.1 Proses Produksi Amonia	5
2.2 Pemodelan Matematis Unit Sistem Gas Reforming	10
2.3 <i>Sistem Kontrol Prediktif dengan Struktur Centralized</i>	14
2.4 <i>Algoritma Model Predictive Control (MPC)</i>	16
BAB III METODOLOGI PENELITIAN	31
3.1 Alur Penelitian	31
3.2 Pemodelan Sistem Gas Reforming	33
3.3 Perancangan Sistem Kontrol Prediktif dengan Struktur <i>centralized</i> untuk Mengoptimalkan Proses pada Sistem Gas Reforming	41
3.4 Uji Performansi Sistem Kontrol Prediktif dengan Struktur <i>Centralized</i>	48
BAB IV ANALISIS DATA DAN PEMBAHASAN	51

4.1	Hasil Simulasi.....	51
4.2	Hasil Uji Sistem Kontrol.....	56
4.3	Perhitungan Penghematan <i>Operational cost</i>	69
BAB V KESIMPULAN DAN SARAN.....		79
5.1	Kesimpulan	79
5.2	Saran	79
DAFTAR PUSTAKA		81
BIODATA PENULIS		

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Blok <i>flow</i> diagram pembuatan amonia.....	6
Gambar 2.2 Blok flow diagram sistem gas reforming	8
Gambar 2.3 Skema pertukaran panas unit penukar panas	10
Gambar 2.4 Skema unit reaktor	13
Gambar 2.5 Sistem kontrol prediktif dengan struktur <i>centralized</i> pada suatu <i>plant</i>	15
Gambar 2.6 Struktur dasar kontroler MPC	17
Gambar 2.7 Strategi kontrol MPC	18
Gambar 2.8 Diagram blok sistem kontrol prediktif	19
Gambar 2.9 Output proses dan pengendali terpediksi.....	20
Gambar 2.10 Diagram alir algoritma MPC	30
Gambar 3.1 Diagram alir perancangan sistem kontrol prediktif dengan struktur <i>centralized</i>	32
Gambar 3.2 Diagram blok sistem kontrol PI pada sistem gas reforming PT Pupuk Kaltim.	40
Gambar 3.3 Skema sistem kontrol prediktif dengan struktur <i>centralized</i> pada Sistem Gas reforming PT Pupuk Kaltim	42
Gambar 3.4 Diagram blok sistem kontrol prediktif dengan struktur <i>centralized</i> pada Sistem Gas reforming PT Pupuk Kaltim	43
Gambar 3.5 Diagram alir pembuatan algoritma MPC	48
Gambar 4. 1 Respon <i>open loop</i> temperatur gas <i>superheater</i>	51
Gambar 4. 2 Respon <i>open loop</i> temperatur gas <i>preheater</i>	52
Gambar 4. 3 Respon <i>Close loop</i> (PI) temperatur gas <i>superheater</i>	53
Gambar 4. 4 Respon <i>Close loop</i> (PI) temperatur gas <i>preheater</i>	53
Gambar 4. 5 Respon <i>Close loop</i> (MPC) temperatur gas <i>superheater</i>	55
Gambar 4. 6 Respon <i>Close loop</i> (MPC) temperatur gas <i>preheater</i>	55
Gambar 4. 7 Uji <i>tracking set point</i> (PI) temperatur gas <i>superheater</i>	57
Gambar 4. 8 Uji <i>tracking set point</i> (PI) temperatur gas <i>preheater</i>	58
Gambar 4. 9 Uji <i>tracking set point</i> (MPC) temperatur gas <i>superheater</i>	59

Gambar 4. 10 Uji <i>tracking set point</i> (MPC) temperatur gas <i>preheater</i>	59
Gambar 4. 11 Uji beban naik (PI) temperatur gas <i>superheater</i>	61
Gambar 4. 12 Uji beban naik (PI) temperatur gas <i>preheater</i>	61
Gambar 4. 13 Uji beban naik (MPC) temperatur gas <i>superheater</i>	62
Gambar 4. 14 Uji beban naik (MPC) temperatur gas <i>preheater</i>	62
Gambar 4. 15 Uji beban turun (PI) temperatur gas <i>superheater</i>	64
Gambar 4. 16 Uji beban turun (PI) temperatur gas <i>preheater</i>	64
Gambar 4. 17 Uji beban turun (MPC) temperatur gas <i>superheater</i>	65
Gambar 4. 18 Uji beban turun (MPC) temperatur gas <i>preheater</i>	65
Gambar 4. 13 Uji <i>noise</i> (PI) temperatur gas <i>superheater</i>	67
Gambar 4. 20 Uji <i>noise</i> (PI) temperatur gas <i>preheater</i>	67
Gambar 4. 21 Uji <i>noise</i> (MPC) temperatur gas <i>superheater</i>	68
Gambar 4. 22 Uji <i>noise</i> (MPC) temperatur gas <i>preheater</i>	68
Gambar 4. 23 Perubahan laju gas proses pada <i>Superheater</i> kondisi normal	70
Gambar 4. 24 Perubahan laju <i>feed water</i> pada <i>Preheater</i> kondisi normal	70
Gambar 4. 25 Perubahan laju gas proses pada <i>Superheater</i> kondisi <i>tracking</i>	72
Gambar 4. 26 Perubahan laju <i>feed water</i> pada <i>Preheater</i> kondisi <i>tracking</i>	72
Gambar 4. 27 Perubahan laju gas proses pada <i>Superheater</i> kondisi beban naik.....	74
Gambar 4. 28 Perubahan laju <i>feed water</i> pada <i>Preheater</i> kondisi beban naik.....	74
Gambar 4. 29 Perubahan laju gas proses pada <i>Superheater</i> kondisi beban turun.....	76
Gambar 4. 30 Perubahan laju <i>feed water</i> pada <i>Preheater</i> kondisi beban turun.....	76

DAFTAR TABEL

Tabel 3.1 Nilai parameter model <i>superheater</i>	33
Tabel 3.1 Nilai parameter model HTS.....	37
Tabel 3.3 Nilai parameter model <i>Steam generator</i>	37
Tabel 3.4 Nilai parameter model waste heat boiler dan hp <i>superheater</i>	38
Tabel 4.1 Perbandingan data proses model dengan <i>real pant</i>	54
Tabel 4. 2 Parameter hasil simulasi pada keadaan normal.....	56
Tabel 4. 3 Parameter hasil uji <i>tracking set point</i> naik.....	59
Tabel 4. 4 Parameter hasil uji <i>tracking set point</i> turun	60
Tabel 4. 5 Parameter hasil uji beban naik	63
Tabel 4. 6 Parameter hasil uji beban turun	66

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Sektor pertanian adalah sektor yang penting dalam pembangunan ekonomi suatu negara, terutama negara agraris seperti Indonesia. Seperti yang disebutkan dalam salah satu sumber, diperlukannya revitalisasi sektor pertanian untuk mencapai target pemerintah Indonesia dalam pertumbuhan ekonomi [1]. Untuk menunjang revitalisasi sektor pertanian ini diperlukannya pengembangan dari sektor pertanian. Salah satu cara untuk mengembangkan sektor pertanian adalah tersedianya pupuk yang cukup bagi sektor pertanian di Indonesia. Hal ini yang membuat berdirinya PT Pupuk Kaltim di Kota Bontang, Kalimantan Timur sebagai salah satu penyedia kebutuhan pupuk di Indonesia. Perusahaan ini merupakan perusahaan *petrochemical* terbesar di Indonesia yang memproses gas alam menjadi amonia dan urea [2].

Pada PT Pupuk Kalimantan Timur tepatnya di Pabrik 5 terdapat unit amonia, unit ini menghasilkan produk berupa amonia dan CO₂ [2]. Produk yang dihasilkan dari unit amonia ini adalah bahan baku pembuatan pupuk urea. Bahan baku yang diproses pada unit amonia ini adalah *natural gas* dan diproses melalui beberapa tahap. Dalam setiap tahap tersebut banyak variabel yang dikontrolkan agar proses berlangsung sesuai hasil desain, seperti tekanan, suhu, *flow* dan level. Dari proses yang berlangsung selama ini sistem pengendalian konvensional sudah mampu mengendalikan variabel proses mendekati *set point* yang diberikan. Dalam keadaan tertentu, terdapat peluang-peluang untuk meningkatkan proses produksi lebih optimal.

Proses produksi yang optimal adalah proses yang menghasilkan produk maksimal dengan sumber daya seminimal mungkin. Untuk mengoptimalkan proses di

industri perlu diselesaikan dengan cara optimasi. Menurut Doris Saez dan Andrzej Ordys (2006) untuk menyelesaikan masalah optimasi bisa dilakukan dengan mengubah strategi kontrol. Perubahan strategi kontrol untuk mencapai kondisi optimal bisa dilakukan dengan memberikan *set point* optimal pada sistem kontrol konvensional yang ada atau dengan mengganti sistem kontrol konvensional yang ada dengan sistem kontrol optimal [3]. Sistem kontrol optimal bekerja berdasarkan *cost function* yang diminimalkan. Setiap perubahan variabel pada sistem akan diproses berdasar *cost function* sehingga diperoleh sinyal kontrol yang optimal. Salah satu sistem pengendalian optimal yang sering dipakai di industri adalah sistem kontrol prediktif.

Algoritma sistem kontrol prediktif yang sering digunakan adalah *Model predictive control* (MPC), MPC termasuk dalam kategori konsep perancangan pengendali berbasis model proses, model proses digunakan secara eksplisit untuk mendisain pengendali, dengan meminimumkan suatu fungsi kriteria. Penggunaan model proses secara eksplisit ini digunakan untuk memprediksi keluaran proses yang akan datang didalam rentang waktu tertentu (*horizon*). Hingga saat ini banyak sekali dijumpai keberhasilan aplikasi pengendali prediktif bukan hanya didalam industri proses, tetapi juga aplikasi pengendalian lengan robot, biomedik, industri semen, kolom destilasi, generator servo, dan lain-lain. Kinerja yang memuaskan dari hasil aplikasi tersebut menunjukkan kapasitas MPC berefisiensi tinggi serta mampu beroperasi selama periode waktu yang lama dengan berbagai intervensi [4] Pada tugas akhir ini MPC akan digunakan untuk menggantikan sistem kontrol konvensional yang ada pada sistem *gas reforming*.

Mengendalikan *plant* yang luas seperti sistem *gas reforming* diperlukan suatu sistem kontrol dengan struktur *centralized* atau *decentralized*. Struktur *centralized* bekerja

dengan memberikan sinyal kontrol optimal langsung pada *plant* tanpa melalui sistem kontrol konvensional. Sedangkan struktur *decentralized* memberikan *set point* optimal kepada sistem kontrol konvensional yang terpasang. MPC yang dijelaskan sebelumnya merupakan sistem kendali *plant wide control* dengan metode *centralized*. Pada tugas akhir ini akan dirancang sistem prediktif kontrol dengan struktur *centralized* pada sistem *gas reforming* unit amonia Pabrik 5 PT Pupuk Kaltim untuk memaksimalkan produksi CO₂ dan H₂ dengan *resource* seminimal mungkin.

1.2 Rumusan Masalah

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

- a. Bagaimana merancang struktur kontrol *centralized* untuk meningkatkan efisiensi penggunaan *natural gas* pada sistem *Gas reforming*.
- b. Bagaimana merancang algoritma kontrol prediktif dengan struktur *centralized* yang dapat menghasilkan sinyal kontrol optimal untuk sistem *Gas reforming*.

1.3 Tujuan

Berdasarkan rumusan masalah, maka tujuan dari penelitian tugas akhir ini adalah merancang sistem kontrol prediktif dengan struktur *centralized* yang dapat mengoptimalkan sistem *Gas reforming* pada unit amonia Pabrik 5 unit amonia PT. Pupuk Kalimantan Timur.

1.4 Batasan Masalah

Batasan masalah dalam tugas akhir ini antara lain:

- a. *Plant* yang ditinjau adalah pabrik 5 unit amonia PT. Pupuk Kalimantan Timur pada proses awal sampai dengan proses *Carbon Monoxide Shift Converter*.
- b. Variabel yang di kontrol adalah temperatur gas proses pada *Superheater* dengan memanipulasi laju gas proses dan

temperatur gas keluaran *Preheater* dengan memanipulasi laju gas *feed water*.

- c. Pemodelan *plant* dilakukan berdasarkan data proses dan data desain pada pabrik 5 unit amonia PT. Pupuk Kalimantan Timur.

1.5 Sistematika Laporan

Secara sistematis, laporan tugas akhir ini tersusun dalam lima bab dengan penjelasan sebagai berikut :

BAB I Pendahuluan

Bab ini berisi latar belakang, rumusan masalah, tujuan, lingkup kerja, dan sistematika laporan dari tugas akhir.

BAB II Dasar Teori

Bab ini berisi tentang teori yang digunakan untuk menyelesaikan penelitian ini. Teori tersebut meliputi proses pada sistem *gas reforming*, pemodelan *plant* sistem *gas reforming*, algoritma MPC dan optimisasi menggunakan MPC.

BAB III Metodologi Penelitian

Pada bab ini dijelaskan tentang langkah-langkah dan tahapan penelitian dimulai dari pemodelan sistem *gas reforming*, dan merancang MPC kontroler.

BAB IV Analisis Data dan Pembahasan

Berisi tentang analisis hasil perancangan MPC dibandingkan dengan hasil perancangan kontrol konvensional.

BAB V Kesimpulan dan Saran

Bab ini memaparkan kesimpulan dan saran terkait dengan tugas akhir yang telah dilaksanakan.

BAB II

DASAR TEORI

2.1 Proses Produksi Amonia

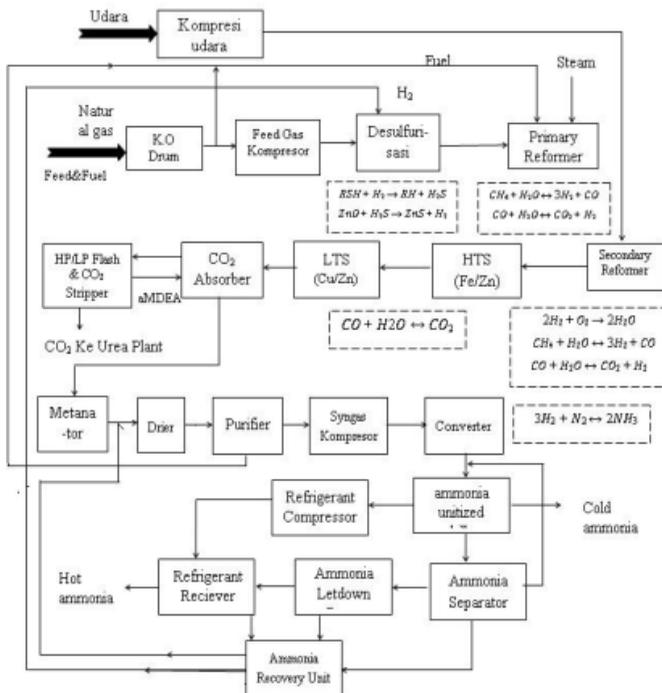
Amonia adalah senyawa kimia yang disusun oleh nitrogen dan hidrogen. Amonia digunakan sebagai bahan mentah dalam industri kimia. Bahan baku pembuatan amonia adalah gas alam. Gas alam pembentuk amonia memiliki komposisi utama metana (CH_4) sekitar 80% dan Karbon dioksida (CO_2) sekitar 10%. Untuk mengubah gas alam menjadi *amonia* diperlukan teknologi pemrosesan, salah satu teknologi pembuatan *amonia* adalah teknologi *Kellog Brown and Root (KBR)*.

Pembuatan amonia memiliki tahap proses produksi yang panjang. Secara garis besarnya proses pembuatan amonia dibagi menjadi beberapa unit tahapan yang berurutan. Pembuatan amonia diawali dengan memroses gas alam pada unit yang berfungsi membersihkan gas alam dari kotoran (*impurities*), unit ini disebut *Feed Treating Unit*. Selanjutnya gas alam yang sudah bersih dari kotoran akan di proses pada *Reforming Unit* atau *Gas reforming*. Unit ini akan mencampur gas alam dengan uap air dan dipanaskan. Sehingga dari proses *Reforming Unit* ini akan menghasilkan gas H_2 dan CO_2 . Gas H_2 akan digunakan sebagai bahan pembentuk amonia, sedangkan CO_2 akan digunakan untuk proses lainnya seperti pembuatan urea.

Gas yang dihasilkan *Reforming Unit* akan dikirim ke unit purifikasi dan methanasi. Unit purifikasi dan Methanasi berfungsi untuk memisahkan CO_2 dari gas proses. Setelah gas proses bersih dari CO_2 maka tahap selanjutnya adalah mengubah gas proses yang memiliki komposisi hidrogen dan nitrogen menjadi NH_3 dengan cara memampatkan dan mendinginkan sehingga terbentuklah amonia cair.

2.1.1 Amonia *Plant* Pabrik-5 PT. Pupuk Kaltim

PT Pupuk Kaltim (PKT) adalah perusahaan pengolah gas alam menjadi amonia dan beberapa macam pupuk lainnya. Perusahaan petrochemical ini memiliki beberapa pabrik pengolah gas alam. Salah satu pabrik pengolah gas alam perusahaan ini adalah Pabrik-5. Pabrik-5 memiliki *plant* yang mengolah gas alam menjadi amonia. Amonia *Plant* Pabrik-5 mempunyai kapasitas 2.500 MTPD pada kondisi normal.



Gambar 2. 2 diagram blok pembuatan amonia[3].

Amonia *plant* Pabrik-5 menggunakan teknologi proses KBR *Purifier*. Proses pembuatan amonia digambarkan seperti blok diagram pada gambar 2.1. Secara garis besar proses pembentukan amonia di Amonia *Plant* Pabrik-5 dimulai dengan pemrosesan gas di unit *Feed gas compression* dan desulfurasi. Setelah gas alam

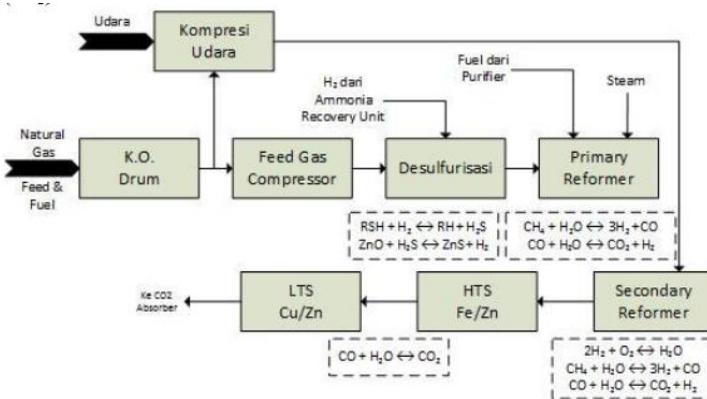
pada tekanan proses dan bersih dari kotoran (terutama sulfur) maka gas alam akan diproses di *unit primary reforming* dan *secondary reforming* untuk di ubah menjadi CO_2 dan H_2 . Selain mengubah gas alam menjadi gas proses pada unit ini ditambahkan *steam* dan gas N_2 . Setelah melalui unit ini maka selanjutnya gas proses di olah di unit *CO shift conversion* untuk mengubah CO pada gas proses menjadi CO_2 . Tahapan-tahapan tadi secara umum disebut tahap *gas reforming*.

Setelah tahap *gas reforming* gas proses diolah di tahap purifikasi dan methanasi. Pada tahap ini unit yang mengolah gas adalah unit CO_2 removal, Methanasi, *Synthesis Gas Drying* dan *Cryogenic Purification*. CO_2 removal memisahkan CO_2 untuk dikirim sebagai bahan pembentukan amonia dan unit methanasi akan memisahkan CO_2 sisa agar tidak meracuni proses pembentukan amonia di tahap pembentukn amonia. Setelah itu gas proses akan dikeringkan dari air dan memisahkan CO_2 yang masih tersisa. Pada unit *Cryogenic Purification* gas methane, 50% argon dan beberpa N_2 dihilangkan sebagai *waste gas* untuk mengurangi beban kompresi di tahap pembentukan amonia serta mengatur agar rasio antara N_2 dan H_2 sebesar 1:3 dapat dicapai.

Setelah tahap *purifier* dan methanasi tahap selanjutnya adalah *Amonia Sythetis*. Pada tahap ini unit yang mengolah gas proses adalah unit sintesis gas *compression*, *amonia synthesis*, *amonia refrigeration*, *loop purge recovery* dan *process condensate Stripper*. Pada tahap ini gas proses di kompresi dan di reaksikan menjadi NH_3 .

2.1.2 Sistem Gas reforming

Sistem *gas reforming* adalah sekumpulan unit pada *amonia plant* yang berfungsi untuk membentuk gas alam menjadi gas CO_2 dan H_2 . Gas CO_2 dan H_2 adalah bahan baku untuk proses di tahap lainnya. Dengan mengoptimisasi sistem *gas reforming* diharapkan *plant amonia* akan lebih optimal.



Gambar 2.2 Blok flow diagram sistem Gas reforming[3].

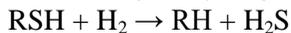
Bagian-bagian utama proses sistem *gas reforming* adalah sebagai berikut[3]:

Feed Gas Compression

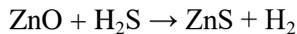
Berfungsi sebagai unit yang meningkatkan tekanan gas alam menjadi tekanan proses. Agar dapat bereaksi gas alam harus ditingkatkan tekanannya sesuai dengan tekanan sistem *gas reforming*.

Desulfurasi

Unit desulfurisasi berfungsi untuk menghilangkan kotoran (impurities). Pada unit desulfurisasi ini terdapat unit *hydrotreater* yang berfungsi untuk menghidrogenasi sulfur organik yang tidak dapat di pisah di desulfurizer menjadi hydrogen sulfida.



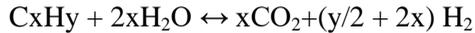
Unit desulfurizer akan menghilangkan sulfur dengan mengikat H₂S dengan katalis ZnO.



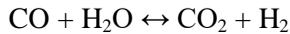
Primary reforming

Primary reformer (101-B) adalah sebuah unit yang memiliki 2 bagian yaitu *radiant section* dan *convection section*. Unit ini berfungsi untuk membentuk CO, CO₂, dan H₂ dari gas alam. Gas

alam yang mengandung komposisi C_xH_y dan CH_4 akan direaksikan untuk membentuk gas produk.



Terjadi pul reaksi shift yang mengkonversi CO menjadi CO_2 .

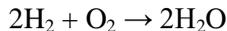


Process air compressor

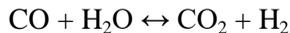
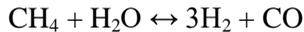
Process air compressor adalah unit yang men-suply udara ke *secondary reformer*. Unit ini juga menyediakan nitrogen untuk proses pembentukan amonia.

Secondary reforming

Secondary reformer (103-D) adalah sebuah vessel bertekanan yang berfungsi untuk mereaksikan CH_4 yang belum terreaksi di *primary reformer*. Unit ini memiliki inputan dari *primary reformer* dan *process gas compression*. *Process gas compression* men-suply nitrogen dan oksigen untuk proses sistem *gas reforming*. Pada unit ini terjadi reaksi:



Dan di unit ini juga terjadi reaksi perubahan CO_2 dan CO.



Keluaran *secondary reformer* akan masuk ke *CO shift converter*, sebelumnya akan melalui *waste heat boiler* (101-C) kemudian mengalir melewati HP *Steam Superheater* untuk diturunkan suhunya sesuai suhu proses di *CO shift conversion*.

Carbon monoxide shift conversion

CO shift conversion adalah unit pada sistem *gas reforming* yang merubah CO menjadi CO_2 . Unit ini terdiri dari dua unit bagian, *High Temperature Shift* (HTS) *Converter* dan *Low Temperature Shift* (LTS) *Converter*. HTS merubah CO menjadi CO_2 pada suhu tinggi. Keluaran HTS akan melalui *Heat exchanger* 141-D dan 131-C untuk diturunkan suhunya dan baru masuk pada LTS. HTS merubah CO menjadi CO_2 lebih cepat daripada di LTS. Namun HTS tidak bisa mengubah CO secara

maksimum. Oleh karena itu diperlukan LTS untuk mengubah CO secara maksimum.

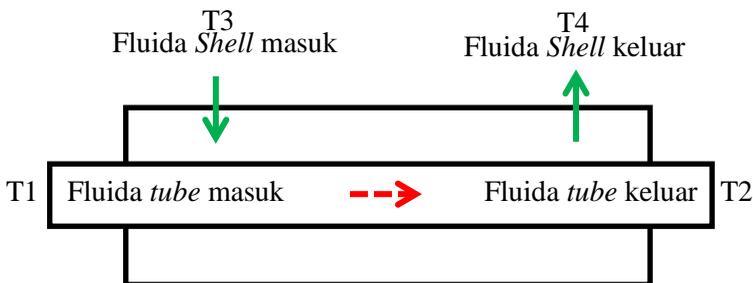
2.2 Pemodelan Matematis Unit Sistem Gas reforming

Sistem *gas reforming* terdiri atas banyak unit yang menyusunnya, namun tidak semua unit dimodelkan. Pemodelan dilakukan pada unit yang akan dirubah sistem kontrolnya. Unit yang tidak dimodelkan akan dianggap *quo static* atau sama seperti data yang diambil dari *plant*.

Penyusun utama sistem *gas reforming* adalah reaktor dan unit penukar panas. Dalam memodelkan, pemodelan unit penyusun sistem *gas reforming* diambil dari beberapa literatur. Untuk unit yang berjenis reaktor, literatur yang digunakan adalah B. W. Bequette [1998] dan untuk unit yang berjenis penukar panas literatur yang digunakan adalah Antonio Flores [2006].

2.2.1 Pemodelan Matematis Unit Penukar Panas

Unit penukar panas terdiri atas dua bagian, yaitu *shell* dan *tube*. *Shell* dan *tube* akan dialiri fluida yang akan ditukar kalornya. Seperti gambar 2.4 fluida A dan fluida B akan saling menukarkan kalornya tanpa terjadi percampuran antara dua fluida tersebut[8].



Gambar 2.4 Skema pertukaran panas unit penukar panas

Dari literatur yang diperoleh, untuk model matematis unit penukar panas bisa di dapat dengan persamaan 2.1. Persamaan

tersebut adalah persamaan kesetimbangan energi pada unit penukar panas. Dimana persamaan 2.1 menjabarkan perubahan laju perubahan energi terhadap waktu, H_{in} adalah energi *flow* yang masuk, H_{out} adalah energi *flow* yang keluar pada sistem dan $Q(t)$ adalah jumlah kalor yang ditukarkan oleh unit penukar panas.

$$\frac{dE}{dt} = (H_{masuk} - H_{keluar}) + Q(t) \quad (2.1)$$

$$H_{masuk} = \rho C_p F_{masuk} (T_{masuk} - T_{ref}) \quad (2.2)$$

C_p : kapasitas kalor suatu fluida
 F_{masuk} : *flow* yang masuk
 T_{masuk} : temperatur fluida yang masuk
 T_{ref} : temperatur referensi

$$H_{keluar} = \rho C_p F_{masuk} (T_{keluar} - T_{ref}) \quad (2.3)$$

C_p : kapasitas kalor suatu fluida
 F_{keluar} : *flow* yang keluar
 T_{keluar} : temperatur fluida keluar
 T_{ref} : temperatur referensi

$$Q = UAT_{AMTD} \quad (2.4)$$

q : kapasitas kalor suatu fluida
 U : koefisien panas secara keseluruhan
 A : Luas perpindahan panas
 T_{AMTD} : *Arithmetic Mean Temperature Difference*

Dengan

$$T_{AMTD} = \frac{(T_{masuk} + T_{keluar})_{panas}}{2} - \frac{(T_{masuk} + T_{keluar})_{dingin}}{2} \quad (2.5)$$

Dari persamaan 2.1 - 2.5 dapat diperoleh persamaan pertukaran panas pada suatu unit penukar panas dengan *shell* dan *tube*, persamaan tersebut adalah sebagai berikut:

Model matematik perpindahan panas untuk *shell*:

$$\rho_s C_s v_s \frac{dT_2}{dt} = \left[\rho_s C_s f_s (T_1 - T_2) + UA \left(\frac{T_1 + T_2}{2} - \frac{T_3 + T_4}{2} \right) \right] \quad (2.6)$$

- ρ_s : masa jenis fluida yang melalui *shell*
- C_s : kapasitas panas fluida pada *shell*
- f_s : laju aliran pada *shell*
- U : koefisien penukar panas keseluruhan
- A : luas permukaan pertukaran panas
- v_s : volume *shell*
- T_1 : Suhu air panas yang masuk *shell*
- T_2 : Suhu air panas yang keluar *shell*
- T_3 : Suhu air panas yang masuk *tube*
- T_4 : Suhu air panas yang keluar *tube*

Model matematik perpindahan panas untuk *tube*:

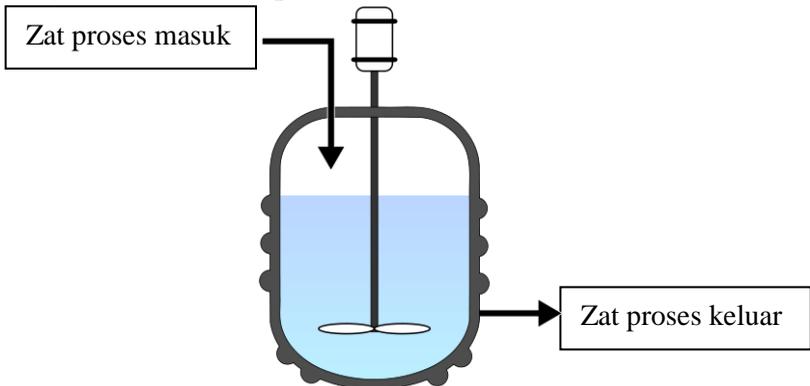
$$\rho_t C_t v_t \frac{dT_4}{dt} = \left[\rho_t C_t f_t (T_1 - T_2) + UA \left(\frac{T_1 + T_2}{2} - \frac{T_3 + T_4}{2} \right) \right] \quad (2.7)$$

- ρ_t : masa jenis fluida yang melalui *tube*
- C_t : kapasitas panas fluida pada *tube*
- f_t : laju aliran pada *tube*
- U : koefisien penukar panas keseluruhan
- A : luas permukaan pertukaran panas

- v_t : volume *tube*
 T_1 : Suhu air panas yang masuk *shell*
 T_2 : Suhu air panas yang keluar *shell*
 T_3 : Suhu air panas yang masuk *tube*
 T_4 : Suhu air panas yang keluar *tube*

2.2.2 Pemodelan Matematis Perubahan Kalor di Reaktor

Reaktor adalah unit yang berfungsi untuk meraksikan fluida proses. Dalam suatu proses reaksi terdapat dua jenis reaksi yaitu reaksi endoterm dan eksoterm. Reaksi eksoterm akan menghasilkan panas sehingga menyebabkan suhu zat proses meningkat dan reaksi endoterm akan menyerap kalor sehingga menyebabkan suhu zat proses menurun.



Gambar 2. 5 Skema unit reaktor [3]

Seperti gambar 2.5 diatas, reaktor adalah unit yang akan mereaksikan zat proses sehingga menghasilkan zat hasil yang di inginkan. Dalam pembentukan zat hasil, keluaran reaktor akan mengalami perubahan temperatur. Perubahan temperatur ini tergantung jenis reaksi yang terjadi, endoterm atau eksoterm. Dari literatur yang didapatkan pemodelan perubahan panas pada reaktor bisa di wakili oleh persamaan berikut[9]:

$$V \frac{dT_{out}}{dt} = F(T_{in} - T_{out}) - \frac{-\Delta H}{\rho C_p} r \quad (2.8)$$

- V : Volume reaktor
 F : Volumetric flow rate feed gas
 T_{in} : Temperatur flow rate feed gas masuk
 T_{out} : Temperatur flow rate feed gas keluar
 r : Laju reaksi
 ΔH : Perubahan entalpi reaksi
 ρ : Massa jenis zat yang bereaksi
 C_p : Kapasitas panas zat yang bereaksi

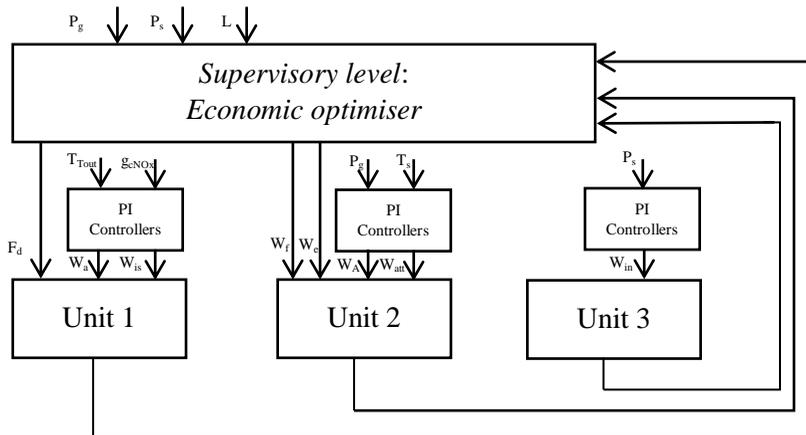
2.3 Sistem Kontrol Prediktif dengan Struktur *Centralized*

Sistem kontrol prediktif adalah sistem kontrol yang mampu menentukan aksi kontrol yang optimal untuk proses yang dikontrolnya. Dalam menerapkan sistem kontrol prediktif pada suatu *plant* terdapat beberapa struktur kontrol yang bisa digunakan. Salah satu struktur kontrol yang sering digunakan pada pengendalian *plant* dengan skala lebar adalah struktur kontrol *centralized*. Struktur kontrol *centralized* akan menggantikan regulator kontrol pada *plant* tersebut dan memberikan sinyal kontrol pada aktuator dengan suatu algoritma kontrol yang ada pada *controller centralized*. Sistem kontrol prediktif yang diterapkan dengan struktur *centralized* pada *plant* besar akan memberikan sinyal kontrol optimal secara langsung pada aktuator unit yang di kontrolnya.

Pada model sistem kontrol prediktif dengan struktur *centralized* yang diajukan oleh D.Saez dan A. Cipriano (2003) sebagaimana ditunjukkan oleh gambar 2.6, elemen *economic optimizer* menghitung sinyal kontrol optimal untuk diberikan secara langsung pada unit yang dikendalikannya, yaitu unit 1 dan unit 2.

Sistem kontrol PI yang digantikan dengan sistem kendali prediktif adalah sistem kontrol yang mengendalikan variabel proses yang memiliki *manipulated* variabel yang memiliki nilai

ekonomis, sehingga variabel yang berkaitan perlu diminimalkan[4]. Pada sistem pada gambar 2.6 variabel yang dikontrol adalah daya *output* Unit 1, tekanan *superheated* Unit 2, serta level drum Unit 2. Variable tersebut dikendalikan karena memanipulasi F_d yaitu laju aliran *fuel* yang menuju Unit 1, sedangkan pada Unit 2 variabel yang diminimalkan adalah aliran *fuel* dan *feedwater* yang menuju Unit 2.



Gambar 2.6 Sistem kontrol prediktif dengan struktur *centralized* pada suatu *plant* [4]

Variabel proses yang tetap dikontrol oleh sistem kontrol PI memiliki *manipulated* variabel proses yang tidak memiliki nilai ekonomis. Minimalisasi *manipulated variable* tersebut tidak akan berdampak pada penghematan ekonomi sistem sehingga elemen *economic optimizer* tidak perlu menggantikan sistem kontrolnya.

Prinsip kerja strategi kontrol prediktif adalah meminimalkan fungsi kriteria. Fungsi kriteria sistem kontrol prediktif adalah kuadrat dari *error output* prediksi dan perubahan sinyal kontrol. Sehingga fungsi kriteria total diminimalkan oleh sistem kontrol prediktif dengan struktur *centralized* ini adalah:

$$\begin{aligned}
J_{cr} = & \left(C_{rPg} \sum_{j=1}^N (\hat{p}_g(t+j) - P_g^*)^2 + \lambda_{FD} \sum_{i=1}^N \Delta F_d^2(t+i-1) \right) \\
& + \left(C_{rPs} \sum_{j=1}^N (\hat{p}_s(t+j) - p_s^*)^2 + \lambda_{wf} \sum_{i=1}^N \Delta w_f^2(t+i-1) \right) \\
& + \left(C_{rL} \sum_{j=1}^N (\hat{L}(t+j) - L^*)^2 + \lambda_{we} \sum_{i=1}^N \Delta w_e^2(t+i-1) \right)
\end{aligned} \tag{2.9}$$

Dengan $\hat{p}_g(t+j)$ prediksi *output* daya unit 1, $\hat{p}_s(t+j)$ prediksi *output* tekanan uap *superheater*, $\hat{L}(t+j)$ prediksi *output level drum*. C_r merupakan faktor harga pengendalian, dan λ adalah faktor bobot pengendalian. *Set point* daya gas turbin P_g^* , tekanan uap p_s^* , dan *level drum* L^* bernilai konstan dan ditentukan berdasarkan kriteria operasional.

Sistem kontrol prediktif akan meminimalkan perubahan sinyal kontrol pada *manipulated* variabel. Dengan meminimalkan perubahan variabel manipulasi maka konsumsi dari *fuel* Unit 1, *fuel* dan *feedwater* Unit 2 akan minimal.

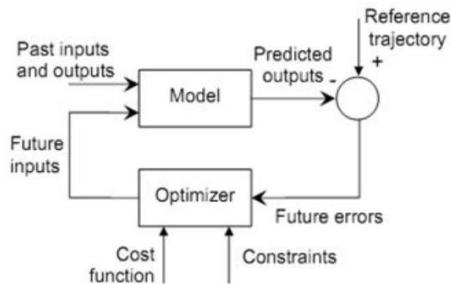
$$\begin{aligned}
J_{cf} = & \sum_{i=1}^N C_F F_d(t+i-1) + \sum_{i=1}^N C_f w_f(t+i-1) \\
& + \sum_{i=1}^N C_e w_e(t+i-1)
\end{aligned} \tag{2.10}$$

Dengan C_F merupakan harga *fuel gas* Unit 1, C_f harga *fuel* Unit 2, dan C_e merupakan harga *feedwater* dalam satuan rupiah per kilogram. Sedangkan C_F adalah biaya operasional tetap.

Plant yang dikendalikan oleh saez berbeda dengan sistem *gas reforming* yang akan dikendalikan dengan sistem prediktif kontrol. Namun filosofinya, sistem kontrol dan pemilihan variabel yang dirubah sistem kendalinya sama seperti yang telah dijelaskan saez pada sistem diatas.

2.3.1 Algoritma *Model Predictive Control* (MPC)

Model predictive control (MPC) adalah suatu algoritma kontrol berbasis model proses yang mampu memprediksi keluaran yang akan datang dan meminimalkan perubahan sinyal kontrol dengan meninjau keluaran yang akan datang[5]. Algoritma ini mampu meminimalkan sinyal kontrol dengan meminimumkan suatu fungsi kriteria atau *cost function*.



Gambar 2.7 Struktur dasar kontroler MPC[5]

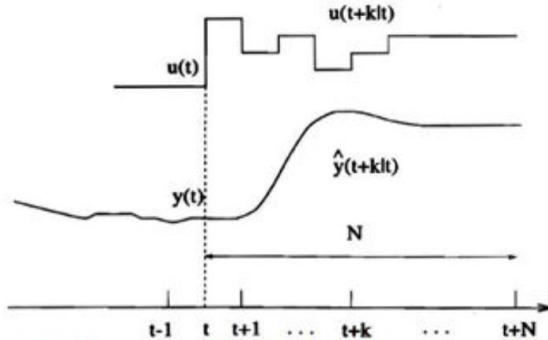
Metode kontrol MPC memiliki keunggulan daripada metode kontrol yang lainnya, diantaranya adalah konsepnya yang sangat intuitif serta penalaannya sangat mudah, dapat digunakan untuk mengendalikan proses yang beragam mulai dari proses yang sederhana hingga proses yang memiliki waktu tunda yang besar, dapat menangani sistem *multivariable*, mempunyai kompensasi terhadap waktu tunda, mempunyai kemampuan dari *feed forward* untuk mengkompensasi gangguan yang terukur, mudah untuk diterapkan, *constraints* dapat diperhitungkan

didalam perancangan pengendali, serta sangat berguna jika sinyal referensi untuk masa dating diketahui.

Selain memiliki keuntungan MPC juga memiliki kerugian atau kelemahan. Kerugian atau kelemahan tersebut berkaitan dengan waktu komputasi dalam memperhitungkan sinyal kendali yang akan diberikan. Meskipun aturan kendali mudah diterapkan dan membutuhkan sedikit waktu komputasi, namun penurunnya lebih kompleks dari dibandingkan pengendali PID klasik. Jika dinamika proses tidak berubah, maka bentuk persamaan sinyal kendali tersebut bisa diperoleh dengan mudah. Tapi untuk kasus pengendali adaptif, dimana karakteristik proses dapat berubah, membutuhkan proses penurunan sinyal kendali pada setiap waktu pencuplikan. Hal ini menyebabkan waku komputasi yang dibutuhkan menjadi besar. Jika *constraints* diperhitungkan dalam disain, maka waktu komputasi bahkan menjadi lebih besar lagi. Walaupun dengan kecanggihan teknologi komputasi jaman sekarang, tidak semua komputer di industri memiliki computer dengan kemampuan komputasi yang tinggi. Disamping itu komputer tidak hanya menghitung algoritma pengendali tapi juga komunikasi, perekam data, alaram dan lain sebagainya. Kelemahan yang lain adalah keperluan model proses dari *plant* yang akan dikontrol. MPC membutuhkan model proses yang baik untuk menghasilkan prediksi *output* yang tepat[5].

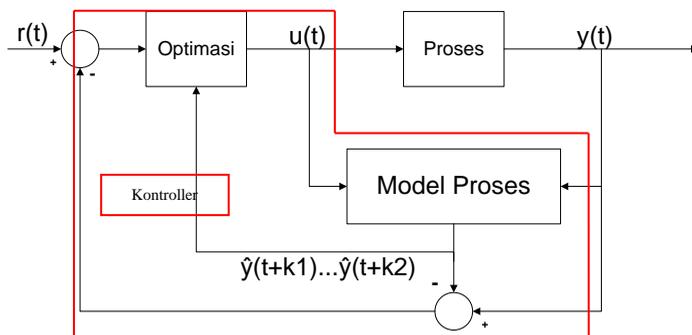
2.3.2 Konsep Dasar MPC

Semua sistem kontrol yang termasuk kedalam strategi kontrol MPC memiliki elemen-elemen dasar. Elemen tersebut adalah model prediksi, fungsi objektif dan pengambilan sinyal kontrol. Elemen tersebut akan dijabarkan lebih dalam lagi di lain sub bab.



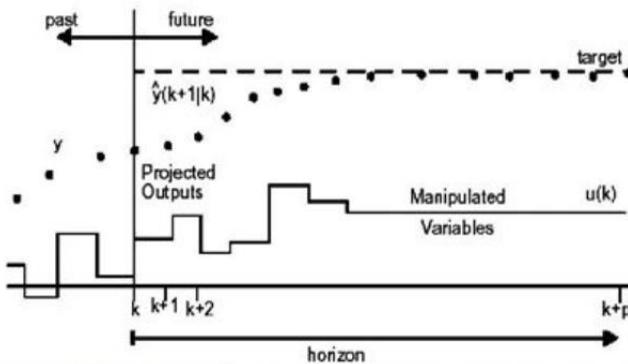
Gambar 2.8 Strategi kontrol MPC [5]

Konsep dasar MPC adalah memprediksi keluaran *plant* yang akan datang dan mengoptimisasi sinyal kontrol. Keluaran proses yang akan datang pada rentang horizon N yang ditentukan, disebut *prediction horizon*, prediksi dilakukan menggunakan model proses, prediksi dilakukan setiap waktu pencuplikan dengan menggunakan model proses. Keluaran proses terprediksi $\hat{y}(t+k|t)$ untuk $k = 1 \dots N$ bergantung pada nilai masukan dan keluaran lampau serta sinyal kendali yang akan datang $u(t+k|t)$, $k=0 \dots N-1$ yang akan digunakan sistem dan yang akan harus dihitung.



Gambar 2.10 Diagram blok sistem kontrol prediktif [11]

Seperti diagram blok yang ditunjukkan pada gambar 2.10, serangkaian sinyal kendali $u(t)$ diperhitungkan dengan mengoptimasi fungsi kriteria yang sudah ditentukan sebelumnya. Fungsi kriteria tersebut umumnya berupa fungsi kuadrat dari kesalahan antara sinyal keluaran terprediksi dengan *trajektori* acuan. Dalam banyak kasus, tujuan pengendalian seperti pemakaian energi yang minimum disertakan dalam fungsi kriteria. Solusi eksplisit dapat diperoleh jika fungsi kriteria adalah kuadrat, model linear, dan tidak ada *constraints*, jika tidak maka diperlukan optimasi iteratif harus digunakan untuk memecahkan masalah optimasi ini. Sinyal kendali $u(t)$ dikirim ke proses untuk mengendalikan prosesnya, sedangkan sinyal kendali terprediksi $u(t+1|t)$ dibuang karena nilai $y(t+1)$ sudah diketahui nilainya. Maka langkah pertama diulang dengan nilai keluaran proses yang baru dan semua perhitungan yang diperlukan diperbarui. Sinyal kendali baru $u(t+1|t+1)$ yang nilainya berbeda dari $u(t+1|t)$ dihitung dengan konsep *receding horizon* sebagai berikut:



Gambar 2.11 Output proses dan pengendali terprediksi[10]

2.4.1 Fungsi Kriteria MPC

Alogaritma MPC dalam mengoptimisasi sinyal kontrol MPC memiliki fungsi kriteria yang akan diminimalkan untuk mendapat sinyal teroptimal. Adapun fungsi kriteria yang

diminimumkan dalam algoritma MPC berbentuk kuadratik seperti berikut:

$$v(k) = \sum_{i=1}^{H_p} \left\| \underline{\hat{y}}(k+i|k) - \underline{r}(k+i|k) \right\|_{\underline{Q}(i)}^2 + \sum_{i=0}^{H_u-1} \left\| \underline{\Delta \hat{u}}(k+i|k) \right\|_{\underline{R}(i)}^2 \quad (2.9)$$

- $\underline{y}(t+i|t)$: keluaran terprediksi untuk i- langkah kedepan
 bsaat waktu k
 $r(t+i|t)$: nilai trayektori acuan (*reference trajectory*)
 $\underline{\Delta \hat{u}}(t+i|t)$: perubahan nilai sinyal kendali terprediksi untuk
 i-langkah kedepan saat waktu k
 $Q(i)$ dan $R(i)$: faktor bobot
 H_p : horizon prediksi
 H_u : horizon kontrol

Fungsi kriteria memiliki komponen $\underline{\Delta \hat{u}}(t+i|t)$, penggunaan komponen tersebut dikarenakan agar perubahan sinyal kontrol yang terjadi minimum sehingga proses berjalan optimal.

2.3.3 Model proses dan model prediksi

Salah satu elemen penting di algoritma MPC adalah model proses. Model proses menentukan ketepatan prediksi yang dihasilkan oleh sistem. Model proses adalah model linear dari proses yang akan dikendalikan. Secara umum model proses berupa model *state space* diskrit linier sebagai berikut:

$$\underline{x}(t+1) = \underline{A}\underline{x}(t) + \underline{B}\underline{u}(t) \quad (2.10)$$

$$\underline{y}(t) = \underline{C}\underline{x}(t) \quad (2.11)$$

- $\underline{u}(k)$: vektor masukan berdimensi-l
 $\underline{x}(k)$: vektor keadaan berdimensi-n
 $\underline{y}(k)$: vektor keluran berdimensi-m
 \underline{A} : matriks keadaan berdimensi nxn

\underline{B} : matriks masukan berdimensi $n \times 1$
 \underline{C} : matriks keluaran berdimensi $m \times n$

Persamaan ruang keadaan ini merupakan kondisi ideal sederhana untuk sebuah sistem karena *disturbance* dan *direct feed through* pada keluaran sistem diabaikan atau ditiadakan.

Setelah model ruang keadaan diskrit linear dari sinyal diperoleh, selanjutnya perhitungan prediksi dapat dinyatakan sebagai berikut:

$$\begin{bmatrix} \hat{\underline{x}}(k+1|k) \\ \vdots \\ \hat{\underline{x}}(k+Hu|k) \\ \hat{\underline{x}}(k+Hu+1|k) \\ \vdots \\ \hat{\underline{x}}(k+Hp|k) \end{bmatrix} = \underbrace{\begin{bmatrix} \underline{A} \\ \vdots \\ \underline{A}^{Hu} \\ \underline{A}^{Hu+1} \\ \vdots \\ \underline{A}^{Hp} \end{bmatrix}}_{\Psi} \underline{x}(k) + \underbrace{\begin{bmatrix} \underline{B} \\ \vdots \\ \sum_{i=0}^{Hu-1} \underline{A}^i \underline{B} \\ \sum_{i=0}^{Hu} \underline{A}^i \underline{B} \\ \vdots \\ \sum_{i=0}^{Hp-1} \underline{A}^i \underline{B} \end{bmatrix}}_{\Gamma} \underline{u}(k-1)$$

Lampau

$$+ \underbrace{\begin{bmatrix} \underline{B} & & & & \underline{0}_{n \times 1} \\ \underline{A} \underline{B} + \underline{B} & \dots & & & \underline{0}_{n \times 1} \\ \vdots & \vdots & \ddots & & \vdots \\ \sum_{i=0}^{Hu-1} \underline{A}^i \underline{B} & \dots & & & \underline{B} \\ \sum_{i=0}^{Hu} \underline{A}^i \underline{B} & \dots & & & \underline{A} \underline{B} + \underline{B} \\ \vdots & \vdots & & & \vdots \\ \sum_{i=0}^{Hu-1} \underline{A}^i \underline{B} & \dots & & & \sum_{i=0}^{Hp-Hu} \underline{A}^i \underline{B} \end{bmatrix}}_{\Theta} \begin{bmatrix} \Delta \hat{\underline{u}}(k) \\ \vdots \\ \Delta \hat{\underline{u}}(k+Hu-1) \end{bmatrix}$$

Prediksi

(2.12)

Sedangkan persamaan prediksi untuk keluaran sistem adalah:

$$\begin{bmatrix} \underline{\hat{y}}(k+1|k) \\ \vdots \\ \underline{\hat{y}}(k+Hp|k) \end{bmatrix} = \underbrace{\begin{bmatrix} \underline{C} & \underline{0}_{m \times n} & \cdots & \underline{0}_{m \times n} \\ \underline{0}_{m \times n} & \underline{C} & \cdots & \underline{0}_{m \times n} \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ \underline{0}_{m \times n} & \underline{0}_{m \times n} & \cdots & \underline{C} \end{bmatrix}}_{\underline{C}_y} \begin{bmatrix} \underline{\hat{x}}(k+1|k) \\ \vdots \\ \underline{\hat{x}}(k+Hp|k) \end{bmatrix} \quad (2.13)$$

2.3.4 Strategi kontrol MPC

Fungsi kriteria yang akan diminimumkan merupakan fungsi kuadratik pada persamaan 2.14 yang dapat ditulis ulang sebagai berikut:

$$V(k) = \|\underline{Y}(k) - \underline{T}(k)\|_{\underline{Q}}^2 + \|\underline{\Delta U}(k)\|_{\underline{R}}^2 \quad (2.14)$$

Dimana:

$V(k)$ = fungsi kriteria

$\underline{Y}(k)$ = matriks keluaran terprediksi

$\underline{T}(k)$ = matriks sinyal acuan (*trajectory*)

$\underline{\Delta U}(k)$ = perubahan sinyal kendali

Dengan,

$$\underline{Y}(k) = \begin{bmatrix} \underline{\hat{y}}(k+1|k) \\ \vdots \\ \underline{\hat{y}}(k+Hp|k) \end{bmatrix}$$

$$\underline{T}(k) = \begin{bmatrix} \underline{r}(k+1|k) \\ \vdots \\ \underline{r}(k+Hp|k) \end{bmatrix}$$

$$\underline{\Delta U}(k) = \begin{bmatrix} \underline{\hat{u}}(k|k) \\ \vdots \\ \underline{\hat{u}}(k+Hu-1|k) \end{bmatrix}$$

Dengan matriks faktor bobot \underline{Q} dan \underline{R} adalah sebagai berikut:

$$\underline{Q} = \begin{bmatrix} Q(1) & \cdots & 0 \\ \vdots & \ddots & \vdots \\ 0 & \cdots & Q(Hp) \end{bmatrix} \quad (2.15)$$

$$\underline{R} = \begin{bmatrix} R(1) & \cdots & 0 \\ \vdots & \ddots & \vdots \\ 0 & \cdots & R(Hu-1) \end{bmatrix} \quad (2.16)$$

Dari bentuk persamaan diatas dapat dilihat bahwa vektor kesalahan (*error*) $Y(k)-T(k)$ diperhitungkan pada tiap pencuplikan dalam rentang *prediction horizon*. Namun perhitungan tersebut bisa diatur dengan membuat nilai pembobotan menjadi 0 saat waktu yang di inginkan datang. Selain vektor kesalahan, fungsi kriteria juga memperhitungkan perubahan dari vektor masukan yang hanya terjadi dalam rentang waktu *control horizon*.

Berdasar persamaan (2.12) maka matriks $Y(k)$ dapat ditulis dalam bentuk:

$$Y(k) = C_y \Psi x(k) + C_y \Gamma u(k-1) + C_y \Theta \Delta U(k) \quad (2.17)$$

Selain matriks-matriks diatas, didefinisikan juga suatu suatu matriks penjejukan kesalahan $E(k)$, yaitu selisih antara nilai trajektori acuan yang akan datang dengan tanggapan bebas dari sistem. Tanggapan bebas adalah tanggapan yang terjadi pada rentang *prediction horizon* jika tidak ada perubahan nilai masukan. Persamaan matematis dari matriks $E(k)$ adalah:

$$E(k) = T(k) - C_y \Psi x(k) - C_y \Gamma u(k-1) \quad (2.18)$$

Persamaan (2.14) kemudian dapat ditulis kembali dalam bentuk yang mengandung matriks $E(k)$ dan $\Delta U(k)$ sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
V(k) &= \|\underline{C}_y \underline{\Theta} \underline{\Delta U}(k) - \underline{E}(k)\|_{\underline{Q}}^2 + \|\underline{\Delta U}(k)\|_{\underline{R}}^2 \\
&= \underline{\Delta U}^T(k) \underline{\Theta}^T \underline{C}_y^T - \underline{E}^T(k) \underline{Q} [\underline{C}_y \underline{\Theta} \underline{\Delta U}(k) - \underline{E}(k)] + \underline{\Delta U}^T(k) \underline{R} \underline{\Delta U}(k) \\
&= \underbrace{\underline{E}^T(k) \underline{Q} \underline{E}(k)}_{\underline{c}_1} - \underbrace{\underline{\Delta U}^T(k) 2 \underline{\Theta}^T \underline{C}_y^T \underline{Q} \underline{E}(k)}_{\underline{G}} + \underbrace{\underline{\Delta U}^T(k) [\underline{\Theta}^T \underline{C}_y^T \underline{Q} \underline{C}_y \underline{\Theta} + \underline{R}] \underline{\Delta U}(k)}_{\underline{H}}
\end{aligned}$$

Pada persamaan 2.19 bagian \underline{c}_1 adalah bagian yang konstan karena tidak ada elemen $\Delta U(k)$. Oleh karena itu \underline{c}_1 bisa dianggap konstan dan tidak diikuti sertakan dalam proses optimasi.

Nilai optimal $\Delta U(k)$. dapat diperoleh dengan membuat gradient $V(k)$ bernilai nol. Gradien $V(k)$ dari persamaan (2.19) adalah:

$$\nabla_{\Delta U(k)} V(k) = -G + 2H \Delta U(k) \quad (2.20)$$

Dengan membuat nol nilai $\nabla_{\Delta U(k)} V(k)$, maka persamaan untuk mendapatkan $\Delta U(k)$ maksimal adalah:

$$\Delta U(k) = \frac{1}{2} H^{-1} G \quad (2.21)$$

Setelah nilai matriks $\Delta U(k)$ didapatkan, maka nilai yang digunakan untuk mengubah sinyal kendali hanya nilai dari baris pertama matriks $\Delta U(k)$ sedangkan nilai dari baris yang lain dari matriks $\Delta U(k)$ dibuang[10].

Dalam kenyataannya, setiap sistem *real plant* di industri memiliki nilai batasan proses yang disebut *constraints*. Untuk sistem kontrol, besar amplitudo sinyal kontrol dan *slew rate* sinyal kontrol dapat dianggap sebagai *constraints*. Pada umumnya amplitudo sinyal kontrol yang digunakan untuk menggerakkan final kontrol di *real plant* bernilai 4-20 mA atau 0-5 volt.

Persamaan *constraints* untuk amplitudo dan *slew rate* sinyal kontrol berturut-turut adalah:

$$FU(k) \leq f \quad (2.22)$$

$$E \Delta U(k) \leq e \quad (2.23)$$

Amplitudo sinyal kontrol memiliki nilai maksimum dan minimum, sehingga

$$u_{\min} \leq u(k) \leq u_{\max} \quad (2.24)$$

yang juga dapat dinyatakan sebagai berikut

$$-u(k) \leq -u_{\min} \quad (2.25)$$

$$u(k) \leq u_{\max} \quad (2.26)$$

Karena algoritma MPC bekerja dengan menghitung nilai optimal perubahan sinyal kendali $\Delta U(k)$, maka khusus pertidaksamaan yang menyatakan amplitudo sinyal kontrol harus diubah menjadi bentuk yang mengandung $\Delta U(k)$ sebagai berikut:

$$-F' \Delta U(k) \leq u(k) \leq -u_{\min} + F_1 u(k-1) \quad (2.27)$$

$$F' \Delta U(k) \leq u(k) \leq u_{\max} + F_1 u(k-1) \quad (2.28)$$

Dimana:

$$\underline{F}' = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 & \cdots & 0 \\ 1 & 1 & 0 & \cdots & 0 \\ 1 & 1 & 1 & \cdots & 0 \\ \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ 1 & 1 & 1 & \cdots & 1 \end{bmatrix}_{Hu \times Hu} \quad (2.29)$$

$$\underline{F}_1 = \begin{bmatrix} 1 \\ \vdots \\ 1 \end{bmatrix}_{Hu \times 1} \quad (2.30)$$

Dengan demikian, persamaan *constraints* untuk amplitudo maupun *slew rate* sinyal kontrol dapat dinyatakan:

$$\underbrace{\begin{bmatrix} -\underline{F}' \\ \underline{F}' \\ \underline{E} \end{bmatrix}}_{\Omega} \underbrace{\Delta U(k)}_{\delta} \leq \underbrace{\begin{bmatrix} -\underline{u}_{\min} + \underline{F}_1 u(k-1) \\ \underline{u}_{\max} + \underline{F}_1 u(k-1) \\ \underline{e} \end{bmatrix}}_{\omega} \quad (2.31)$$

Vektor tersebut selanjutnya digunakan pada perhitungan nilai optimal perubahan sinyal kontrol $\Delta U(k)_{\text{opt}}$ menggunakan quadratic programming.

2.3.5 Metode Quadratic Programming

Fungsi kriteria pada pengendali MPC dengan *constraints* sama dengan fungsi kriteria pada pengendali MPC tanpa *constraints*. Permasalahan utama proses optimasi ini adalah meminimalkan fungsi kriteria:

$$V(k) = \Delta U^T(k)H \Delta U(k) - \Delta U^T(k)G \quad (2.32)$$

berdasarkan pada *constraints*

$$\Omega \delta < \omega \quad (2.33)$$

Bentuk (2.32) dan (2.33) adalah masalah optimisasi standar yang disebut sebagai permasalahan *quadratic programming*. Apabila ada bagian yang aktif didalam himpunan *constraints* pada persamaan (2.33), maka bagian aktif tersebut akan membuat pertidaksamaan(2.33) menjadi:

$$\Omega_a \delta_a < \omega_a \quad (2.34)$$

Dengan matriks Ω_a adalah bagian yang aktif dari matriks pertidaksamaan (2.33). Persamaan (2.34) kemudian menjadi *constraints* dari fungsi kriteria pada persamaan (2.32)

Permasalahan optimisasi dengan subyek terhadap persamaan (2.34) dapat diselesaikan dengan teori Lagrange

$$\min_{\underline{\delta}, \underline{\lambda}} L(\underline{\delta}, \underline{\lambda}) \quad (2.35)$$

dengan

$$L(\underline{\delta}, \underline{\lambda}) = \frac{1}{2} \underline{\delta}^T \underline{\Phi} \underline{\delta} + \underline{\Phi} \underline{\delta} + \underline{\lambda} (\underline{\Omega}_a \underline{\delta} - \underline{\omega}_a) \quad (2.36)$$

Selanjutnya dengan melakukan diferensiasi parsial terhadap $\underline{\delta}$ dan $\underline{\lambda}$ dari persamaan (2.36), maka didapatkan kondisi Karus-Kun-Tucker sebagai berikut:

$$\nabla_{\underline{\delta}} L(\underline{\delta}, \underline{\lambda}) = \underline{\Phi} \underline{\delta} + \underline{\Phi} + \underline{\Omega}_a^T \underline{\lambda} \quad (2.37)$$

$$\nabla_{\underline{\lambda}} L(\underline{\delta}, \underline{\lambda}) = \underline{\Omega}_a \underline{\delta} - \underline{\omega}_a \quad (2.38)$$

atau

$$\nabla_{\underline{\delta}} L(\underline{\delta}, \underline{\lambda}) = \begin{bmatrix} \underline{\Phi} & \underline{\Omega}_a^T \\ \underline{\Omega}_a & \underline{0} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \underline{\delta} \\ \underline{\lambda} \end{bmatrix} - \begin{bmatrix} -\underline{\Phi} \\ \underline{\omega}_a \end{bmatrix} \quad (2.39)$$

Selanjutnya dengan membuat $\nabla_{\underline{\delta}} L(\underline{\delta}, \underline{\lambda}) = 0$ maka didapatkan solusi optimal untuk $\underline{\delta}$ dan $\underline{\lambda}$ sebagai berikut:

$$\begin{bmatrix} \underline{\delta} \\ \underline{\lambda} \end{bmatrix}_{\text{opt}} = \begin{bmatrix} \underline{\Phi} & \underline{\Omega}_a^T \\ \underline{\Omega}_a & \underline{0} \end{bmatrix}^{-1} \begin{bmatrix} -\underline{\Phi} \\ \underline{\omega}_a \end{bmatrix} \quad (2.40)$$

Solusi *quadratic programming* pada kondisi normal menghasilkan nilai yang *feasible*, yaitu nilai yang memenuhi

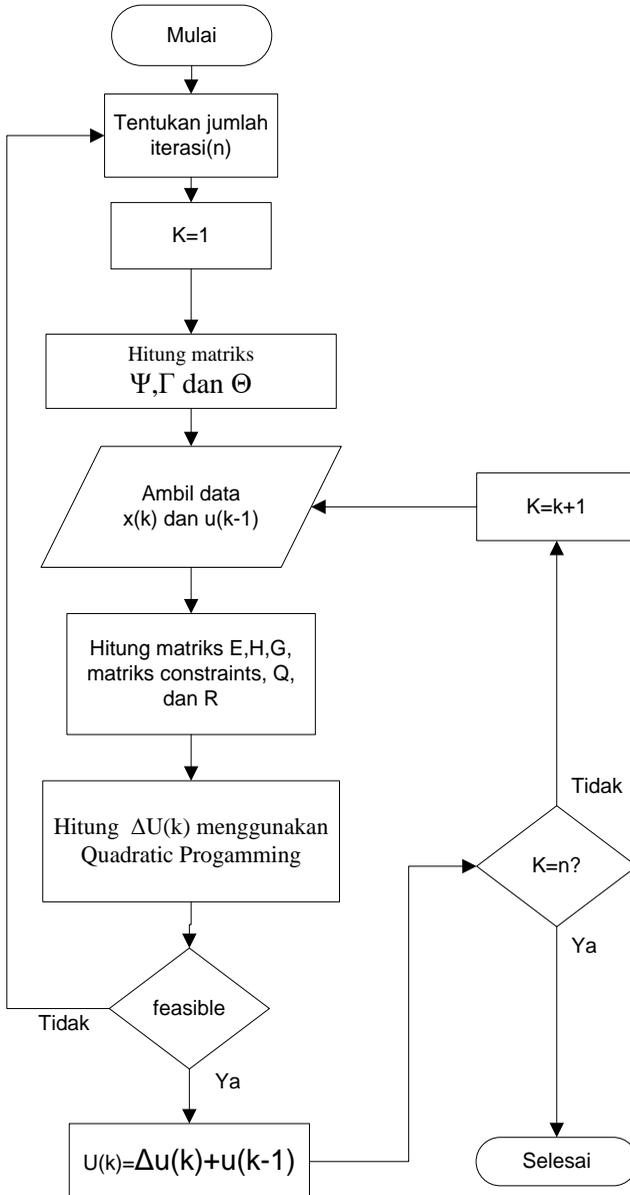
pertidaksamaan *constraints* yang ada dan dapat menghasilkan nilai fungsi kriteria minimum. Masalah yang paling sering muncul pada optimasi dengan constraints adalah solusi yang *infeasible*, dimana nilai yang dihasilkan tidak memenuhi pertidaksamaan *constraints* yang ada. QP akan menghentikan proses perhitungan jika terjadi solusi yang *infeasible*. Hal ini tentu tidak dapat diterima karena sinyal kendali hasil komputasi harus selalu ada untuk dijadikan input bagi *plant*, sehingga sangat penting untuk membuat metode cadangan dalam menghitung sinyal masukan ketika algoritma MPC diterapkan (Fahrudin, 2010).

2.3.6 Perhitungan sinyal kontrol MPC

Dalam menentukan sinyal kontrol yang optimal MPC menggunakan langkah seperti dijelaskan pada subbab sebelumnya. Dari penjelasan sebelumnya, langkah-langkah perhitungan sinyal kontrol algoritma MPC dapat diringkas menjadi sebagai berikut [11]:

- Menentukan parameter kontrol terlebih dahulu, parameter tersebut antara lain prediction horizon (H_p), control horizon (H_u), matriks faktor bobot kesalahan (Q), dan matriks faktor bobot perubahan sinyal kontrol (R).
- Matriks E dihitung dengan menggunakan persamaan (2.18), serta matriks G dan H yang terdapat pada fungsi kriteria persamaan (2.19) dihitung menggunakan rumu tersebut.
- Parameter batasan (*constraints*) fisik sistem diubah kedalam bentuk pertidaksamaan yang memiliki hubungan dengan perubahan sinyal kontrol (ΔU).
- Menghitung perubahan sinyal kontrol optimal ΔU_{opt} dengan menggunakan metode *quadratic programming*.
- Menghitung sinyal kontrol $u(k)$, dimana

$$u(k) = \Delta u(k) + u(k-1)$$



Gambar 2.11 Diagram alir algoritma MPC [11]

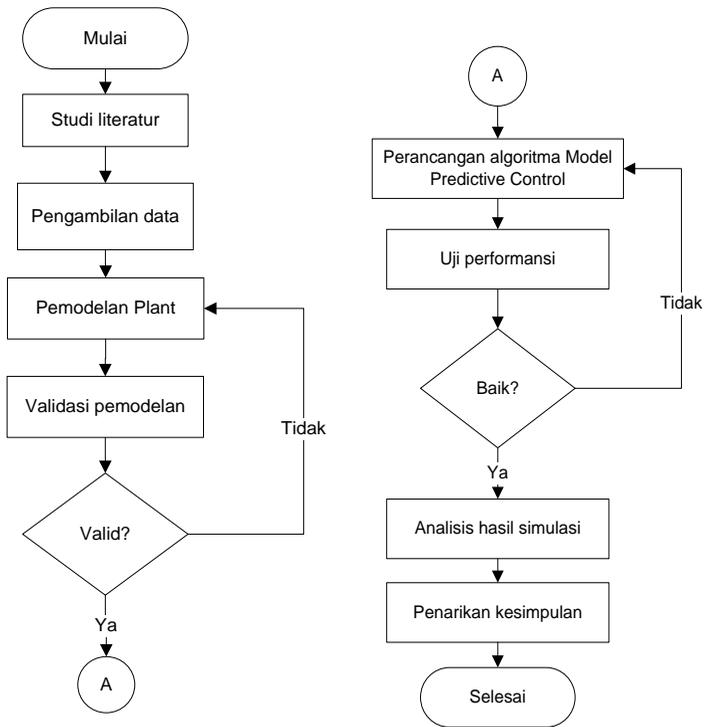
BAB III

METODOLOGI PENELITIAN

3.1 Alur Penelitian

Penelitian ini bertujuan untuk merancang sebuah sistem kontrol prediktif dengan struktur *centralized* yang mampu meminimalkan proses pada sistem *gas reforming amonia plant* PT Pupuk Kaltim. Proses akan berlangsung efisien ketika aksi kontrol yang diberikan untuk mengontrol *plant* bernilai optimal. Perancangan sistem kontrol prediktif dengan struktur *centralized* ini dilakukan dalam beberapa tahap seperti ditunjukkan pada gambar 3.1.

Tahap pertama penelitian ini adalah studi literatur mempelajari proses pada *plant*, konsep dasar algoritma prediktif kontrol (MPC), Optimasi dll. Sehingga dari pembelajaran ini diketahui tentang variable proses yang akan dikontrol dan langkah-langkah merancang sistem kontrol prediktif dengan struktur *centralized* yang akan mengontrol sistem multi input dan multi output (MIMO). Selanjutnya dilakukan pengambilan data spesifikasi sistem *gas reforming* dan data pengukuran variabel proses pada *plant*. Setelah data diperoleh maka tahap selanjutnya adalah memodelkan dan mensimulasikan secara komputasi unit-unit pada sistem *gas reforming* yang kontrolnya akan diganti dengan MPC yaitu unit *Superheater* dan unit *Heat exchanger*. Setelah model simulasi *plant open loop* dan *close loop* dengan kontroller PI diperoleh, maka tahap selanjutnya adalah validasi pemodelan dengan data pengukuran yang telah didapat. Apabila simulasi model tidak valid maka dilakukan pemodelan ulang. Sedangkan apabila model simulasi valid maka dilanjutkan dengan perancangan sistem kontrol prediktif dengan struktur *centralized* pada *plant*, dimana algoritma kontrol yang digunakan adalah algoritma *model predictive control* (MPC).



Gambar 3.1 Diagram alir perancangan sistem kontrol prediktif dengan struktur *centralized*

Tahap penelitian selanjutnya adalah melakukan pengujian performansi sistem kontrol prediktif yang telah dirancang. Uji performansi yang dilakukan adalah uji *tracking set point*, uji beban, dan uji *noise*. Apabila sistem menunjukkan performansi yang baik, langkah selanjutnya adalah melakukan analisis hasil simulasi, sedangkan apabila sistem menunjukkan performansi yang kurang baik, dilakukan perancangan ulang sistem kontrol prediktif. Hasil uji performansi sistem kontrol prediktif akan dianalisis dengan membandingkannya terhadap performansi

sistem kontrol PI. Dari hasil perbandingan akan dilihat seberapa optimisasi yang telah dilakukan pada proses sistem *gas reforming*. Pada tahap akhir dilakukan penarikan kesimpulan dari analisis yang telah dilakukan.

3.2 Pemodelan Sistem *Gas reforming*

Pemodelan matematis sistem *gas reforming* didapat dari studi literatur yang telah dilakukan. Unit sistem *gas reforming* yang dimodelkan adalah unit yang kontrollernya akan diganti dengan sistem kontrol prediktif. Sedangkan unit lain yang kontrollernya tetap dianggap *quo static* sehingga tidak perlu dimodelkan. Unit sistem *gas reforming* yang dimodelkan adalah *superheater*, HTS, *steam generator* dan *preheater*.

3.2.1 Pemodelan *Superheater*

Prinsip kerja *superheater* sama seperti unit penukar panas. Untuk memodelkan *superheater*, pada penelitian ini digunakan persamaan pemodelan penukar panas. Persamaan matematis ini di ambil dari referensi buku (Antonio flores,2002). Pemodelan *superheater* dilakukan dengan mensimulasikan persamaan 2.1 samapi 2.4 secara komputasi. Nilai parameter yang digunakan pada pemodelan ini terdapat pada tabel 3.2.

Tabel 3.1 Nilai parameter model *superheater*

Parameter	Simbol	Nilai
Laju fluida panas masuk <i>steady</i>	F_H	10.36 m ³ /s
<i>Volume</i> fluida panas	V_H	30.2 m ³
Densitas fluida dingin	ρ_H	10.99 kg/m ³
Kalor spesifik fluida panas	C_H	0.4824 kcal/kg.K
<i>Overall heat transfer</i>	U	306.866106 kcal/s.m ² .K
<i>Area heat exchange</i>	A	979.9 m ²

Laju fluida dingin masuk <i>steady</i>	F_c	1.621 m ³ /s
Volume fluida dingin	V_c	9.6 m ³
Densitas fluida dingin	ρ_c	74.88 kg/m ³
Kalor spesifik fluida panas	C_c	2.17 kcal/kg.K
Temperatur fluida panas masuk <i>steady</i>	T_1	390 C
Temperatur fluida dingin masuk <i>steady</i>	T_3	329 C
Temperatur fluida dingin keluar <i>steady</i>	T_4	337 C

- Temperatur Transmitter *HP Superheater* (TT-1010)

Dalam menentukan temperatur keluaran gas proses dibutuhkan sebuah sensor temperatur. Pada *HP Superheater* ini sensor yang digunakan adalah *thermocouple* tipe K yang terbuat dari bahan *stainless-steel* (MgO) dengan range input temperature 0-500°C. Output transmitter menghasilkan arus listrik sebesar 4-20 mA.

Model matematis dari *temperature transmitter* ini berdasarkan perbandingan temperatur terukur dengan temperatur fluida yang dapat dituliskan sebagai berikut:

$$\frac{T_o(s)}{T_i(s)} = \frac{G_T}{\tau_c s + 1} \quad (3.1)$$

Untuk menghitung gain transmitter (G_T) menggunakan persamaan berikut:

$$G_T = \frac{\text{Span sinyal output}}{\text{Span sinyal input}} \quad (3.2)$$

Dimana:

$T_o(s)$: Temperatur terukur (mA)

$T_i(s)$: Temperatur fluida (K)
 G_T : Gain transmitter
 τ_c : Time constant transmitter = 0,2 detik

$$G_T = \frac{20-4 \text{ mA}}{773-273 \text{ K}} = 0,032 \quad (3.3)$$

Dari perhitungan di atas, pemodelan matematis dari transmitter dapat ditulis:

$$\frac{T_o(s)}{T_i(s)} = \frac{0,032}{0,2s+1} \quad (3.4)$$

- *Control valve HP Superheater (TV-5010)*

Untuk mendapatkan model matematis *control valve*, dapat didekati dengan sistem orde satu, yaitu:

$$\frac{\dot{M}_v(s)}{U(s)} = \frac{K_{cv}}{\tau_{cv}s+1} \quad (3.5)$$

Dimana:

$\dot{M}_v(s)$: *manipulated variable*
 $U(s)$: sinyal masukan *control valve*
 K_{cv} : gain total *control valve*
 τ_{cv} : time constant *control valve*

Untuk perhitungan gain total *control valve* dapat dihitung dengan persamaan:

$$K_{cv} = G_v \times G_\tau \quad (3.6)$$

Dimana G_v merupakan gain *control valve*, dapat dihitung dengan persamaan:

$$G_v = \frac{\text{Laju Aliran Feed Max}}{\Delta \text{Pressure inlet}} \quad (3.7)$$

Dan G_τ adalah gain I/P (sinyal pneumatic):

$$G_{\tau} = \frac{\Delta \text{Pressure inlet}}{\Delta \text{Arus outlet}} \quad (3.8)$$

Sedangkan untuk τ_{cv} dapat dihitung dengan rumus:

$$\tau_{cv} = T_v(\Delta V + R_v) \quad (3.9)$$

Dengan

T_v : waktu stroke penuh (1,3 detik)

R_v : perbandingan konstanta waktu inheren terhadap waktu stroke (untuk diafragma, $R_v = 0,03$)

$$\Delta V = \frac{\text{aliran maximum} - \text{aliran minimum}}{\text{aliran maximum}}$$

Sehingga dari persamaan-persamaan di atas:

$$G_v = \frac{10,7 \text{ m}^3/\text{s}}{(7-3,5)\text{kg}/\text{cm}^2} = 3,057 \quad (3.10)$$

$$G_{\tau} = \frac{(7-3,5)\text{kg}/\text{cm}^2}{20-4 \text{ mA}} = 0,21875 \quad (3.11)$$

$$K_{cv} = 3,057 \times 0,21875 = 0,66875 \quad (3.22)$$

$$\Delta V = \frac{10,7 \text{ m}^3/\text{s}}{10,7 \text{ m}^3/\text{s}} = 1 \quad (3.13)$$

$$\tau_{cv} = 1,3(1 + 0,03) = 1,339 \quad (3.14)$$

Dari hasil perhitungan di atas, pemodelan matematis *control valve* dapat ditulis:

$$\frac{M_v(s)}{U(s)} = \frac{0,66875}{1,339s+1} \quad (3.15)$$

3.2.2 High Temperature Shift Converter (HTS)

High Temperature Shift Converter (HTS) merupakan reaktor yang mereaksikan gas proses yang mengandung gas CO menjadi gas CO₂. Reaksi konversi CO menjadi CO₂ merupakan

reaksi eksoterm sehingga reaksi ini mengakibatkan peningkatan suhu gas proses karena penyerapan kalor yang terjadi. Pemodelan yang dilakukan pada tugas akhir ini hanya sebatas pemodelan perubahan temperatur. Dari studi literatur yang dilakukan, perubahan temperatur akibat terjadinya reaksi pada reaktor bisa dimodelkan dengan mensimulasikan persamaan 2.8 secara komputasi. Nilai parameter yang digunakan untuk melakukan simulasi ditunjukkan oleh tabel 3.2.

Tabel 3.2 Nilai parameter model *HTS*

Parameter	Simbol	Nilai
Volume reaktor	V	170 m^3
<i>Flowrate steady state</i>	F	$10,36 \text{ m}^3/\text{s}$
Temperatur masuk <i>steady</i>	T_{in}	365°C
Laju reaksi	r	21,1
Enthalpy	ΔH	-9,8 kJ
Density	ρ	$6,9 \text{ kg}/\text{m}^3$
Heat capacity	C_p	$0.4767 \text{ kJ}/\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}$

3.2.3 *Steam generator*

Steam generator adalah salah satu unit penukar panas pada sistem *gas reforming* yang berfungsi untuk mendinginkan gas proses keluaran HTS. Gas proses keluaran HTS masih terlalu tinggi untuk masuk ke unit *Low Temperature Shift Converter*. Pada kondisi mantap keluaran HTS berkisar 427 derajat celsius sehingga diperlukan unit penukar panas yang harus mendinginkan gas proses. Untuk memodelkan *steam generator* secara dinamik dilakukan simulasi secara komputasi pada persamaan 2.6 dan persamaan 2.7. Parameter yang digunakan untuk mensimulasikan model tersebut ada pada tabel 3.3.

Tabel 3.3 Nilai parameter model *Steam generator*

Parameter	Simbol	Nilai
Laju fluida panas masuk	F_H	10,58 m ³ /s
Volume fluida panas	V_H	30,20 m ³
Densitas fluida dingin	ρ_H	14,38 kg/m ³
Kalor spesifik fluida panas	C_H	0,4807 kcal/kg.°C
Overall heat transfer	U	0,086 kcal/s.m ² .°C
Area heat exchange	A	2425 m ²
Laju fluida dingin masuk	F_c	0,062 m ³ /s
Volume fluida dingin	V_c	1,73 m ³
Densitas fluida dingin	ρ_c	887,1 kg/m ³
Kalor spesifik fluida panas	C_c	1,0465 kcal/kg.K

3.2.4 BFW Preheater

BFW Preheater adalah unit penukar panas terakhir yang mendinginkan gas proses keluaran HTS. Pada BFW preheater terdapat sistem kontrol yang memanipulasi laju fluida pendingin untuk mengatur suhu yang akan masuk ke Low Temperature Shift Converter. Untuk memodelkan BFW preheater dilakukan simulasi secara komputasi pada persamaan penukar panas 2.6 dan 2.7. Parameter yang digunakan untuk mensimulasikan model BFW Preheater terdapat pada table 3.4.

Tabel 3.4 Nilai parameter model waste heat boiler dan hp superheater

Parameter	Simbol	Nilai
Laju fluida panas masuk	F_H	10,58 m ³ /s
Volume fluida panas	V_H	30,20 m ³
Densitas fluida dingin	ρ_H	14,38 kg/m ³
Kalor spesifik fluida panas	C_H	0,4807 kcal/kg.°C
Overall heat transfer	U	0,086 kcal/s.m ² .°C
Area heat exchange	A	2425 m ²
Laju fluida dingin masuk	F_c	0,062 m ³ /s

Volume fluida dingin	V_c	1,73 m ³
Densitas fluida dingin	ρ_c	887,1 kg/m ³
Kalor spesifik fluida panas	C_c	1,0465 kcal/kg.K

- *Temperature Transmitter BFW Preheater (TT-1011)*

Dalam menentukan temperatur keluaran gas proses dibutuhkan sebuah sensor temperatur. Pada *BFW Preheater* ini sensor yang digunakan adalah *thermocouple* tipe K yang terbuat dari bahan *stainless-steel* (MgO) dengan range input temperature 0-300°C. Output *transmitter* menghasilkan arus listrik sebesar 4-20 mA.

Model matematis dari TT-1011 ini sama dengan pemodelan TT-1010 karena memiliki jenis yang sama. Sehingga:

$$G_T = \frac{(20-4)mA}{(573-273)K} = 0,0533 \quad (3.16)$$

Dari perhitungan di atas, pemodelan matematis dari transmitter dapat ditulis:

$$\frac{T_o(s)}{T_i(s)} = \frac{0,0533}{0,2s + 1} \quad (3.17)$$

3.4.1. Control valve BFW Preheater (FV-1011B)

Untuk mendapatkan model matematis *control valve* pada *BFW Preheater* ini sama dengan pemodelan *control valve* pada *HP Superheater* seperti yang ditunjukkan pada persamaan 3.12 sampai dengan persamaan 3.16, sehingga:

$$G_v = \frac{0,0631 \text{ m}^3/\text{s}}{(7-3,5)\text{kg}/\text{cm}^2} = 0,018 \quad (3.18)$$

$$G_\tau = \frac{(7-3,5)\text{kg}/\text{cm}^2}{20-4 \text{ mA}} = 0,21875 \quad (3.19)$$

$$K_{cv} = 14,2125 \times 0,21875 = 0,00394 \quad (3.20)$$

$$\Delta V = \frac{(0,0631-0) \text{ m}^3/\text{h}}{0,0631 \text{ m}^3/\text{h}} = 1 \quad (3.21)$$

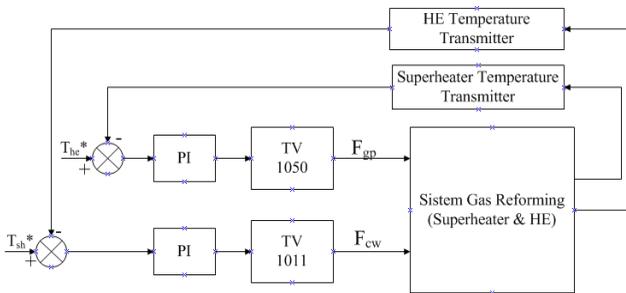
$$\tau_{cv} = 1,3(1 + 0,03) = 1,339 \quad (3.22)$$

Dari hasil perhitungan di atas, pemodelan matematis *control valve* dapat ditulis:

$$\frac{M_v(s)}{U(s)} = \frac{0,00394}{1,339s+1} \quad (3.23)$$

3.2.5 Pemodelan *closed loop* Sistem *Gas reforming* dengan controller PI

Pemodelan *close loop* sistem *gas reforming* dilakukan semirip mungkin dengan kondisi *real plant*. Algoritma kontrol yang digunakan pada pemodelan sistem *gas reforming* adalah algoritma PI (*proportional-integral*). Diagram blok sistem kontrol PI pada sistem *gas reforming* PT Pupuk Kaltim ditunjukkan oleh gambar 3.2. Berdasarkan diagram tersebut sistem kontrol PI pada tugas akhir ini mengontrol dua variabel, suhu gas proses keluaran *Superheater* (T_{sh}) dan suhu gas proses keluaran *Preheater* (T_{ph}). Pemilihan variabel T_{sh} dan T_{ph} didasarkan pada aspek ekonomis dalam manipulasi variabel prosesnya. Oleh karena mengandung variabel ekonomis yang bisa di minimkan penggunaannya, maka akan di rancang algoritma kontrol yang bisa memanfaatkan penggunaan *manipulated* variabel dalam mencapai *set point*.



Gambar 3.2 Diagram blok sistem kontrol PI pada sistem *gas reforming* PT Pupuk Kaltim.

Sistem kontrol PI pada sistem *gas reforming* yang akan dirubah sistem kontrolnya terdiri atas dua *loop*. Temperatur gas proses keluaran *superheater* (T_{sh}) dengan memanipulasi laju gas proses melalui bukaan kontrol valve 1011 dan temperatur gas proses keluaran *preheater* dengan memanipulasi laju fluida pendingin melalui bukaan kontrol valve 1050. Penghematan penggunaan laju gas proses dalam mencapai *set point* T_{sh} akan mengurangi biaya operasional, selain itu berkurangnya jumlah gas proses yang masuk ke HTS dengan suhu tidak sesuai desain akan meningkatkan hasil proses pada reaktor HTS. Begitu pula pada temperatur gas proses keluaran *preheater* (T_{ph}), penghematan penggunaan laju fluida pendingin akan menghemat biaya operasional dan meningkatkan kualitas produk dari keluaran LTS karena suhu gas proses yang masuk sesuai *set point* atau desain proses lebih cepat.

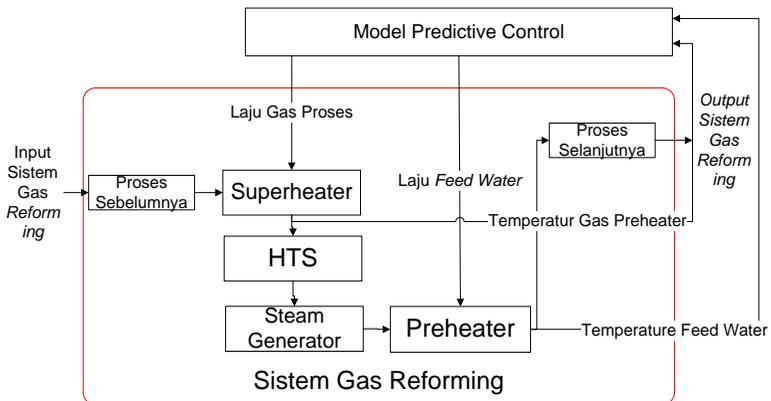
Nilai parameter PI yang digunakan pada simulasi sistem *gas reforming* diperoleh menggunakan tuning secara *trial-error* hingga diperoleh grafik yang memuaskan. Penggunaan metode tuning *trial-error* ini dilakukan karena keterbatasan informasi yang bisa diperoleh dari *real plant*. Namun proses validasi antara nilai input dan output hasil simulasi terhadap nilai input dan output hasil pengukuran *real plant* tetap dilakukan. Sehingga

diharapkan model simulasi dapat mewakili *real plant* sistem *gas reforming* PT Pupuk Kaltim.

3.3 Perancangan Sistem Kontrol Prediktif dengan struktur *centralized* untuk mengoptimalkan proses pada Sistem *Gas reforming*

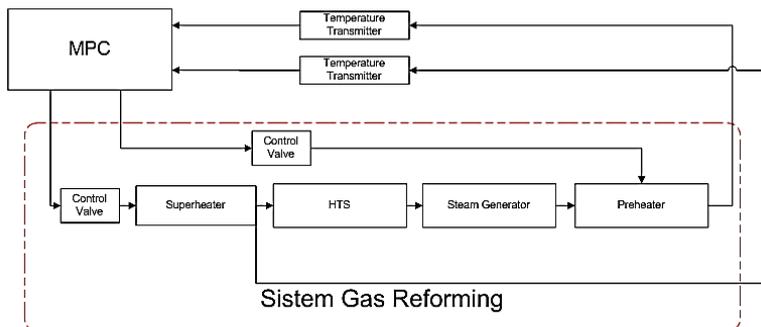
Setelah diperoleh model simulasi *closed loop plant* dengan controller PI, tahap selanjutnya pada penelitian tugas akhir ini adalah merancang sistem kontrol prediktif dengan struktur *centralized* yang mampu mengoptimalkan proses pada sistem *gas reforming*.

Sistem kontrol prediktif dengan struktur *centralized* akan dipasang untuk menggantikan sistem kontrol yang sebelumnya telah dipasang pada simulasi *closed loop*. Sistem kontrol dengan struktur *centralized* bekerja dengan memberikan sinyal kontrol secara langsung pada aktuator *plant*. Dengan kata lain pada perancangan sistem kontrol ini sistem kontrol prediktif akan memberikan sinyal kontrol optimal secara langsung sesuai dengan dinamika input dan output *plant*. Skema sistem kontrol prediktif dengan struktur *centralized* pada sistem *gas reforming* PT Pupuk Kaltim yang diajukan dalam tugas akhir ini diajukan oleh gambar 3.3



Gambar 3.3 Skema sistem kontrol prediktif dengan struktur *centralized* pada Sistem *Gas reforming* PT Pupuk Kaltim

Skema sistem kontrol yang ditunjukkan pada gambar 3.4 merupakan sistem kontrol yang menggunakan algoritma kontrol *Model predictive control* (MPC). Perancangan sistem kontrol menggunakan algoritma MPC ini bertujuan untuk mengurangi *error* pengendalian yang dihasilkan oleh kontroller PI pada model *closed loop plant* dan meminimalkan variabel manipulasi yang memiliki nilai ekonomis dalam sistem *gas reforming*, sehingga biaya operasindari *plant* dapat dihemat. Pada gambar 3.4 menunjukkan diagram blok sistem kontrol prediktif dengan struktur *centralized* pada sistem *gas reforming* PT Pupuk Kaltim.



Gambar 3.4 Diagram blok sistem kontrol prediktif dengan struktur *centralized* pada Sistem *Gas reforming* PT Pupuk Kaltim

Proses kontrol prediktif dengan struktur *centralized* pada sistem *gas reforming* dapat dijelaskan sebagai berikut: kontroller PI pada *plant* ditiadakan dan digantikan oleh kontroller MPC. Temperatur gas keluaran *superheater* dan temperatur gas keluaran *preheater* di ukur oleh elemen transmitter, elemen transmitter ini akan memberi sinyal input kedalam kontroller MPC. Didalam kontroller MPC terdapat *set point* atau nilai yang diinginkan

untuk temperatur gas proses keluaran *superheater* dan temperature gas keluaran *preheater*. Kontroller MPC akan memberikan sinyal kontrol kepada aktuator sistem *gas reforming*, sinyal kontrol yang diberikan adalah hasil perhitungan optimisasi berdasarkan fungsi kriteria yang melibatkan model *plant*. Selanjutnya sinyal kontrol optimal MPC yang berupa arus akan mengatur bukaan *control valve* yang digunakan untuk mengatur variabel manipulasi masing-masing variabel proses, sehingga variabel proses dapat mencapai nilai *set point* yang diinginkan.

3.3.1 Linierisasi *plant*

Perancangan sistem kontrol prediktif dimulai dengan melakukan linearisasi *plant*. Linearisasi *plant* ini bertujuan untuk mendapatkan model linear *plant* sistem *gas reforming*. Metode linearisasi yang digunakan pada perancangan ini adalah metode deret taylor, namun karena sistem *gas reforming* disusun oleh beberapa *plant* nonlinear maka dalam proses linearisasi *plant* ini dibantu fitur *linmod* pada matlab. Fitur *linmod* pada matlab menggunakan metode linearisasi jacobian. Sehingga dalam matriks jacobian terdapat deret taylor. Dari hasil linearisasi *plant* ini nantinya didapatkan nilai matriks A,B,C dan D yang selanjutnya dinyatakan dalam bentuk *state space* seperti persamaan berikut:

$$\underline{x}(k+1) = \underline{A}\underline{x}(k) + \underline{B}\underline{u}(k) \quad (3.24)$$

$$\underline{y}(k) = \underline{C}\underline{x}(k) \quad (3.25)$$

Dari model *state space* ini nantinya akan diperoleh model prediksi sebagaimana ditunjukkan pada persamaan (2.12). Model prediksi ini akan digunakan untuk memprediksi output pada horizon tertentu.

3.3.2 Penentuan parameter MPC

Setelah didapatkan model prediksi yang digunakan untuk memprediksi keluaran *plant*, maka langkah selanjutnya adalah minimasi fungsi kriteria dari *plant*. Fungsi kriteria *plant* ditunjukkan oleh persamaan (3.26). persamaan tersebut merupakan penjumlahan fungsi kuadrat dari *error* (selisih) antara output prediksi dengan *set point* atau reference trajectory dan perubahan sinyal kontrol.

$$v(k) = \sum_{i=1}^{Hp} \left\| \underline{\hat{y}}(k+i|k) - \underline{r}(k+i|k) \right\|_{\underline{Q}(i)}^2 + \sum_{i=0}^{Hu-1} \left\| \underline{\Delta \hat{u}}(k+i|k) \right\|_{\underline{R}(i)}^2 \quad (3.26)$$

- $\underline{y}(t+i | t)$: keluaran terprediksi untuk i- langkah kedepan saat waktu k
- $r(t+i | t)$: nilai trayektori acuan (reference trajectory)
- $\underline{\Delta \hat{u}}(t+i | t)$: perubahan nilai sinyal kendali terprediksi untuk i-langkah kedepan saat waktu k
- Q(i) dan R(i) : faktor bobot
- Hp : horizon prediksi
- Hu : horizon kontrol

Dalam perhitungan sinyal kontrol MPC terdapat parameter-parameter yang digunakan untuk menghasilkan sinyal kontrol. Parameter-parameter tersebut diantaranya adalah:

- Horizon prediksi (Hp)
Horizon prediksi merupakan besarnya rentang interval kedepan yang digunakan oleh controller untuk memprediksi output dari *plant*. Pada perancangan ini horizon prediksi yang digunakan adalah 10.
- Horizon kontrol (Hu)

Horizon kontrol merupakan besarnya rentang interval kedepan yang digunakan untuk menghitung sinyal kontrol. Pada perancangan ini horizon kontrol yang digunakan adalah 1.

- Interval kontrol

Waktu sampling yang digunakan oleh controller untuk menghitung sinyal kontrol. Pada perancangan ini interval kontrol yang digunakan adalah 0.1.

- Konstrain

Konstrain adalah batasan nilai yang dipengaruhi oleh keterbatasan *plant*. Konstran pada perancangan ini hanya diberikan pada amplitudo sinyal input atau sinyal yang dikeluarkan controller. Konstrain input minimal adalah 4mA dan maksimal adalah 20mA. Konstrain ini didapatkan dari inputan kontrol valve minimal arus listrik 4 mA dan maksimal 20 mA.

$$4 \leq \underline{u}(k) \leq 20$$

- Bobot output

Bobot output adalah nilai yang berfungsi untuk menentukan akurasi dari setiap output yang harus *tracking* pada *set point*nya. Bobot output yang digunakan pada simulasi ini adalah 0.1. bobot output dinyatakan dengan:

$$S_y(k) = \sum_{i=1}^p \sum_{j=1}^{n_y} \{w^y j [r_j(k+i) - y_j(k+i)]\}^2 \quad (3.26)$$

$S_y(k)$: weighted sum of squared deviations

k : sampling interval pada saat ke- k

$k+i$: sampling interval pada saat ke- $k+i$

p : jumlah control interval dalam prediksi horizon

n_y : jumlah output *plant*

w^y_j : bobot untuk output j

$[r_j(k+1)-y_j(k+1)]$ Merupakan deviasi terprediksi untuk output j disaat k+1. Bobot harus bernilai 0 atau positif 1 dari sasaran hasil controller dengan tujuan untuk memperkecil $S_y(k)$.

- Bobot laju

Bobot laju adalah nilai yang berfungsi untuk memperkecil bobot adjustment controller. Meningkatkan bobot laju akan menyebabkan controller menghasilkan pengaturan yang teliti. Bobot laju yang digunakan pada simulasi ini adalah 0.1. Bobot laju dinyatakan oleh:

$$S_{\Delta u}(k) = \sum_{i=1}^M \sum_{j=1}^{n_{mv}} \{w_j^{\Delta u} \Delta u_j(k+i-1)\}^2 \quad (3.27)$$

$S_{\Delta u}(k)$: weighted sum of controller adjustments

M : jumlah interval dalam prediksi horizon

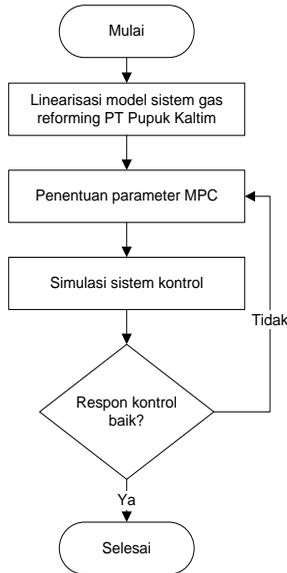
n_{mv} : jumlah *manipulated* variabel

$w_j^{\Delta u}$: rate wieght

$\Delta u(k+j-1)$: pengaturan terprediksi *manipulated variable* j pada sampling interval k+j-1

Langkah selanjutnya adalah mensimulasikan controller MPC yang telah dirancang untuk sistem *gas reforming*. Parameter yang digunakan controller MPC untuk menghitung sinyal kontrol adalah parameter yang telah di tentukan sebelumnya. Langkah perhitungan sinyal kontrol MPC telah di tunjukkan pada gambar 2.11. Apabila simulasi controller MPC hasil perancangan menghasilkan respon yang baik, yaitu output dapat mengikuti nilai *set point* dengan *error* dibawah 2% maka pembuatan algoritma MPC telah selesai. Namun apabila respon kontrolnya masih buruk, output memiliki *error* lebih dari 2% maka perlu dilakukan setting ulang parameter yang digunakan di algoritma

MPC. Tahapan perancangan algoritma controller MPC bisa dilihat pada gambar 3.5.



Gambar 3.5 Diagram alir pembuatan algoritma MPC

9.4 Uji Performansi Sistem Kontrol Prediktif dengan Struktur *Centralized*

Langkah selanjutnya, untuk menguji kehandalan dari sistem kontrol prediktif dengan struktur *centralized* yang telah dirancang, maka perlu dilakukan pengujian. Pada tugas akhir ini uji yang dilakukan adalah uji *tracking set point* dan uji *noise*. Pengujian ini akan membandingkan performansi kontrol dari algoritma MPC dan PI. Performansi yang ditinjau adalah *maximum overshoot* (M_p), *settling time* (T_s), dan *error steady state* (e_{ss}). Pengujian tersebut dilakukan sebagai berikut:

- Uji *tracking set point*
Uji *set point* bertujuan untuk mengetahui kemampuan sistem kontrol dalam mengendalikan variabel proses terhadap adanya perubahan *set point* naik dan turun pada waktu tertentu. Pada Uji ini, *set point* temperature keluaran *superheater* dinaikkan dari 365 ke 370 dan temperature keluaran *preheater* dinaikkan dari 212.4 ke 220. Setelah *steady set point* kembali diturunkan ke *set point* awalnya.
- Uji Beban
Uji beban bertujuan untuk mengetahui kemampuan sistem kontrol dalam mengendalikan variabel proses terhadap adanya perubahan beban yang diberikan. Beban pada sistem *gas reforming* adalah T gas proses masuk dan T water in masuk. Beban dirubah naik dan dirubah turun. Perubahan beban naik dan turun untuk sistem kontrol PI dan MPC dilakukan pada detik ke 350. Untuk uji beban naik suhu dinaikkan 5°C dari suhu normal dan beban turun diturunkan 5°C dari suhu normalnya.
- Uji *noise*
Uji *noise* dilakukan untuk mengetahui kemampuan sistem kontrol untuk tetap mengendalikan variabel proses sesuai *set point* terhadap adanya gangguan atau *noise* berupa sinyal random dengan variance tertentu. Besarnya *variance noise* yang digunakan untuk menguji sistem kontrol adalah sebesar 0.027% pada pengendalian temperatur keluaran *superheater* dan 0.023% pada pengendalian temperatur gas keluaran *preheater*.

Halaman ini sengaja dikosongkan

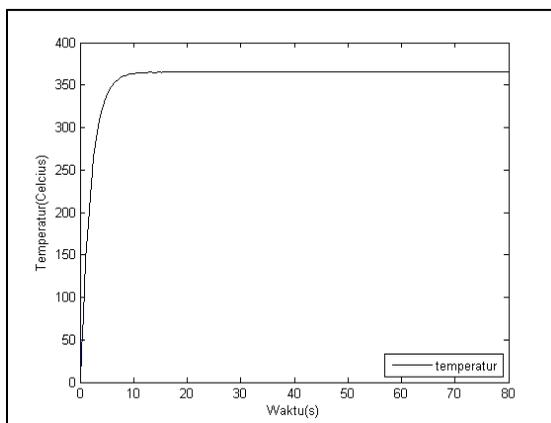
BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN

4.1 Hasil Simulasi

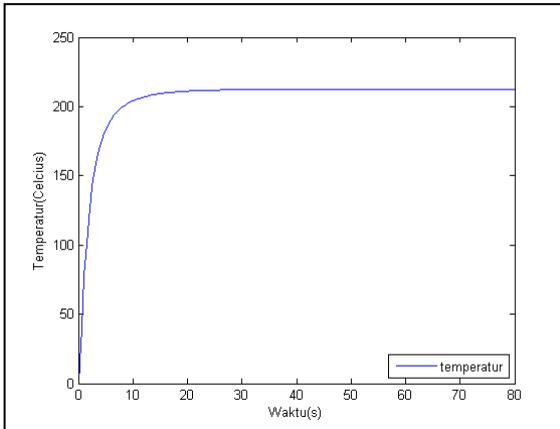
Pada sub-bab ini dilakukan analisis terhadap simulasi pemodelan sistem *gas reforming* yang telah dibuat. Pemodelan yang dianalisa adalah pemodelan *plant* sistem *gas reforming* pada keadaan *open loop*, *closed loop* menggunakan sistem kontrol PI dan *closed loop* menggunakan sistem kontrol prediktif dengan struktur *centralized*. Analisa dilakukan dengan mengamati respon temperatur gas proses keluaran *superheater* dan temperatur gas proses keluaran *preheater* pada beberapa keadaan, yaitu *open loop*, *closed loop* dengan sistem kontrol PI dan *closed loop* dengan sistem prediktif kontrol dengan struktur *centralized*.

4.1.1 Simulasi *open loop*

Simulasi *open loop* dilakukan dengan mensimulasikan model matematis yang telah dibuat tanpa memberi kontroller pada *plant*. Sebagai input, digunakan sinyal step dengan besar 15.49 mA untuk input pertama dan 15.45 mA untuk input yang kedua. Nilai input yang diberikan tersebut adalah nilai inputan *plant* pada kondisi *steady*.



Gambar 4. 4 Respon *open loop* temperatur gas *superheater*



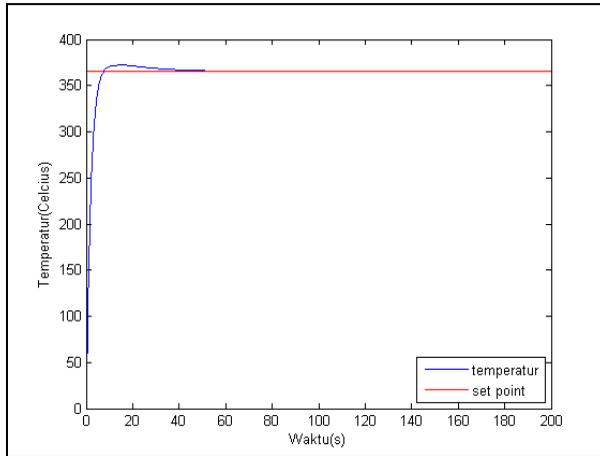
Gambar 4. 5 Respon *open loop* temperatur gas *preheater*

Gambar 4.1-4.2 diatas menunjukkan respon *open loop* dari sistem saat diberi inputan *steady*. Ketika *plant superheater* diberi inputan *control valve* sebesar 15.4 9mA maka suhu gas proses keluaran *superheater* akan menuju pada titik steadinya pada suhu 365. Sedangkan untuk inputan *control valve* pada *preheater* diberi inputan dengan besar 15.49mA maka suhu gas proses keluarannya *preheater* akan menuju 212.

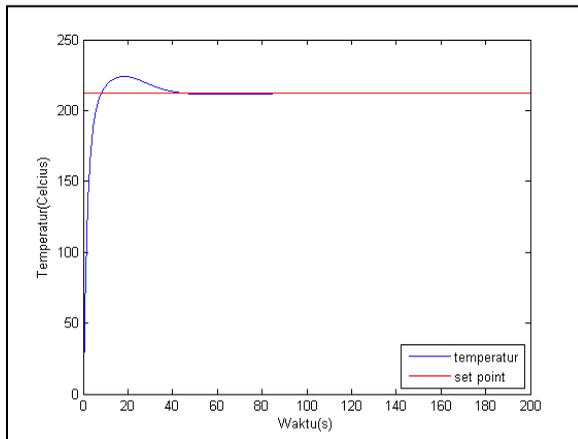
4.1.2 Simulasi *closed loop* dengan kontroller PI dan validasi

Setelah mensimulasikan *plant* secara *open loop* langkah selanjutnya adalah mensimulasikan *plant* pada kondisi *closed loop* dengan controller PI (proportional-integral). Temperatur gas proses keluaran *superheater* dan temperatur gas proses keluaran *preheater* dikontrol pada *set point*nya. *Set point* untuk T gas *superheater* adalah pada 365 dan T gas *preheater* adalah 212.4.

Pada simulasi ini nilai parameter controller PI yang digunakan adalah $K_p=1$ dan $K_i=1$ untuk *loop* kontrol *superheater* sedangkan untuk *loop* kontrol *preheater* $K_p=2$ dan $K_i=2$.



Gambar 4. 3 Respon *Close loop* (PI) temperatur gas *superheater*



Gambar 4. 4 Respon *Close loop* (PI) temperatur gas *preheater*

Gambar 4.3 dan Gambar 4.4 diatas menunjukkan grafik respon temperatur gas proses keluaran *superheater* dan *preheater* saat dikontrol dengan controller PI. Dari gambar tersebut kontroller mampu mengontrol *plant* mencapai *set point*nya.

Setelah dilakukan simulasi pemodelan *open loop* dan *closed loop plant* secara komputasi, selanjutnya dilakukan validasi

model yang telah dibuat dengan *real plant*. Perbandingan antaran model *closed loop* dengan *real plant* ditunjukkan pada table 4.1.

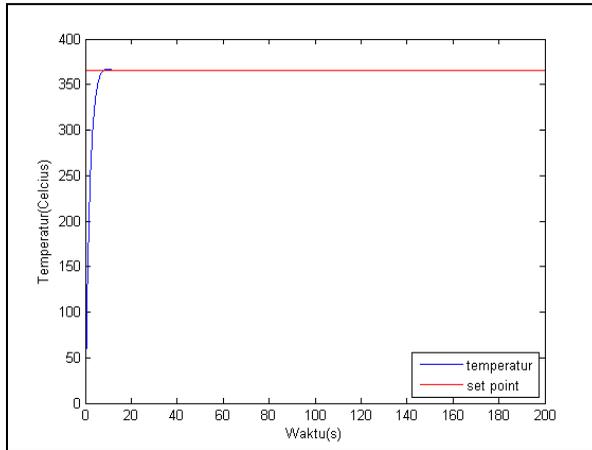
Tabel 4.1 Perbandingan data proses model dengan *real plant*

Variabel	Model	<i>Real Plant</i>
<i>Superheater</i>		
Flow gas proses	10.36 m ³ /s	10.36 m ³ /s
Temperatur out <i>superheater</i>	365	365
<i>Preheater</i>		
Flow water	0.061m ³ /s	0.061m ³ /s
Temperatur gas out <i>preheater</i>	212.4	212.5

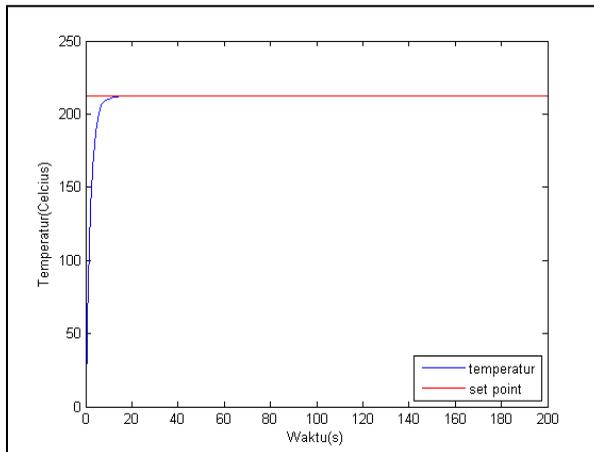
Dari data pada table 4.1 terlihat bahwa data proses pada model *plant* yang disimulasikan tidak jauh berbeda atau mendekati kondisi pada *real plant*. Dengan demikian model dapat dikatakan valid dan selanjutnya model *plant* akan di kontrol menggunakan algoritma MPC yang telah dirancang.

4.1.3 Simulasi *closed loop* dengan kontroller MPC

Setelah model *closed loop* dengan sistem kontrol PI valid maka tahap selanjutnya adalah melakukan perancangan sistem kontrol prediktif dengan struktur *centralized*. Sistem *gas reforming* yang sebelumnya di kontrol oleh sistem kontroller PI untuk selanjutnya akan digantikan dengan kontroller MPC yang telah dirancang. Kontroller MPC yang dirancang pada simulasi ini menggunakan nilai parameter horizon prediksi 50, horizon kontrol 1, interval kontrol 0.1, bobot laju input 0.1, bobot output 1, serta konstrain sinyal kontrol minimum 4 mA dan maksimum 20 mA.



Gambar 4. 5 Respon *Closed loop*(MPC) temperatur gas *superheater*



Gambar 4. 6 Respon *Close loop*(MPC) temperatur gas *preheater*

Gambar 4.5 dan gambar 4.6 menunjukkan grafik respon saat dikontrol menggunakan kontroller MPC. Dari gambar tersebut kontroller MPC hasil perancangan mampu mengontrol proses variabel dengan baik. Hal ini ditunjukkan dengan respon sistem mampu mengikuti *set point* yang di tentukan.

Dari hasil tersebut diketahui bahwa hasil respon *closed loop* sistem pada kondisi normal dengan kontroller PI dan kontroller MPC memiliki perbedaan. Kontroller MPC mampu memberikan hasil yang lebih bagus dengan M_p yang lebih kecil, T_s yang lebih cepat dan e_{ss} yang lebih kecil. Sehingga dapat dikatakan MPC mampu bekerja lebih baik dengan perancangan yang pas pada suatu kondisi tertentu. Pada table 4.1 bisa dilihat perbandingan kontroller PI dan MPC pada kondisi normal.

Tabel 4. 2 Parameter hasil simulasi pada keadaan normal

	T gas <i>superheater</i>		T gas <i>preheater</i>	
	MPC	PI	MPC	PI
<i>Settling time</i> (s)	17.8 s	92.8 s	75 s	151 s
<i>Ess</i> (%)	0%	0%	0%	0.01%
<i>Maximum overshoot</i> (%)	0.4532%	1.9059%	0%	5.4595%

4.2 Hasil Uji Sistem Kontrol

Tahap selanjutnya adalah menguji sistem kontrol PI dan sistem kontrol MPC yang sudah dirancang. Pengujian sistem kontrol ini bertujuan untuk mengetahui performansi dari masing-masing sistem kontrol. Uji yang dilakukan terdiri dari uji *tracking set point*, uji *noise* dan meninjau penggunaan *manipulated variable* untuk mengetahui penghematan yang dilakukan.

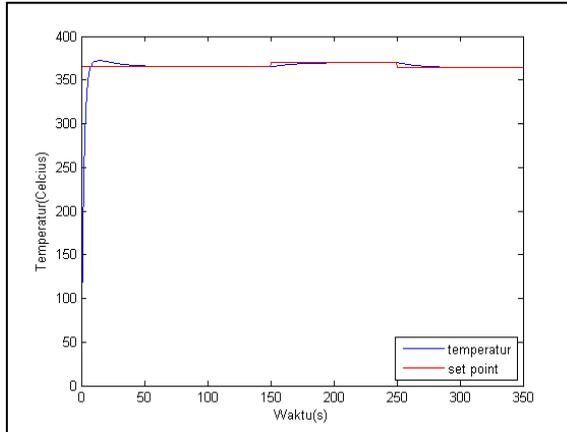
4.2.1 Uji *tracking set point*

Uji *tracking set point* dilakukan untuk mengetahui keandalan sistem kontrol dalam mengontrol variable proses sesuai dengan *set point* yang diberikan.

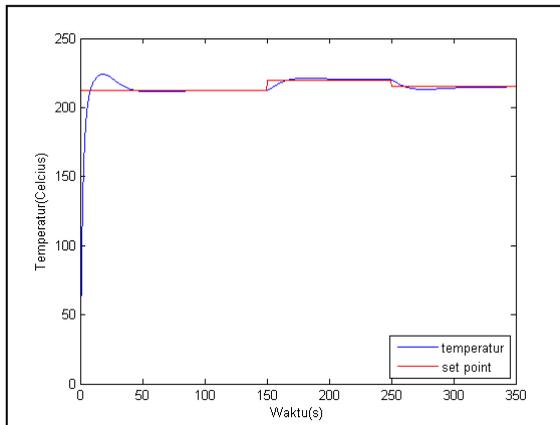
Pada uji *tracking set point* ini terdapat dua kondisi perubahan, *set point* naik dan *set point* turun. Untuk T *superheater* dinaikkan sebesar 370 dari yang sebelumnya 365, kemudian untuk uji *set point* turun dilakukan penurunan dari 370 ke 365. Sedangkan untuk T *preheater* dinaikkan menjadi 220

yang sebelumnya adalah 212.4, kemudian ketika uji *set point* turun dari 220 diturunkan menjadi 212.4.

- **Kontroller PI**



Gambar 4. 7 Uji *tracking set point* (PI) temperatur gas *superheater*



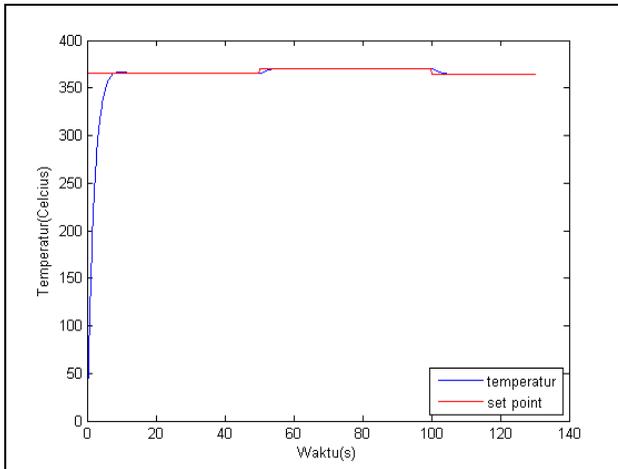
Gambar 4. 8 Uji *tracking set point* (PI) temperatur gas *preheater*

Gambar 4.7 dan 4.8 menunjukkan grafik respon sistem dengan menggunakan sistem kontrol PI. Dari gambar tersebut

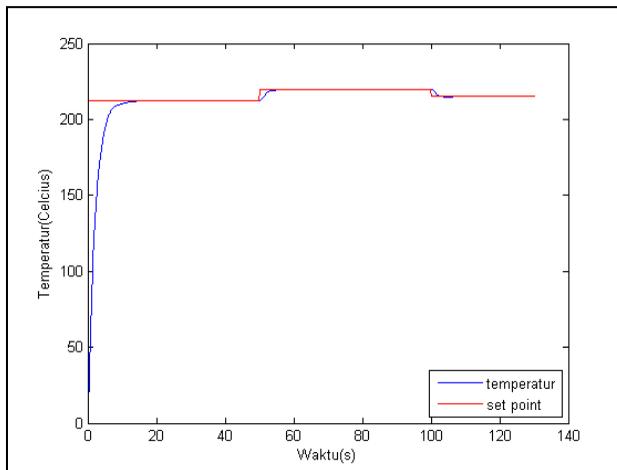
terlihat kontroller PI mampu mengontrol variabel proses sesuai dengan *set point* diberikan, baik *set point* naik atau turun.

Gambar 4.9 dan gambar 4.10 menunjukkan respon grafik respon sistem dengan menggunakan kontroler MPC saat dilakukan uji *set point*. Dari gambar tersebut MPC mampu mengontrol proses variabel sesuai dengan *set point* yang diberikan sebagaimana kontroller PI. Pada table 4.2 bisa dilihat perbandingan antara PI dan MPC.

- **Kontroller MPC**



Gambar 4. 9 Uji *tracking set point* (MPC) temperatur gas *superheater*



Gambar 4. 10 Uji *tracking set point* (MPC) temperatur gas *preheater*

Dari gambar tersebut terlihat bahwa MPC mampu meperkecil kesalahan pada kontroller PI, dengan kata lain MPC mampu memberikan performansi kontrol yang lebih baik. Dengan performansi kontrol yang lebih baik maka penggunaan *manipulated variable* akan lebih optimal.

Tabel 4. 3 Parameter hasil uji *tracking set point* naik

	T gas <i>superheater</i>		T gas <i>preheater</i>	
	MPC	PI	MPC	PI
<i>Settling time</i> (menit)	9 s	30 s	11.2 s	40 s
<i>Ess</i> (%)	0%	0.01%	0%	0.1%
<i>Maximum overshoot</i> (%)	0.087%	0%	0%	0.4%

Tabel 4. 4 Parameter hasil uji *tracking set point* turun

	T gas <i>superheater</i>		T gas <i>preheater</i>	
	MPC	PI	MPC	PI
<i>Settling time</i> (menit)	11 s	20 s	12 s	30 s
<i>Ess</i> (%)	0%	0.01%	0%	0.01%
<i>Maximum overshoot</i> (%)	0.0023%	0 %	0 %	0.8%

4.2.2 Uji Beban

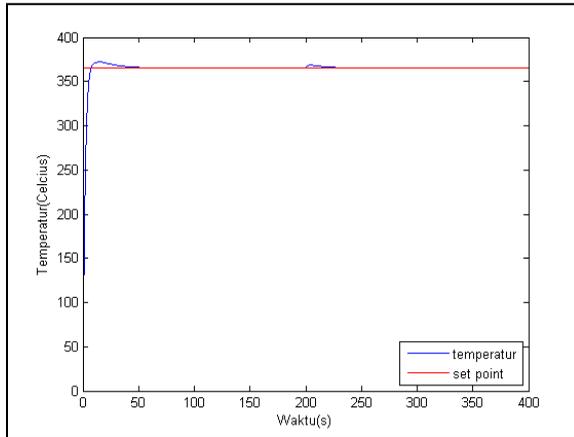
Uji beban dilakukan untuk mengetahui kemampuan kontroller dalam mengatasi perubahan beban atau *disturbance* yang muncul pada *loop* pengendaliannya. Dengan melakukan pengujian ini akan diketahui apakah sistem kontrol dapat menjaga variabel proses pada *set point*nya walaupun terdapat *disturbance* atau perubahan beban kontrol.

Uji beban yang dilakukan pada tugas akhir ini adalah dengan menaikkan dan menurunkan beban pada sistem pengendalian. Pada sistem *gas reforming* bagian *superheater* yang dianggap beban adalah temperatur gas masuk (T. gasin) dan pada *preheater* yang dianggap beban adalah temperatur air masuk (T. waterin).

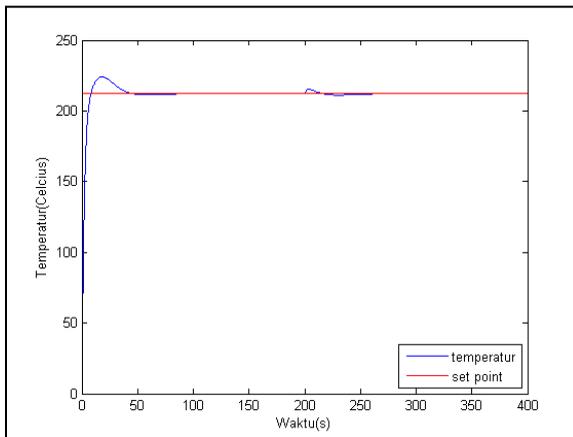
Beban naik

Pada uji beban naik, temperatur gas masuk (T. gas in) dinaikkan sebesar 395°C dan temperatur air masuk (T. water in) dinaikkan sebesar 185°C. Peningkatan beban pada sistem kontrol dilakukan setelah sistem kontrol *steady*. Pada sistem kontrol PI peningkatan beban dilakukan pada detik ke 200 sedangkan pada sistem kontrol MPC peningkatan beban dilakukan pada detik 100 .

- **Kontroller PI**



Gambar 4. 11 Uji beban naik (PI) temperatur gas *superheater*

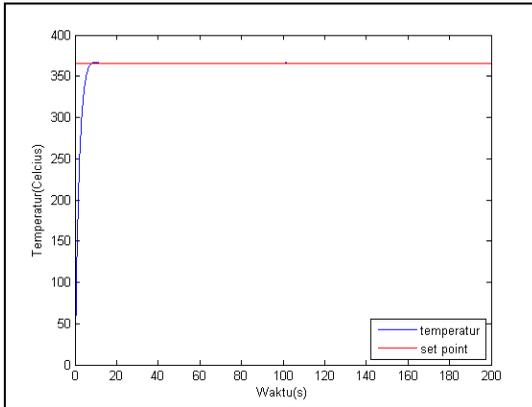


Gambar 4. 12 Uji beban naik (PI) temperatur gas *preheater*

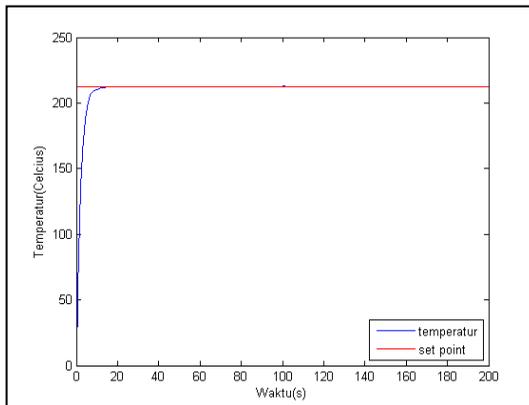
Gambar 4.11 – Gambar 4.12 diatas menunjukkan grafik respon sistem dengan menggunakan kontroller PI saat dilakukan

uji beban naik. Dari gambar tersebut terlihat akibat penaikan beban sistem menyebabkan temperatur gas *superheater* dan temperatur gas *preheater* berubah. Namun dengan adanya sistem kontrol PI temperature gas *superheater* dan temperature gas *preheater* dijaga kembali menuju *set point* masing-masing.

- **Kontroller MPC**



Gambar 4. 13 Uji beban naik (MPC) temperatur gas *superheater*



Gambar 4. 14 Uji beban naik (MPC) temperatur gas *preheater*

Gambar 4.13 dan gambar 4.14 menunjukkan respon sistem kontrol MPC dalam mengatasi perubahan beban naik. Ketika terjadi perubahan beban naik terdapat perubahan variabel proses terhadap *set point*nya. Dengan adanya controller MPC, variabel proses dijaga kembali menuju *set point*nya. Dari gambar 4.13 dan 4.14 bisa dilihat bahwa MPC lebih baik dalam menangani perubahan beban naik pada sistem.

Pada saat terjadi perubahan beban naik sistem kontrol PI dan MPC menghasilkan respon untuk menjaga variabel proses tetap pada *set point*nya. Perbandingan respon antara sistem kontrol PI dan MPC dalam menangani beban naik terdapat pada tabel 4.5. Dari parameter tersebut MPC controller bekerja lebih baik dalam menangani beban naik. MPC controller menghasilkan *settling time*, *Ess* dan *Maximum overshoot* lebih kecil.

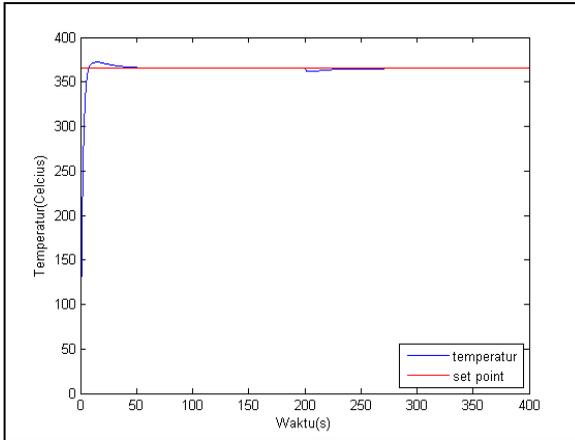
Tabel 4. 5 Parameter hasil uji beban naik

	T gas <i>superheater</i>		T gas <i>preheater</i>	
	MPC	PI	MPC	PI
<i>Settling time</i> (menit)	6 s	85 s	7 s	91 s
<i>Ess</i> (%)	0%	0.01 %	0%	0.1%
<i>Maximum overshoot</i> (%)	0.3173%	0.9567%	0.31%	1.37%

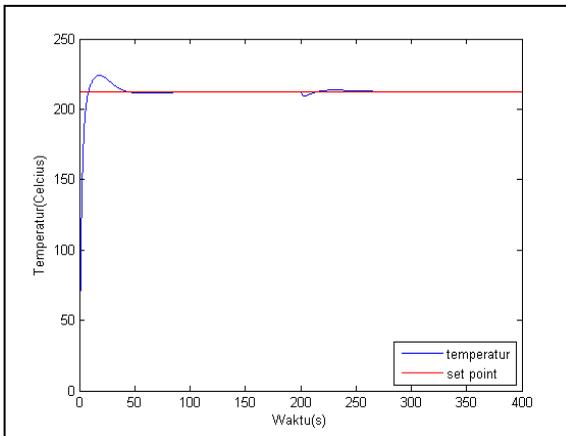
Beban turun

Setelah pengujian beban naik dilakukan pengujian beban turun dengan mengubah temperatur gas masuk (T. gasin) dan temperature air masuk (T. waterin) menjadi lebih rendah dari kondisi normalnya. Temperatur gas masuk (T. gasin) diturunkan menjadi 385°C dan temperatur air masuk (T. waterin) diturunkan menjadi 185°C. Penurunan beban ini dilakukan ketika sistem kontrol PI dan MPC dalam keadaan *steady*, pada sistem kontrol PI perubahan beban dilakukan pada detik ke 200 dan pada sistem kontrol MPC dilakukan pada detik ke 100

- **Kontroller PI**



Gambar 4. 15 Uji beban turun (PI) temperatur gas *superheater*

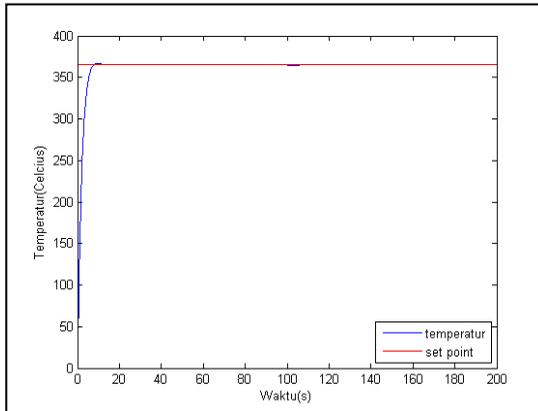


Gambar 4. 16 Uji beban *disturbance* turun (PI) temperatur gas *preheater*

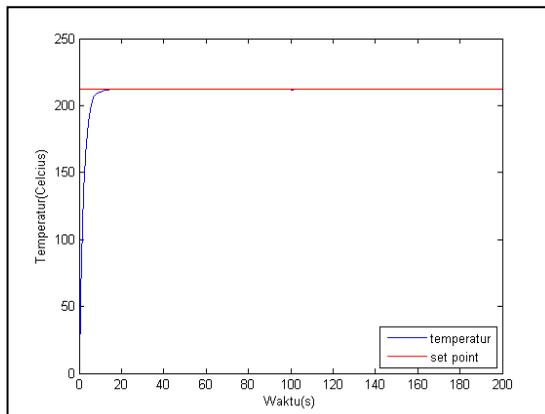
Gambar 4.15 dan gambar 4.16 menunjukkan grafik respon sistem menggunakan kontroller PI saat dilakukan uji

beban turun. Seperti perubahan beban naik perubahan beban turun menyebabkan variabel proses berubah terhadap *set point*nya. Namun respon sistem dapat kembali menuju nilai *set point*nya.

- **Kontroller MPC**



Gambar 4. 17 Uji beban turun (MPC) temperatur gas *superheater*



Gambar 4. 18 Uji beban turun (MPC) temperatur gas *preheater*

Gambar 4.17 dan gambar 4.18 menunjukkan grafik respon sistem dengan menggunakan kontroller MPC saat dilakukan uji beban turun. Kontroller MPC mampu mengatasi perubahan beban turun sehingga variabel proses dijaga tetap ke *set pointnya*.

Pada saat terjadi perubahan beban turun, sistem kontrol berusaha menjaga variabel proses pada *set pointnya*. Dalam menjaga variabel proses pada *set pointnya*, sistem kontrol akan menghasilkan respon dinamik sesuai dengan performansinya. Kontroller yang bagus akan menghasilkan parameter *settling time*, *Ess*, dan *Maximum overshoot* yang minim. Pada tabel 4.6 dapat dilihat perbandingan antara sistem kontrol PI dan MPC dalam mengatasi perubahan beban turun. Dari parameter pada tabel 4.6 MPC bekerja lebih baik dengan menghasilkan *settling time*, *Ess*, dan *Maximum overshoot* yang kecil.

Tabel 4. 6 Parameter hasil uji beban turun

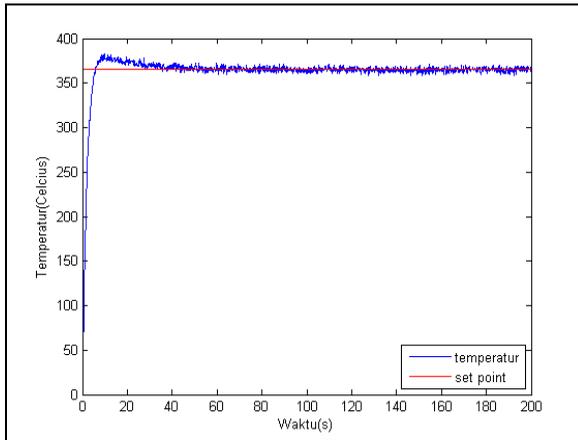
	T gas <i>superheater</i>		T gas <i>preheater</i>	
	MPC	PI	MPC	PI
<i>Settling time</i> (menit)	7	80 s	8	90 s
<i>Ess</i> (%)	0%	0.01%	0%	0.01%
<i>Maximum overshoot</i> (%)	0.317%	0.8398%	0.31%	1.37%

Dari hasil pengamatan uji beban yang dilakukan, baik uji beban naik dan beban turun terhadap parameter-parameter pada tabel 4.5 dan 4.6 MPC memiliki keunggulan daripada kontroller PI dalam menangani perubahan beban yang dilakukan. Dengan hasil performansi yang lebih baik, MPC mampu mengoptimalkan sistem *gas reforming*.

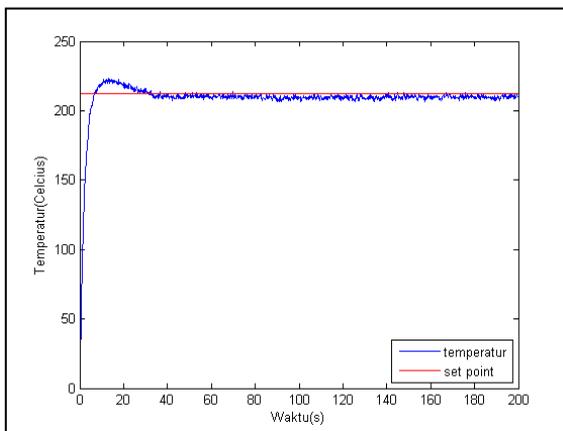
4.2.4 Uji Noise

Uji *noise* dilakukan untuk mengetahui kehandalan dari sistem kontrol untuk mengontrol variabel proses tetap mengikuti *set point* dengan adanya *noise*. Pada uji *noise* ini, besarnya *noise* 2.7% pada T gas *superheater* dan 2.3% pada T gas *preheater*.

- Kontroler PI



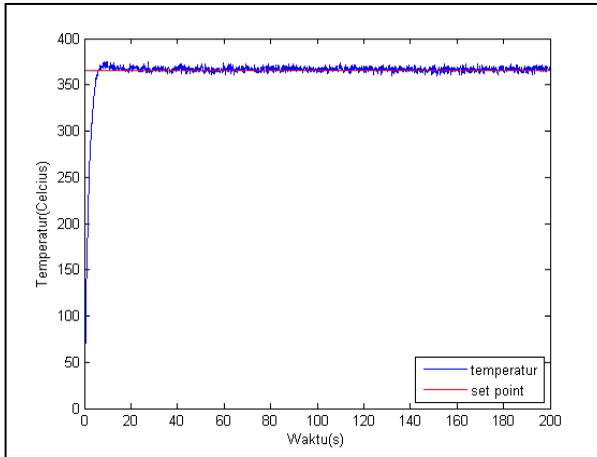
Gambar 4. 19 Uji *noise* (PI) temperatur gas *superheater*



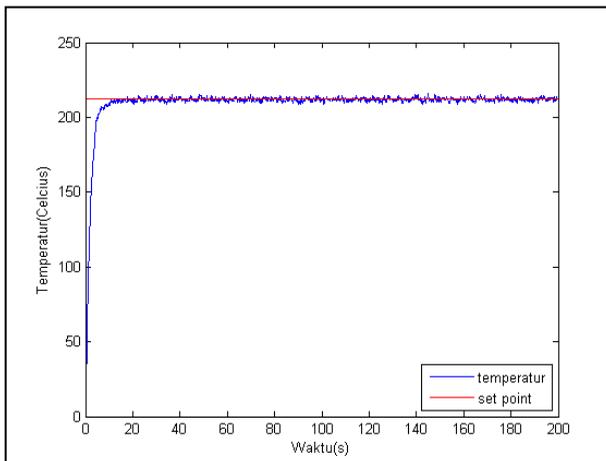
Gambar 4. 20 Uji *noise* (PI) temperatur gas *preheater*

Gambar 4.9 dan gambar 4.10 menunjukkan bahwa sistem kontrol PI mampu mengontrol variabel proses tetap berada di sekitar *set point*. Meskipun variabel proses berfluktuatif, sistem kontrol PI mampu menjaga variabel proses mengikuti *set point*.

- **Kontroller MPC**



Gambar 4. 21 Uji *noise* (MPC) temperatur gas *superheater*



Gambar 4.22 Uji *noise* (MPC) temperatur gas *preheater*

Gambar 4.11 dan gambar 4.12 adalah respon dari T gas *superheater* dan T gas *preheater* yang dikontrol dengan MPC saat di uji *noise*. Dari gambar tersebut bisa dilihat bahwa MPC mampu mengatasi *noise* yang diberikan dan menjaga variabel proses mengikuti *set point*.

Dari keseluruhan uji yang telah dilakukan dapat disimpulkan controller MPC yang dirancang mampu mengontrol variabel proses dengan baik. Pada sub bab selanjutnya akan di bahas menghitung penghematan *operational cost* dengan menerapkan Controller MPC.

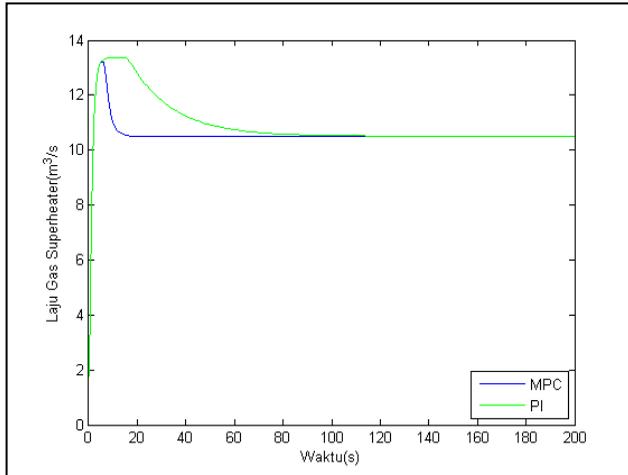
4.3 Perhitungan Penghematan *Operational cost*

Tahap selanjutnya adalah menghitung besarnya *saving* atau penghematan *operational cost* yang diperoleh setelah mengganti sistem kontrol PI dengan sistem kontrol MPC dengan struktur *centralized*. Dengan performansi yang lebih baik dari PI, sistem kontrol MPC mampu mengoptimisasi variabel manipulasi yang digunakan. Perhitungan konsumsi gas proses pada *superheater* dan *feed water* pada *preheater* dilakukan dengan merekam data laju gas proses dan *feed water*.

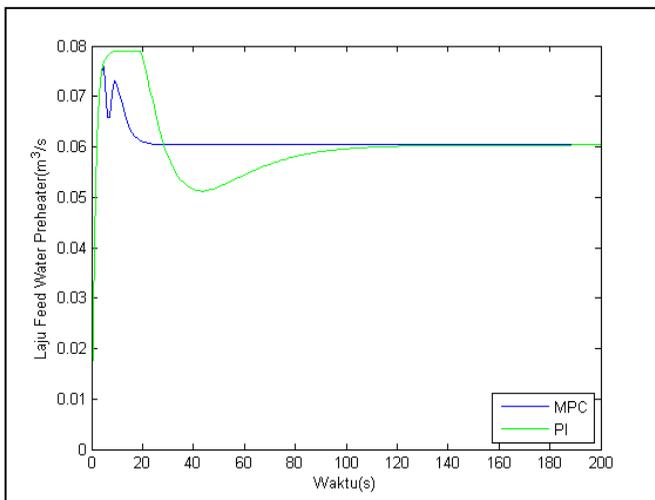
$$J_{cf} = \sum_{i=1}^N C_f w_f + \sum_{i=1}^N C_e w_e \quad (4.1)$$

Dimana w_f merupakan laju gas proses per detik (m^3/s) dan w_e laju *feed water* (m^3/s). Jika diasumsikan C_f (harga gas proses) adalah Rp. 4000/ m^3 dan C_e adalah Rp. 200/ m^3 , diperoleh *operational cost* dari *plant* dengan controller PI dan controller MPC dalam waktu yang sama. *Operational cost* dihitung untuk mengetahui pengaruh performansi kontrol yang dihasilkan oleh controller, semakin kecil *operational cost* maka bisa dikatakan controller bekerja optimal. Perhitungan *operational cost* akan dilakukan pada saat sistem berjalan normal dan saat sistem diberi perlakuan uji seperti uji beban, uji *tracking* dan uji *noise*.

4.3.1 Operational cost Dalam Keadaan Normal



Gambar 4.23 Perubahan laju gas proses pada *Superheater* kondisi normal



Gambar 4.24 Perubahan laju *feed water* pada *Preheater* kondisi normal

$$J_{PI} = 151.753.921.6 + 21.742,13767 = 151.775.663,7$$

$$J_{MPC} = 151.465.903.6 + 21.751,4141 = 151.487.655$$

Gambar 4.23 dan gambar 4.24 adalah respon perubahan variabel manipulasi yaitu laju gas *superheater* dan laju gas *preheater* ketika sistem kontrol bekerja pada kondisi normal. Dari perubahan manipulasi variabel tersebut akan dihitung *operational cost* ketika menggunakan sistem kontrol PI dan MPC dengan menggunakan persamaan 4.1. Hasil perhitungan *operational cost* menunjukkan bahwa sistem kontrol MPC memiliki *operational cost* yang lebih minim dari sistem kontrol PI. Setelah dirata-rata, diperoleh *operational cost* dari *plant* per detik sebagai berikut:

$$J_{PI} = \frac{Rp\ 151.775.663,7}{3600} = Rp\ 42.159,90658$$

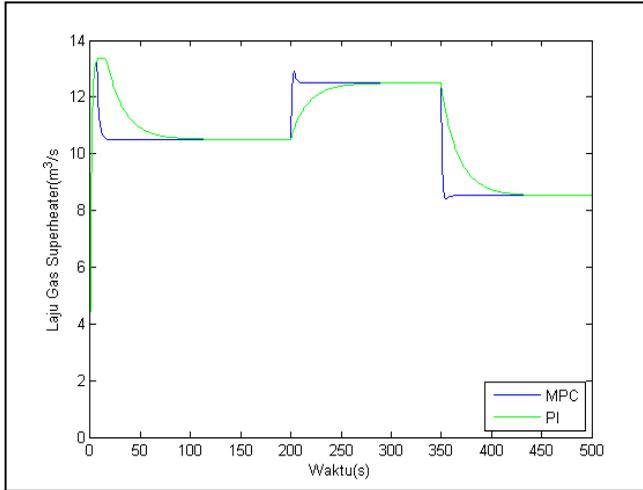
$$J_{MPC} = \frac{Rp\ 151.487.655}{3600} = Rp\ 42.079,90418$$

selanjutnya besarnya penghematan *operational cost* yang diperoleh setelah menerapkan sistem kontrol prediktif dengan struktur *centralized* dapat dihitung dengan:

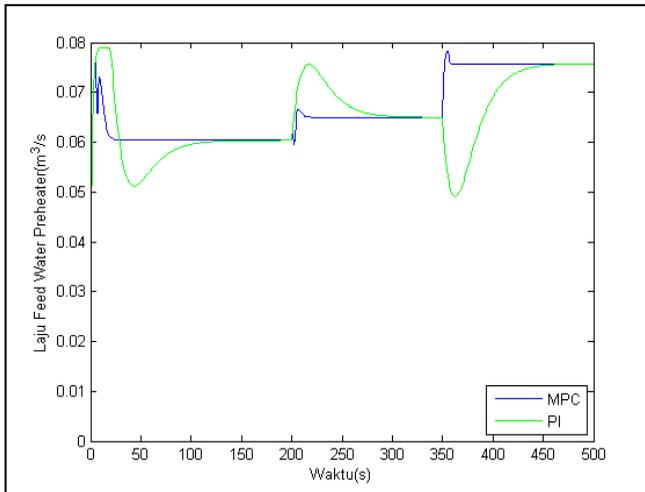
$$\begin{aligned} Saving &= \left(100 - 100 \frac{J_{mpc}}{J_{pi}} \right) \% \\ &= \left(100 - 100 \frac{Rp\ 42.079.90418}{Rp\ 42.159.90685} \right) \% \\ &= 0.18975\% \end{aligned}$$

Dengan demikian sistem kontrol MPC dengan struktur *centralized* dapat meminimalkan *operational cost* hingga 0.18975% (Rp 288.000/Jam) dibandingkan dengan sistem kontrol PI. Sistem kontrol MPC mampu meminimalkan *operational cost* karena sistem kontrol MPC memiliki respon yang lebih baik dari sistem kontrol PI.

4.3.2 Operational cost Saat Tracking Set point



Gambar 4.25 Perubahan laju gas proses pada *Superheater* kondisi *tracking*



Gambar 4.26 Perubahan laju *feed water* pada *Preheater* kondisi *tracking*

$$J_{PI} = 22.400.000 + 6.440 = 22.406.440$$

$$J_{MPC} = 21.900.000 + 6.580 = 21.906.580$$

Gambar 4.25 dan gambar 4.26 adalah respon perubahan variabel manipulasi yaitu laju gas *superheater* dan laju gas *preheater* ketika sistem kontrol bekerja pada kondisi *tracking set point*. Berdasarkan data pada gambar 4.25 dan 4.26 *operational cost* dihitung menggunakan persamaan 4.1 Hasil perhitungan *operational cost*, sistem kontrol MPC memiliki *operational cost* yang lebih rendah, hal tersebut disebabkan karena sistem kontrol PI memiliki *maximum overshoot* dan e_{ss} yang lebih rendah dari sistem kontrol PI ketika terjadi pergantian *set point*. Setelah dirata-rata, diperoleh *operational cost* dari *plant* per detik sebagai berikut:

$$J_{PI} = \frac{Rp\ 22.406.440}{500} = Rp\ 44.700$$

$$J_{MPC} = \frac{Rp\ 21.906.580}{500} = Rp\ 43.900$$

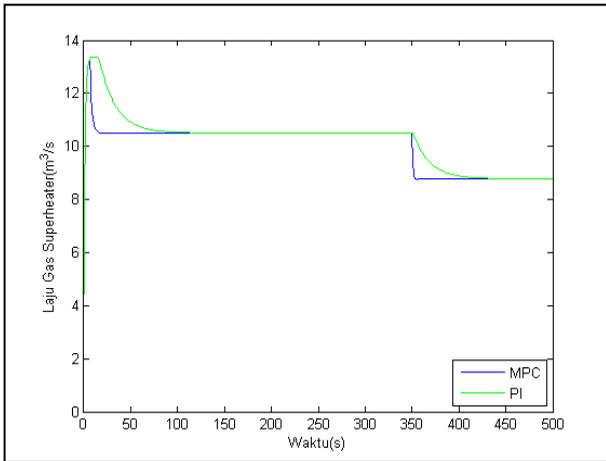
Selanjutnya besarnya penghematan *operational cost* yang diperoleh setelah menerapkan sistem kontrol prediktif dengan struktur *centralized* dapat dihitung dengan:

$$\begin{aligned} Saving &= \left(100 - 100 \frac{J_{mpc}}{J_{pi}} \right) \% \\ &= \left(100 - 100 \frac{Rp\ 43.900}{Rp\ 44.700} \right) \% \\ &= 1.78\% \end{aligned}$$

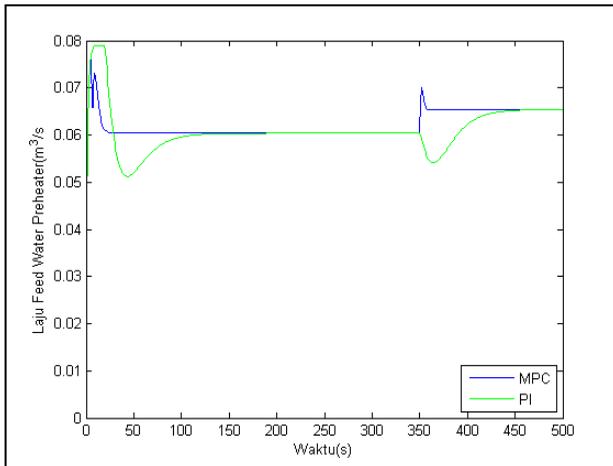
Dengan demikian sistem kontrol MPC dengan struktur *centralized* dapat meminimalkan *operational cost* hingga 1.78% (Rp. 2.88 Jt/jam) dibandingkan dengan sistem kontrol PI. Dalam menangani perubahan *set point* yang diberikan sistem kontrol MPC mampu meminimalkan *operational cost* karena sistem kontrol MPC memiliki respon yang lebih baik dari sistem kontrol PI.

4.3.3 Operational cost Saat Terjadi Perubahan Beban

Beban Naik



Gambar 4.27 Perubahan laju gas proses pada *Superheater* kondisi beban naik



Gambar 4.28 Perubahan laju *feed water* pada *Preheater* kondisi beban naik

$$J_{PI} = 19.483.902,45 + 6.278,46 = 19.490.180$$

$$J_{MPC} = 19.100.000 + 6.390 = 19.100.000$$

Gambar 4.27 dan gambar 4.28 adalah respon perubahan variabel manipulasi yaitu laju gas *superheater* dan laju gas *preheater* ketika sistem kontrol bekerja pada kondisi perubahan beban naik. Hasil perhitungan *operational cost* dengan persamaan 4.1 menggunakan data pada gambar 4.27 dan 4.28 menunjukkan bahwa *operational cost* dengan sistem kontrol MPC dibandingkan *operational cost* menggunakan sistem kontrol PI memiliki nilai yang lebih kecil. Dalam menghadapi perubahan beban naik sistem kontrol MPC dibandingkan sistem kontrol PI memiliki nilai *maximum overshoot* yang lebih kecil dan lebih cepat dalam mengatasi perubahan beban naik. Setelah dirata-rata, diperoleh *operational cost* dari *plant* per detik sebagai berikut:

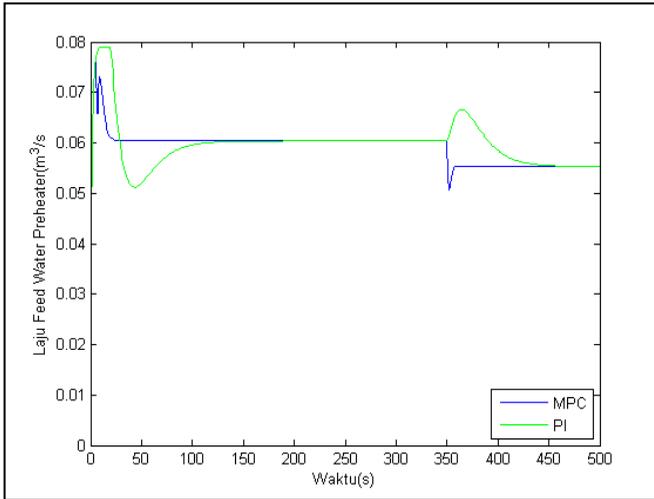
$$J_{PI} = \frac{Rp\ 19.490.180}{500} = Rp\ 38.980,36$$

$$J_{MPC} = \frac{Rp\ 19.100.000}{500} = Rp\ 38.200$$

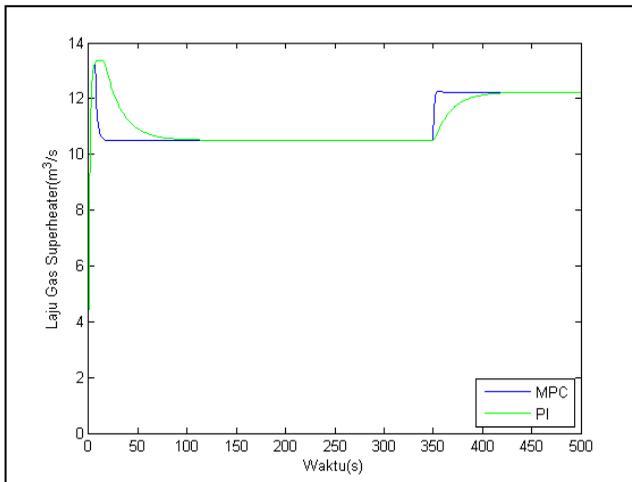
Selanjutnya besarnya penghematan *operational cost* yang diperoleh setelah menerapkan sistem kontrol prediktif dengan struktur *centralized* dapat dihitung dengan:

$$\begin{aligned} Saving &= \left(100 - 100 \frac{J_{mpc}}{J_{pi}} \right) \% \\ &= \left(100 - 100 \frac{Rp\ 38.200}{Rp\ 38.980,36} \right) \% \\ &= 2,00\% \end{aligned}$$

Beban Turun



Gambar 4.29 Perubahan laju gas proses pada *Superheater* kondisi beban turun



Gambar 4.30 Perubahan laju *feed water* pada *Preheater* kondisi beban turun

$$J_{PI} = 23.400.000 + 5.850 = 23.405.850$$

$$J_{MPC} = 23.200.000 + 5.780 = 23.205.780$$

Gambar 4.29 dan gambar 4.30 adalah respon perubahan variabel manipulasi yaitu laju gas *superheater* dan laju gas *preheater* ketika sistem kontrol bekerja pada kondisi perubahan beban turun. Hasil perhitungan *operational cost* dengan persamaan 4.1 menggunakan data pada gambar 4.29 dan 4.30 menunjukkan bahwa *operational cost* dengan sistem kontrol MPC dibandingkan *operational cost* menggunakan sistem kontrol PI memiliki nilai yang lebih kecil. Dalam menghadapi perubahan beban turun sistem kontrol MPC dibandingkan sistem kontrol PI memiliki nilai *maximum overshoot* yang lebih kecil dan lebih cepat dalam mengatasi perubahan beban turun. Setelah dirata-rata, diperoleh *operational cost* dari *plant* per detik sebagai berikut:

$$J_{PI} = \frac{Rp\ 23.405.850}{500} = Rp\ 46.811,7$$

$$J_{MPC} = \frac{Rp\ 23.205.780}{500} = Rp\ 46.411,56$$

Selanjutnya besarnya penghematan *operational cost* yang diperoleh setelah menerapkan sistem kontrol prediktif dengan struktur *centralized* dapat dihitung dengan:

$$\begin{aligned} Saving &= \left(100 - 100 \frac{J_{mpc}}{J_{pi}} \right) \% \\ &= \left(100 - 100 \frac{Rp\ 46.411,56}{Rp\ 46.811,7} \right) \% \\ &= 0.85\% \end{aligned}$$

Dengan demikian sistem kontrol MPC dengan struktur *centralized* dapat meminimalkan *operational cost* hingga 2 % (Rp 2.8 Jt/jam) saat terjadi kenaikan beban kontrol dan 0.85% (Rp 1.44 Jt/jam) ketika terjadi beban kontrol turun jika dibandingkan dengan sistem kontrol PI. Sistem kontrol MPC mampu

meminimalkan *operational cost* karena sistem kontrol MPC memiliki respon yang lebih baik dari sistem kontrol PI dalam menangani perubahan beban kontrol.

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Dari eksperimen yang telah dilakukan maka didapatkan hasil sebagai berikut ini :

1. Kontroller MPC yang telah dirancang dan digunakan dalam simulasi ini memberikan hasil terbaik dengan parameter kontrol sebagai berikut: horizon prediksi 50, horizon kontrol 1, interval kontrol 0.1, bobot laju 0.1, bobot output 1, serta *constraints* 4 mA dan 20 mA.
2. Kontroller MPC mampu meningkatkan performansi kontrol dari sistem gas reforming dan meminimalkan *operational cost* hingga 2% atau menghemat 2.8jt rupiah dalam 1 jam dibandingkan dengan kontroller PI.
3. Sistem gas reforming dengan kontrol MPC dan PI mampu mengatasi gangguan seperti perubahan beban, perubahan *set point* dan terdapatnya *noise* pada sistem pengukuran.

5.2 Saran

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

1. Untuk mendapatkan model yang lebih tepat, dilakukan pemodelan dengan model yang lain seperti *neural network*.
2. MPC diterapkan pada proses atau sistem yang lain.
3. Menggunakan MPC khusus nonlinear jika sistem yang digunakan adalah nonlinear.

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR PUSTAKA

- [1] DR. Bustanul Arifin, *Pembangunan Pertanian:Paradigma Kebijakan dan Strategi Revitalisasi*, Jakarta: Grasindo, 2005
- [2] “Pupuk Kaltim,” PT. Pupuk Kaltim, [Online]. Available: <http://www.pupukkaltim.com/ina/home/>. [Diakses 9 Januari 2017].
- [3] Sukardi, Sirait dan Endin. *Panduan Pengoperasian Pabrik Amonia Kaltim 5, Bontang*: PT. Pupuk Kalimantan Timur, 2013.
- [4] Saez, D., Cipriano, A., dan Ordys, A.2002.Optimisation of Industrial Processes at Supervisory Level:Application to Control of Thermal Power *Plants*,Springer Verlag, London
- [5] Camacho, E.F. dan Bordons, C. 2004. *Model Predictive Control*.SpringerVerlag,London.
- [6] Aditya Nugraha, Levi, Ya’umar, dan Ketherin Indriawati. 2012. "Perancangan Sistem Kontrol Prediktif Pada PLTGU PT. PJB UP Gresik Dengan Struktur *Centralized*"
- [7] Budinis, S., N. dan F. Thornhill, 2015."Control of Centrifugal Compressors Via Model *Predictive Control* for Enhanced Oil Recovery Applications
- [8] Antonio Flores T, 2002, "Modelling of a Dynamic Countercurrent Tubular *Heat exchanger*"
- [9] B. W. Bequette, *Process Dynamics Modelling, Analysis and Simulation*, New Jersey: Prentice Hall, 1998.
- [10] Maciejowski, J.M.. 2003. *Predictive control with constraints*. Prentince Hall, London.
- [11] R. Fachrudin, *Perancangan Pengendali Model Predictive Control (Mpc) pada Sistem Heat exchanger dengan Jenis Karakteristik Shell and Tube*, Depok: Fakultas Teknik Universitas Indonesia, 2010

Halaman ini sengaja dikosongkan

BIODATA PENULIS



Penulis lahir di Nganjuk pada tanggal 18 Februari 1995. Penulis menyelesaikan tahap pendidikan dasar di Nganjuk, Pendidikan SD diselesaikan di SDN Mungkung 1, SMP diselesaikan di SMP N 1 Nganjuk, dan SMA diselesaikan di SMA N 2 Nganjuk. Tamat SMA pada tahun 2013, penulis melanjutkan studinya ke Departemen Teknik Fisika, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya. Bidang minat yang diambil penulis ketika menempuh perkuliahan adalah Bidang Minat Instrumentasi dan Kontrol. Selama menjadi mahasiswa, penulis aktif sebagai asisten Laboratorium Rekayasa Pengukuran Fisis dan pada tahun 2016 penulis diberi amanah sebagai koordinator asisten Laboratorium Pengukuran Fisis. Pengalaman *internship* yang dimiliki penulis dilakukan di PT. Vico Indonesia. Pada program *internship* tersebut, penulis melakukan perancangan SIS pada MT-V 1700 *scrubber* pada plant Mutiara VICO Indonesia. Korespondensi dengan penulis mengenai tugas akhir ini dapat dilakukan pada email: newfebryn@gmail.com atau mengecek program tugas akhir penulis di Github: FebrynNGK.

Halaman ini sengaja dikosongkan