



TUGAS AKHIR SM-141501

**DESAIN PENGENDALIAN KETINGGIAN AIR DAN
TEMPERATUR UAP DALAM *STEAM DRUM*
BOILER MENGGUNAKAN *DISCRETE*
*FRACTIONAL ORDER PID (FOPID) CONTROLLER***

AGYL SHAHRIO AJI KARTIKA FIRMANSYAH
NRP 1211 100 066

Dosen Pembimbing :
Dr. Dra. Mardlijah, MT
Prof. Dr. Ir. Adi Soeprijanto, MT

JURUSAN MATEMATIKA
Fakultas Matematika dan Ilmu Pengetahuan Alam
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2015

“Halaman ini sengaja dikosongkan”



FINAL PROJECT SM-141501

***CONTROL DESIGN OF WATER LEVEL AND
STEAM TEMPERATURE IN THE STEAM DRUM
BOILER USING DISCRETE FRACTIONAL ORDER
PID (FOPID) CONTROLLER***

AGYL SHAHRIO AJI KARTIKA FIRMANSYAH
NRP 1211 100 066

Supervisor :
Dr. Dra. Mardijah, MT
Prof. Dr. Ir. Adi Soeprijanto, MT

MATHEMATICS DEPARTMENT
Faculty of Mathematics and Science
Sepuluh Nopember Institute of Technology
Surabaya 2015

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

LEMBAR PENGESAHAN

**DESAIN PENGENDALIAN KETINGGIAN AIR DAN
TEMPERATUR UAP DALAM STEAM DRUM BOILER
MENGUNAKAN DISCRETE FRACTIONAL ORDER PID
(FOPID) CONTROLLER**

**CONTROL DESIGN OF WATER LEVEL AND STEAM
TEMPERATURE IN THE STEAM DRUM BOILER USING
DISCRETE FRACTIONAL ORDER PID (FOPID)
CONTROLLER**

TUGAS AKHIR

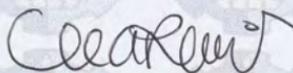
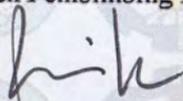
Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar
Sarjana Sains pada bidang studi Matematika Terapan
Program Studi S-1 Jurusan Matematika
Fakultas Matematika dan Ilmu Pengetahuan Alam
Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya

Oleh :
AGYL SHAHRIO AJI KARTIKA FIRMANSYAH
NRP. 1211 100 066

Menyetujui,

Dosen Pembimbing II,

Dosen Pembimbing I,



Prof. Dr. Ir. Adi Soeprijanto, MT
NIP. 19640405199002 1 001

Dr. Dra. Mardijah, MT
NIP. 19670114199102 2 001

Mengetahui,

Ketua Jurusan Matematika
FMIPA ITS



Prof. Dr. Erna Apriliani, M.Si
NIP. 19660414199102 2 001
Surabaya, Agustus 2015

**DESAIN PENGENDALIAN KETINGGIAN AIR DAN
TEMPERATUR UAP DALAM *STEAM DRUM BOILER*
MENGUNAKAN *DISCRETE FRACTIONAL ORDER PID*
(*FOPID*) CONTROLLER**

Nama Mahasiswa : Agyl Shahrio Aji Kartika Firmansyah
NRP : 1211 100 066
Jurusan : Matematika
Dosen Pembimbing : 1. Dr. Dra. Mardijah, MT
2. Prof. Dr. Ir. Adi Soeprijanto, MT

Abstrak

Steam drum boiler adalah komponen penting didalam *boiler* pada PLTU. *Steam drum boiler* berfungsi untuk menghasilkan uap pemutar turbin. Kualitas uap yang dihasilkan dipengaruhi oleh ketinggian air dan temperatur uap sehingga perlu adanya pengendalian terhadap keduanya agar uap yang dihasilkan memiliki kualitas sesuai standar. Pada Tugas Akhir ini, *PID Controller* dirancang terlebih dahulu untuk diterapkan pada sistem. Selanjutnya, performansi *PID Controller* diperbaiki menggunakan *Fractional Order PID Controller* dan dilakukan proses diskritisasi sehingga diperoleh *Discrete Fractional Order PID Controller*. Berdasarkan hasil yang diperoleh, *Fractional Order PID Controller* memiliki performansi terbaik diantara ketiga pengendali tersebut untuk diterapkan pada sistem.

Kata Kunci : *Steam drum boiler*, ketinggian air, temperatur uap, *PID Controller*, *Fractional Order PID Controller*.

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

***CONTROL DESIGN OF WATER LEVEL AND STEAM
TEMPERATURE IN THE STEAM DRUM BOILER USING
DISCRETE FRACTIONAL ORDER PID (FOPID)
CONTROLLER***

Name : Agyl Shahrrio Aji Kartika Firmansyah
NRP : 1211 100 066
Department : Matematika
Supervisor : 1. Dr. Dra. Mardijah, MT
2. Prof. Dr. Ir. Adi Soeprijanto, MT

Abstract

Steam drum boiler is an important component within a boiler in the steam power plant. Steam drum boiler used to produce the steam to turn the turbine. The quality of steam affected by the water level and steam temperature therefore a control of both aspects is needed in order to provide the appropriated steam. In this final project, PID Controller designed first to apply in the system. After that, the performance of PID Controller enhanced by Fractional Order PID Controller and discretization process resulting Discrete Fractional Order PID Controller. According to the Final Project's results, Fractional Order PID Controller has the best performance among those three controller to apply to the system.

Keywords : Steam drum boiler, water level, steam temperature, PID Controller, Fractional Order PID Controller.

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadirat Allah SWT karena atas limpahan rahmat dan karuniaNya sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir yang berjudul “**Desain Pengendalian Ketinggian Air dan Temperatur Uap dalam Steam Drum Boiler menggunakan Discrete Fractional Order PID (FOPID) Controller**” yang merupakan salah satu syarat kelulusan dalam menempuh program sarjana Matematika FMIPA ITS Surabaya. Keberhasilan ini tak lepas dari peran penting beberapa pihak yang telah mendukung dan membantu penulis dalam pengerjaan Tugas Akhir ini, sehingga penulis ingin mengucapkan terima kasih kepada segenap pihak yang telah berkontribusi atas terselesainya Tugas Akhir ini, diantaranya :

1. Ibu Prof. Dr. Erna Apriliani, M.Si selaku Ketua Jurusan Matematika FMIPA ITS yang dengan sabar memberikan nasihat kepada seluruh mahasiswa Matematika FMIPA ITS.
2. Ibu Dr. Dra. Mardijah, M.T dan Bapak Prof. Dr. Ir. Adi Soeprijanto, M.T selaku dosen pembimbing yang senantiasa meluangkan waktunya untuk memberikan arahan dan bimbingan yang bermanfaat dengan sabar.
3. Bapak Dr. Chairul Imron, M.IKomp, Bapak Drs. Daryono Budi Utomo, M.Si dan Ibu Dr. Dwi Ratna Sulistyaningrum, S.Si, M.T selaku tim dosen penguji yang telah memberikan kritik, masukan, dan pengarahan yang positif untuk perbaikan Tugas Akhir ini.
4. Bapak Dr. Chairul Imron, M.IKomp selaku Kaprodi S1 Jurusan Matematika FMIPA ITS yang telah memberi kesempatan kepada penulis untuk mengerjakan dan menyelesaikan Tugas Akhir ini.
5. Bapak Drs. Lukman Hanafi, M.Sc selaku dosen wali atas segala nasihat, pertimbangan serta arahnya pada masalah akademik selama 4 tahun ini.
6. Bapak Mugiono selaku supervisor PT Pembangkitan Jawa Bali UP Gresik serta segenap operator CCR PLTU atas segala

bimbingan dan informasinya semasa Kerja Praktek sehingga penulis dapat memahami prinsip kerja PLTU, terutama mengenai *steam drum boiler*.

7. Segenap keluarga besar Jurusan Matematika FMIPA ITS atas segala kemudahan yang diberikan dalam pengerjaan Tugas Akhir ini.

Penulis menyadari bahwa pada laporan ini masih terdapat banyak kekurangan dan kesalahan. Oleh karena itu, saran dan kritik yang membangun sangat diharapkan sehingga dapat menyempurnakan karya atau Tugas Akhir dimasa mendatang.

Surabaya, Agustus 2015

Penulis

UCAPAN TERIMA KASIH

Terselesainya Tugas Akhir ini tidak lepas dari peran penting orang-orang terdekat penulis. Oleh karena itu, penulis juga mengucapkan terima kasih kepada :

1. Ayah dan Ibuku, H. Slamet dan Hj. Sukarti, yang tak henti mendoakan dan memberikan dukungan baik moral, material dan spiritual kepada penulis terutama saat pengerjaan Tugas Akhir ini.
2. Kakek dan Nenekku, H. Munahar dan Hj. Sukemi, yang telah memberikan wejangan dan dukungan material selama penulis menempuh pendidikan di Jurusan Matematika FMIPA ITS.
3. Adikku tersayang, Adinda Intan Putri Kartika Sari Dwi Amanda, yang menjadi sahabat sekaligus pemicu tawa ketika penulis mengalami kesedihan.
4. Rima Damai Ganjarsari, perempuan spesial yang sudah menjadi bagian hidup dan harapan masa depan penulis selama hampir 5 tahun ini.
5. Ibu Rofika Nur Aini, S.Si, M.Si, yang telah meluangkan waktu untuk berdiskusi dan membagi ilmunya secara *online* selama pengerjaan Tugas Akhir ini.
6. Jijong, Reza, Musa, Virama, Agus, Andika, Danar, Willy dan Alan yang telah berbagi canda dan tawa diluar jam perkuliahan.
7. Teman-teman seperjuangan penghuni Lab. ROPD atas kebersamaan dan kehebohannya selama pengerjaan Tugas Akhir ini.
8. Segenap keluarga besar Matematika ITS 2011 serta teman-teman yang tidak bisa disebutkan satu persatu atas segala dukungan dan doanya.

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

DAFTAR ISI

| | Halaman |
|--|---------|
| HALAMAN JUDUL | i |
| LEMBAR PENGESAHAN | v |
| ABSTRAK | vii |
| ABSTRACT | ix |
| KATA PENGANTAR | xi |
| DAFTAR ISI | xv |
| DAFTAR GAMBAR | xix |
| DAFTAR TABEL | xxv |
| DAFTAR SIMBOL | xxvii |
| DAFTAR LAMPIRAN | xxix |
| | |
| BAB I. PENDAHULUAN | |
| 1.1 Latar Belakang | 1 |
| 1.2 Rumusan Masalah | 2 |
| 1.3 Batasan Masalah | 2 |
| 1.4 Tujuan | 3 |
| 1.5 Manfaat | 3 |
| 1.6 Sistematika Penulisan | 3 |
| | |
| BAB II. TINJAUAN PUSTAKA | |
| 2.1 Penelitian Sebelumnya | 5 |
| 2.2 Sistem Produksi PLTU | 6 |
| 2.3 <i>Steam Drum Boiler</i> | 7 |
| 2.4 Pemodelan Matematika Sistem <i>Steam Drum Boiler</i> | |
| 2.4.1 Model Matematika Ketinggian Air | 10 |
| 2.4.2 Model Matematika Temperatur Uap | 11 |
| 2.4.3 Model Matematika <i>Control Valve</i> | 12 |
| 2.5 Linearisasi | 16 |
| 2.6 Sistem Pengendalian | 18 |
| 2.7 <i>Fractional Calculus</i> | 20 |
| 2.8 <i>PID Controller</i> | 21 |
| 2.8.1 Metode kurva reaksi | 24 |

| | |
|--|----|
| 2.8.2 Metode osilasi | 25 |
| 2.8.3 Metode diskritisasi <i>Zero Order Hold</i> | 26 |

BAB III. METODE PENELITIAN

| | |
|--|----|
| 3.1 Studi Literatur | 29 |
| 3.2 Kajian Model Matematika Sistem <i>Steam Drum Boiler</i> .. | 29 |
| 3.3 Desain dan Simulasi Pengendalian Sistem <i>Steam Drum Boiler</i> | 29 |
| 3.4 Pengambilan Kesimpulan dan Saran | 30 |

BAB IV. ANALISA DAN PEMBAHASAN

| | |
|--|----|
| 4.1 Model Matematika Sistem <i>Steam Drum Boiler</i> | 33 |
| 4.2 Linearisasi Model Matematika Ketinggian Air dan Temperatur Uap | 37 |
| 4.3 Desain Pengendali Sistem menggunakan <i>PID Controller</i> | |
| 4.3.1 Subsistem Ketinggian Air | 42 |
| 4.3.2 Subsistem Temperatur Uap | 44 |
| 4.4 Desain Pengendali Sistem menggunakan <i>Discrete Fractional Order PID (FOPID) Controller</i> | |
| 4.4.1 Subsistem Ketinggian Air | 48 |
| 4.4.2 Subsistem Temperatur Uap | 54 |
| 4.5 Uji Ketahanan Pengendali terhadap Gangguan | |
| 4.5.1 Gangguan Internal | |
| 4.5.1.1 Parameter diperkecil | 62 |
| 4.5.1.2 Parameter diperbesar | 66 |
| 4.5.2 Gangguan Eksternal | |
| 4.5.2.1 Sinyal fungsi sinus kecil | 70 |
| 4.5.2.2 Sinyal fungsi sinus besar | 74 |
| 4.6 Analisa Performansi | 78 |

BAB V. KESIMPULAN

| | |
|----------------------|----|
| 5.1 Kesimpulan | 81 |
| 5.2 Saran | 82 |

| | |
|-----------------------------|----|
| DAFTAR PUSTAKA | 83 |
| LAMPIRAN | 85 |

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

DAFTAR TABEL

| | Halaman | |
|----------------------|--|----|
| Tabel 2.1 | Penalaan parameter PID dengan metode kurva reaksi | 25 |
| Tabel 2.2 | Penalaan parameter PID dengan metode osilasi . | 26 |
| Tabel 4.1 | Data parameter <i>steam drum boiler</i> | 34 |
| Ketinggian air : | | |
| Tabel 4.2 | Hasil pengendalian dengan $\lambda = 1$ dan $\mu < 1$ | 49 |
| Tabel 4.3 | Hasil pengendalian dengan $\lambda < 1$ dan $\mu = 1$ | 49 |
| Tabel 4.4 | Hasil pengendalian dengan $\lambda < 1$ dan $\mu < 1$ | 50 |
| Tabel 4.5 | Hasil pengendalian dengan $\lambda = 1$ dan $\mu > 1$ | 50 |
| Tabel 4.6 | Hasil pengendalian dengan $\lambda > 1$ dan $\mu = 1$ | 51 |
| Tabel 4.7 | Hasil pengendalian dengan $\lambda > 1$ dan $\mu > 1$ | 51 |
| Tabel 4.8 | Hasil pengendalian dengan $\lambda > 1$ dan $\mu < 1$ | 52 |
| Tabel 4.9 | Hasil pengendalian dengan $\lambda < 1$ dan $\mu > 1$ | 52 |
| Temperatur uap : | | |
| Tabel 4.10 | Hasil pengendalian dengan $\lambda = 1$ dan $\mu < 1$ | 55 |
| Tabel 4.11 | Hasil pengendalian dengan $\lambda < 1$ dan $\mu = 1$ | 56 |
| Tabel 4.12 | Hasil pengendalian dengan $\lambda < 1$ dan $\mu < 1$ | 56 |
| Tabel 4.13 | Hasil pengendalian dengan $\lambda = 1$ dan $\mu > 1$ | 57 |
| Tabel 4.14 | Hasil pengendalian dengan $\lambda > 1$ dan $\mu = 1$ | 57 |
| Tabel 4.15 | Hasil pengendalian dengan $\lambda > 1$ dan $\mu > 1$ | 58 |
| Tabel 4.16 | Hasil pengendalian dengan $\lambda > 1$ dan $\mu < 1$ | 58 |
| Tabel 4.17 | Hasil pengendalian dengan $\lambda < 1$ dan $\mu > 1$ | 59 |
| Tabel 4.17 | Hasil pengendalian subsistem ketinggian air dalam <i>steam drum boiler</i> | 79 |
| Tabel 4.18 | Hasil pengendalian subsistem temperatur uap dalam <i>steam drum boiler</i> | 79 |

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

DAFTAR GAMBAR

| | | Halaman |
|-------------|---|---------|
| Gambar 2.1 | Proses produksi listrik oleh PLTU | 6 |
| Gambar 2.2 | Sistem <i>Steam Drum Boiler</i> | 9 |
| Gambar 2.3 | <i>Control valve</i> tipe diafragma | 13 |
| Gambar 2.4 | Diagram blok sederhana dari sistem pengendalian dengan <i>feedback control</i> | 19 |
| Gambar 2.5 | Spesifikasi respon transien | 20 |
| Gambar 2.6 | Diagram blok <i>PID Controller</i> | 22 |
| Gambar 2.7 | Diagram blok <i>Fractional Order PID Controller</i> | 23 |
| Gambar 2.8 | Respon tangga satuan sistem | 24 |
| Gambar 2.9 | Respon sistem berbentuk kurva-S | 24 |
| Gambar 2.10 | Sistem loop tertutup dengan kontrol proporsional | 25 |
| Gambar 2.11 | Kurva respon <i>sustain oscillation</i> | 25 |
| Gambar 2.12 | Contoh sinyal kontinu $y(t)$ | 26 |
| Gambar 2.13 | Respresentasi dikrit sinyal kontinu $y(t)$ dengan $T_s = 1$ | 27 |
| Gambar 2.14 | Fungsi kontinu $y(t)$ dengan <i>time sampling</i> T_s | 27 |
| Gambar 2.15 | Hasil diskritisasi fungsi $y(t)$ menggunakan <i>Zero Order Hold</i> dengan <i>time sampling</i> T_s .. | 28 |
| Gambar 3.1 | Alur Penelitian | 31 |
| Gambar 4.1 | Diagram blok sistem tanpa pengendali | 34 |
| Gambar 4.2 | Diagram blok subsistem ketinggian air dalam <i>steam drum boiler</i> | 34 |
| Gambar 4.3 | Diagram blok subsistem temperatur uap dalam <i>steam drum boiler</i> | 35 |
| Gambar 4.4 | Respon tanpa pengendali subsistem ketinggian air dalam <i>steam drum boiler</i> | 35 |
| Gambar 4.5 | Respon tanpa pengendali subsistem temperatur uap dalam <i>steam drum boiler</i> | 36 |
| Gambar 4.6 | Diagram blok sistem linear <i>steam drum boiler</i> | 40 |

| | | |
|-------------|--|----|
| Gambar 4.7 | Respon subsistem linear ketinggian air dalam <i>steam drum boiler</i> | 40 |
| Gambar 4.8 | Respon subsistem linear temperatur uap dalam <i>steam drum boiler</i> | 41 |
| Gambar 4.9 | Penalaan parameter subsistem ketinggian air dalam <i>steam drum boiler</i> dengan metode kurva reaksi | 42 |
| Gambar 4.10 | Diagram blok pengendalian subsistem ketinggian air dalam <i>steam drum boiler</i> menggunakan <i>PID Controller</i> | 43 |
| Gambar 4.11 | Respon subsistem ketinggian air dalam <i>steam drum boiler</i> menggunakan <i>PID Controller</i> | 43 |
| Gambar 4.12 | Diagram blok subsistem temperatur uap dalam <i>steam drum boiler</i> dengan pengaruh subsistem ketinggian air terkontrol | 44 |
| Gambar 4.13 | Respon subsistem temperatur uap dalam <i>steam drum boiler</i> dengan pengaruh subsistem ketinggian air terkontrol | 44 |
| Gambar 4.14 | Diagram blok pengendalian sistem <i>steam drum boiler</i> menggunakan <i>PID Controller</i> | 45 |
| Gambar 4.15 | Respon uji penalaan parameter pengendali subsistem temperatur uap dalam <i>steam drum boiler</i> | 45 |
| Gambar 4.16 | (a) Respon subsistem temperatur uap dalam <i>steam drum boiler</i> menggunakan <i>PID Controller</i> | 46 |
| | (b) Hasil zoom Gambar 4.16a | 47 |
| Gambar 4.17 | Diagram blok pengendalian subsistem ketinggian air dalam <i>steam drum boiler</i> menggunakan <i>Fractional Order PID Controller</i> | 48 |
| Gambar 4.18 | Respon subsistem ketinggian air dalam <i>steam drum boiler</i> menggunakan <i>Fractional Order PID Controller</i> | 53 |

| | | |
|-------------|---|----|
| Gambar 4.19 | Respon subsistem ketinggian air menggunakan <i>Fractional Order PID Controller</i> dan <i>Discrete Fractional Order PID Controller</i> | 54 |
| Gambar 4.20 | Diagram blok pengendalian subsistem temperatur uap dalam <i>steam drum boiler</i> menggunakan <i>Fractional Order PID Controller</i> | 55 |
| Gambar 4.21 | (a) Respon subsistem temperatur uap dalam <i>steam drum boiler</i> menggunakan <i>Fractional Order PID Controller</i> | 60 |
| | (b) Hasil <i>zoom</i> Gambar 4.21a | 60 |
| Gambar 4.22 | (a) Respon subsistem temperatur uap menggunakan <i>Fractional Order PID Controller</i> dan <i>Discrete Fractional Order PID Controller</i> | 61 |
| | (b) Hasil <i>zoom</i> Gambar 4.22a | 61 |
| Gambar 4.23 | Respon subsistem ketinggian air menggunakan <i>PID Controller</i> dengan parameter diperkecil | 63 |
| Gambar 4.24 | Respon subsistem ketinggian air menggunakan <i>Fractional Order PID Controller</i> dengan parameter diperkecil | 63 |
| Gambar 4.25 | (a) Respon subsistem temperatur uap dalam <i>steam drum boiler</i> menggunakan <i>PID Controller</i> dengan parameter diperkecil | 64 |
| | (b) Hasil <i>zoom</i> Gambar 4.25a | 64 |
| Gambar 4.26 | (a) Respon subsistem temperatur uap dalam <i>steam drum boiler</i> menggunakan <i>Fractional Order PID Controller</i> dengan parameter diperkecil | 65 |
| | (b) Hasil <i>zoom</i> Gambar 4.26a | 65 |
| Gambar 4.27 | Respon subsistem ketinggian air menggunakan <i>PID Controller</i> dengan parameter diperbesar..... | 66 |

| | | |
|-------------|--|----|
| Gambar 4.28 | Respon subsistem ketinggian air menggunakan <i>Fractional Order PID Controller</i> dengan parameter diperbesar | 67 |
| Gambar 4.29 | (a) Respon subsistem temperatur uap dalam <i>steam drum boiler</i> menggunakan <i>PID Controller</i> dengan parameter diperbesar | 68 |
| | (b) Hasil <i>zoom</i> Gambar 4.29a | 68 |
| Gambar 4.30 | (a) Respon subsistem temperatur uap dalam <i>steam drum boiler</i> menggunakan <i>Fractional Order PID Controller</i> dengan parameter diperbesar | 69 |
| | (b) Hasil <i>zoom</i> Gambar 4.30a | 69 |
| Gambar 4.31 | Respon subsistem ketinggian air menggunakan <i>PID Controller</i> dengan gangguan fungsi sinus kecil | 70 |
| Gambar 4.32 | Respon subsistem ketinggian air menggunakan <i>Fractional Order PID Controller</i> dengan gangguan fungsi sinus kecil | 71 |
| Gambar 4.33 | (a) Respon subsistem temperatur uap dalam <i>steam drum boiler</i> menggunakan <i>PID Controller</i> dengan gangguan fungsi sinus kecil | 72 |
| | (b) Hasil <i>zoom</i> Gambar 4.33a | 72 |
| Gambar 4.34 | (a) Respon subsistem temperatur uap dalam <i>steam drum boiler</i> menggunakan <i>Fractional Order PID Controller</i> dengan gangguan fungsi sinus kecil | 73 |
| | (b) Hasil <i>zoom</i> Gambar 4.34a | 73 |
| Gambar 4.35 | Respon subsistem ketinggian air menggunakan <i>PID Controller</i> dengan gangguan fungsi sinus besar | 74 |

| | | |
|-------------|--|----|
| Gambar 4.36 | Respon subsistem ketinggian air menggunakan <i>Fractional Order PID Controller</i> dengan gangguan fungsi sinus besar | 75 |
| Gambar 4.37 | (a) Respon subsistem temperatur uap dalam <i>steam drum boiler</i> menggunakan <i>PID Controller</i> dengan gangguan fungsi sinus besar | 76 |
| | (b) Hasil <i>zoom</i> Gambar 4.37a | 76 |
| Gambar 4.38 | (a) Respon subsistem temperatur uap dalam <i>steam drum boiler</i> menggunakan <i>Fractional Order PID Controller</i> dengan gangguan fungsi sinus besar | 77 |
| | (b) Hasil <i>zoom</i> Gambar 4.38a | 77 |

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

DAFTAR SIMBOL

| | |
|-----------|--|
| A | luas <i>steam drum boiler</i> |
| C | <i>controller</i> |
| C_p | kapasitas panas |
| d | beban |
| F_{in} | <i>flow</i> air yang masuk kedalam <i>steam drum boiler</i> |
| F_{out} | <i>flow</i> air yang keluar dari <i>steam drum boiler</i> |
| h | ketinggian air dalam <i>steam drum boiler</i> |
| k | koefisien <i>control valve</i> |
| K_d | <i>gain derivative</i> |
| K_i | <i>gain integral</i> |
| K_p | <i>gain proportional</i> |
| K_{tot} | <i>gain control valve</i> |
| K_u | <i>gain ultimate</i> |
| m | massa |
| M_c | sinyal/arus input <i>control valve</i> |
| M_p | <i>maximum overshoot</i> |
| P | <i>plant</i> |
| Q | energi panas |
| r | <i>reference point</i> |
| t | waktu |
| t_d | <i>time delay</i> |
| t_i | <i>time integral</i> |
| t_r | <i>rise time</i> |
| t_s | <i>settling time</i> |
| T | temperatur uap dalam <i>steam drum boiler</i> |
| T_{in} | temperatur air yang masuk kedalam <i>steam drum boiler</i> |
| T_s | <i>time sampling</i> |
| T_u | <i>ultimate period</i> |
| V | volume dalam <i>steam drum boiler</i> |
| w | <i>flow</i> air yang keluar dari <i>steam drum boiler</i> melalui <i>control valve</i> |
| λ | order <i>integrator</i> |

μ order *derivative*
 τ_{cv} time constant control valve

DAFTAR LAMPIRAN

| | | Halaman |
|------------|---|---------|
| Lampiran 1 | Diagram blok sistem <i>steam drum boiler</i> | 85 |
| Lampiran 2 | Diagram blok sistem linear <i>steam drum boiler</i> | 86 |
| Lampiran 3 | Diagram blok pengendalian sistem <i>steam drum boiler</i> menggunakan <i>PID Controller</i> | 87 |
| Lampiran 4 | Diagram blok pengendalian sistem <i>steam drum boiler</i> menggunakan <i>Fractional Order PID Controller</i> | 87 |
| Lampiran 5 | Diagram blok pengendalian sistem <i>steam drum boiler</i> menggunakan <i>Discrete Fractional Order PID Controller</i> | 88 |
| Lampiran 6 | Diagram blok pengendalian sistem <i>steam drum boiler</i> menggunakan <i>PID Controller</i> dengan gangguan sinyal sinus | 89 |
| Lampiran 7 | Diagram blok pengendalian sistem <i>steam drum boiler</i> menggunakan <i>Fractional Order PID Controller</i> dengan gangguan sinyal sinus | 90 |

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

BAB I PENDAHULUAN

Pada bab ini dijelaskan hal-hal yang melatar-belakangi munculnya permasalahan yang dibahas dalam Tugas Akhir ini. Kemudian permasalahan tersebut disusun kedalam suatu rumusan masalah. Selanjutnya dijabarkan juga batasan masalah untuk mendapatkan tujuan yang diinginkan serta manfaat yang dapat diperoleh. Adapun sistematika penulisan Tugas Akhir diuraikan pada bagian akhir bab ini.

1.1 Latar Belakang

PLTU merupakan unit pembangkit listrik yang menggunakan uap untuk memutar turbin uap sehingga dapat menggerakkan generator. PLTU terdiri atas beberapa komponen penting, diantaranya adalah *boiler*/ketel uap. *Boiler* sendiri terdiri atas beberapa komponen, salah satunya adalah *steam drum boiler*. *Steam drum boiler* memegang peranan penting dalam proses produksi listrik, yaitu menjadi tempat dimana uap pemutar turbin dihasilkan. Untuk menghasilkan uap yang sesuai standar, maka ketinggian air dalam *steam drum boiler* haruslah berada pada *Normal Water Level* (NWL). Selain itu, temperatur uap yang dihasilkan juga harus diperhatikan. Oleh karena itu, perlu adanya pengendalian terhadap ketinggian air dan temperatur uap dalam *steam drum boiler*.

Metode pengendalian yang biasa digunakan dilapangan adalah kombinasi dari *PID Controller*, yaitu P, PI, atau PID. *PID Controller* sejauh ini mampu memberikan performa yang baik pada sistem dibandingkan dengan metode pengendali lainnya[2], namun performa pengendali yang lebih baik masih diharapkan demi efisiensi proses produksi sehingga perlu adanya penelitian terhadap metode pengendali lainnya, diantaranya adalah metode *Discrete Fractional Order PID Controller*. *Discrete Fractional Order PID Controller* merupakan bentuk diskrit dari *Fractional Order PID Controller*, yang dipilih karena kontroller yang

diterapkan dilapangan berupa peralatan *digital microprocessor* yang merupakan suatu kontroller yang bekerja dengan prinsip diskrit. Selain itu, *Fractional Order PID Controller* juga memiliki dua parameter lebih banyak dibandingkan *PID Controller* yaitu order integrator dan order derivator sehingga diharapkan mampu memperbaiki performansi *PID Controller* terhadap sistem. Oleh karena itu, pada Tugas Akhir ini didesain suatu pengendalian untuk ketinggian air dan temperatur uap dalam *steam drum boiler* menggunakan metode *Discrete Fractional Order PID (FOPID) Controller*.

1.2 Rumusan Masalah

Adapun permasalahan yang dibahas pada Tugas Akhir ini adalah :

1. Bagaimanakah penerapan metode *Discrete Fractional Order PID (FOPID) Controller* pada sistem *steam drum boiler*?
2. Bagaimanakah performansi *Discrete Fractional Order PID (FOPID) Controller* sebagai pengendali sistem *steam drum boiler*?

1.3 Batasan Masalah

Adapun batasan masalah pada Tugas Akhir ini adalah :

1. Sistem yang diamati adalah sistem pada PLTU 1-2 PT Pembangkitan Jawa Bali Unit Pembangkitan Gresik.
2. Variabel yang dianalisa adalah ketinggian air dan temperatur uap.
3. Nilai parameter yang dipakai antara lain flow air yang masuk $F_{in} = 386,54$ kg/jam, temperatur air yang masuk $T_{in} = 796$ K, dan kapasitas panas pada *steam drum boiler* $C_p = 79,676$ J/kg K.
4. Diasumsikan bahwa *steam drum boiler* belum terisi air pada kondisi awal.

1.4 Tujuan

Tujuan yang ingin dicapai dari Tugas Akhir ini adalah :

1. Menyusun desain pengendali sistem *steam drum boiler* menggunakan metode *Discrete Fractional Order PID (FOPID) Controller*.
2. Menganalisa performansi *Discrete Fractional Order PID (FOPID) Controller* sebagai pengendali sistem *steam drum boiler* dengan melakukan simulasi.

1.5 Manfaat

Manfaat yang diperoleh dari Tugas Akhir ini adalah :

1. Memperoleh jenis pengendali yang lebih baik untuk diterapkan pada permasalahan nyata.
2. Menjadi alternatif pengendalian baru untuk diterapkan pada sistem pembangkit energi pada dunia industri khususnya di bidang industri penghasil listrik.
3. Menjadi acuan untuk penelitian dan perbandingan metode pengendali lainnya pada penelitian-penelitian selanjutnya.

1.6 Sistematika Penulisan

Penulisan laporan Tugas Akhir ini disusun dalam 5 bab, yaitu :

1. BAB I PENDAHULUAN

Pada bab ini dijelaskan mengenai latar belakang, rumusan masalah, batasan masalah, tujuan, manfaat, dan kerangka penulisan.

2. BAB II TINJAUAN PUSTAKA

Pada bab ini dijelaskan mengenai dasar teori dan kajian tentang penelitian sebelumnya, sistem produksi PLTU, model matematika sistem *steam drum boiler*, sistem pengendalian, konsep *PID Controller* dan metode diskritisasi. *PID Controller* disini mencakup *PID Fractional Order PID Controller* beserta metode *tuning* parameter masing-masing pengendali.

3. BAB III METODOLOGI PENELITIAN

Pada bab ini dijelaskan mengenai metodologi penelitian yang dilakukan. Penelitian diawali dengan studi literatur, lalu dilanjutkan dengan pengkajian model matematika sistem *steam drum boiler* dan perancangan pengendalian sistem menggunakan *PID Controller*, *Fractional Order PID (FOPID) Controller* dan *Discrete Fractional Order PID (FOPID) Controller* beserta simulasinya. Hasil simulasi dilakukan untuk melakukan analisa performansi masing-masing pengendali.

4. BAB IV ANALISA DAN PEMBAHASAN

Pada bab ini dijelaskan tentang bagaimana rancangan pengendali ketinggian air dan temperatur uap dalam *steam drum boiler* baik dengan *PID Controller*, *Fractional Order PID (FOPID) Controller* maupun *Discrete Fractional Order PID (FOPID) Controller*. Disamping itu, pada bab ini juga dilakukan analisa terhadap performansi sistem berdasarkan hasil simulasi yang dilakukan dengan memasukkan beberapa nilai gangguan dan parameter.

5. BAB V KESIMPULAN

Pada bab ini dirumuskan kesimpulan dan saran dari pembahasan Tugas Akhir ini.

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

Pada bab ini akan dijelaskan mengenai penelitian sebelumnya, sistem produksi PLTU, *boiler*, pemodelan matematika sistem *steam drum boiler*, metode linearisasi, sistem pengendalian, *fractional calculus*, *PID Controller*, dan metode diskritisasi.

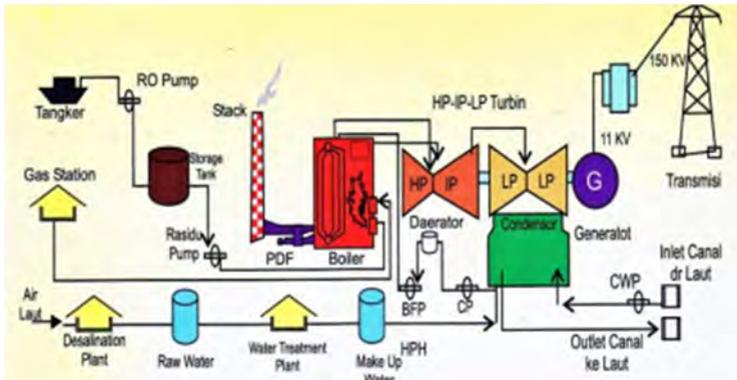
2.1 Penelitian Sebelumnya

Penelitian mengenai pengendalian ketinggian air dan temperatur uap dalam *steam drum boiler* sudah pernah dilakukan sebelumnya, diantaranya yaitu desain pengendalian ketinggian air dan temperatur uap dalam *steam drum boiler* menggunakan metode *Sliding Mode Control* (SMC)[1]. Dalam penelitian tersebut, dilakukan perbandingan pengendalian menggunakan dua jenis pengendali *Sliding Mode Control* (SMC) yaitu *Static SMC* (SSMC) dan *Dynamic SMC* (DSMC). Hasil simulasi menunjukkan bahwa respon sistem dengan pengendalian menggunakan DSMC memiliki performa yang lebih baik jika dibandingkan dengan SSMC. Pada penelitian tersebut, pemodelan matematika *control valve* sebagai pengontrol flow air yang masuk dalam *steam drum boiler* (aktuator) diasumsikan pada keadaan standar yaitu memiliki nilai *gain control valve* dan *time constant control valve* masing-masing adalah 1.

Penelitian tersebut kemudian menjadi acuan penelitian selanjutnya yaitu desain kendali pada sistem *steam drum boiler* dengan memperhitungkan *control valve*[2]. Pada penelitian tersebut dilakukan perbandingan pengendalian menggunakan *Static SMC* (SSMC) dan PID. Berbeda dari penelitian sebelumnya, pada penelitian ini model matematika dari *control valve* sebagai diperhitungkan. Hasil simulasi menunjukkan bahwa pengendali PID memiliki performa yang lebih baik dibandingkan pengendali SSMC.

2.2 Sistem Produksi PLTU

PLTU merupakan unit pembangkit listrik yang menggunakan uap sebagai media pemutar turbin uap sehingga dapat menggerakkan generator dan menghasilkan listrik. Uap diperoleh dari air laut yang didesalinasi (ditawarkan), disterilkan dari zat renik, dan selanjutnya dipanaskan melalui beberapa tahap sehingga menghasilkan uap. Komponen utama dalam sistem produksi PLTU adalah *boiler*/ketel uap, turbin uap, dan generator. Sedangkan komponen pendukungnya adalah *desalination plant*, *make up water tank*, *low pressure heater (LPH)*, *deaerator*, *high pressure heater (HPH)*, serta peralatan pemompa seperti *condensate pump* dan *boiler feed pump*.



Gambar 2.1. Proses produksi listrik oleh PLTU[8]

Air laut dipompa kedalam *desalination plant* oleh *circulating water pump* dan didesalinasi sehingga menjadi air tawar (*raw water*). Selanjutnya *raw water* tersebut disterilkan dari zat-zat renik dan mineral laut lainnya pada *water treatment plant* sehingga menjadi air yang siap digunakan pada proses produksi dan ditampung dalam *make up water tank*. Air tersebut dinamakan *make up water*. *Make up water* dipompa oleh *condensate pump* dari *make up water tank* menuju *low pressure heater (LPH)* 1-2-3-4 dan selanjutnya masuk pada *deaerator*.

Sampai tahap ini, pemanasan dilakukan hingga mendekati titik didih air. Selanjutnya air dipompa menuju *high pressure heater* (HPH) 6-7-8 oleh *boiler feed pump* sebelum akhirnya masuk pada *boiler*. *Boiler feed pump* juga berguna untuk menaikkan tekanan sehingga fluida tetap berwujud cair meskipun berada pada temperatur diatas 100°C.

Boiler terdiri atas 4 komponen penting yaitu *economizer*, *steam drum*, *superheater* dan *reheater*. Air yang berasal dari HPH melewati *economizer* untuk pemanasan awal sebelum masuk pada *steam drum*. Pada *steam drum*, terjadi penurunan tekanan yang mengakibatkan titik didih air turun sehingga terjadi penguapan. Uap yang dihasilkan dialirkan melewati *superheater* untuk pemanasan lanjut sebelum digunakan untuk memutar turbin *high pressure* (HP). Uap yang telah digunakan untuk memutar turbin HP mengalami penurunan tekanan dan temperatur sehingga dialirkan melewati *reheater* untuk pemanasan ulang dan digunakan untuk memutar turbin *intermediate pressure* (IP) dan *low pressure* (LP). Uap sisa dari proses tersebut selanjutnya dialirkan menuju kondensor untuk menjalani proses pendinginan menjadi air *condensate*. Air *condensate* ditambahkan dengan *make up water* untuk selanjutnya digunakan kembali dalam siklus proses produksi listrik.

2.3 Steam drum boiler

Steam drum boiler merupakan salah satu komponen penting dalam *boiler*. *Boiler* sendiri merupakan komponen pada PLTU dimana terjadi proses pembentukan uap yang akan digunakan untuk memutar turbin uap. Selain *steam drum boiler*, komponen penting lainnya didalam *boiler* antara lain *economizer*, *superheater* dan *reheater*.

Economizer merupakan penukar panas yang berfungsi sebagai pemanas air terakhir sebelum masuk ke *steam drum boiler*. Pada *steam drum boiler*, air ditampung pada suatu bejana dan dialirkan menuju *burner* (pemanas) sehingga mampu menghasilkan uap. Uap yang dihasilkan kemudian dialirkan

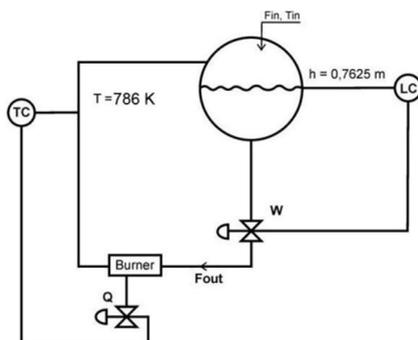
menuju *superheater* untuk disesuaikan suhu dan tekanannya untuk selanjutnya digunakan untuk memutar turbin HP. Uap yang telah digunakan untuk memutar turbin HP akan mengalami penurunan suhu dan tekanan sehingga dialirkan menuju *reheater* untuk dilakukan pemanasan ulang. Uap yang telah dipanaskan selanjutnya digunakan untuk memutar turbin IP dan turbin LP.

Berdasarkan uraian tersebut, diketahui bahwa uap air dihasilkan pada *steam drum boiler*. Uap yang sesuai standar untuk masuk ke *superheater* adalah uap lembab dengan suhu 786 K. Untuk menghasilkan jenis uap tersebut, perlu adanya pengendalian terhadap ketinggian air dan temperatur uap dalam *steam drum boiler*. Ketinggian air haruslah berada pada *Normal Water Level* (NWL). Apabila ketinggian air melebihi batas toleransi NWL maka uap yang dihasilkan terlalu lembab sehingga dapat mengakibatkan korosi pada turbin uap, sedangkan apabila ketinggian air kurang dari batas toleransi NWL maka uap yang dihasilkan menjadi terlalu kering dan panas sehingga dapat memicu terjadinya ledakan. Ketinggian air dapat dikontrol menggunakan *control valve*, yaitu katup pengendali flow air dari drum air menuju *burner*, sedangkan temperatur uap dalam *steam drum boiler* dapat dikontrol menggunakan panas yang disuplai oleh *burner*. Agar pengendalian dapat dilakukan, maka akan ditinjau model matematika ketinggian air dan temperatur uap dalam *steam drum boiler*. Selain itu, akan ditinjau pula model matematika *control valve* sebagai aktuator yang telah diperoleh dari penelitian sebelumnya[2].

2.4 Pemodelan Matematika Sistem *Steam Drum Boiler*

Steam drum boiler merupakan komponen dalam *boiler* yang berfungsi untuk memisahkan antara fase air dan fase uap. Variabel yang dikendalikan adalah ketinggian air dan temperatur uap. Apabila terjadi gangguan pada kedua variabel tersebut maka sistem tidak akan berjalan sesuai standar dan berpotensi menimbulkan kerugian, sehingga model matematika sistem *steam*

drum boiler dibentuk dari dua variabel yaitu ketinggian air dan temperatur uap[1,2,3].



Gambar 2.2. Sistem *steam drum boiler*[1,2]

Air yang masuk dari *feedwater system* ke dalam *steam drum* memiliki flow F_{in} dan temperatur T_{in} . Ketinggian air dipertahankan pada nilai *set point* atau pada sistem PLTU disebut dengan titik *Normal Water Level* (NWL) yaitu 0,7625 m. Apabila ketinggian air melebihi NWL maka uap yang dihasilkan akan mengandung air dan dapat mengakibatkan kerusakan pada turbin uap. Sebaliknya, apabila ketinggian air berada dibawah NWL maka uap yang dihasilkan terlalu kering dan jumlahnya sedikit sehingga berpotensi menimbulkan ledakan pada turbin uap. Agar ketinggian air tetap terjaga pada NWL, maka pengendalian dapat dilakukan melalui *control valve* yang mengatur flow air F_{out} dari *steam drum boiler* menuju *burner*.

Air yang keluar dari *steam drum boiler* menuju *burner* dipanaskan sehingga menghasilkan uap dengan temperatur tertentu. Sama halnya dengan ketinggian air, temperatur uap juga dipertahankan pada *set point* yaitu 786 K. Apabila temperatur uap melebihi nilai *set point* maka uap menjadi terlalu kering dan membahayakan turbin uap maupun *steam drum* sendiri. Sebaliknya, apabila temperatur uap kurang dari nilai *set point* maka uap akan mengandung air dan menimbulkan korosi pada

turbin uap. Agar temperatur uap tetap terjaga pada NWL, maka pengendalian dapat dilakukan melalui kalor yang disuplai pada sistem melalui *burner*.

Berdasarkan uraian tersebut, maka dirumuskan model matematika ketinggian air dan temperatur uap dalam *steam drum boiler*[1,2,3]. Penurunan model dilakukan berdasarkan hukum kesetimbangan massa dan hukum kesetimbangan energi.

2.4.1 Model Matematika Ketinggian Air

Model matematika dinamika ketinggian air dalam *steam drum boiler* dirumuskan berdasarkan hukum kesetimbangan massa. Total massa didalam *steam drum boiler* dirumuskan sebagai berikut :

$$m = \rho V = \rho Ah \quad \dots (2.1)$$

Hukum kesetimbangan massa menyatakan bahwa jumlah massa yang masuk ke dalam sistem adalah sebanding dengan massa yang keluar dari sistem dan massa yang terakumulasi di dalam sistem itu sendiri. *Steam drum boiler* mempunyai *input* berupa air dari *feedwater system*, sedangkan *outputnya* berupa uap yang nantinya digunakan untuk memutar turbin uap. Hukum kesetimbangan massa dalam *steam drum boiler* dapat dinyatakan sebagai berikut :

$$\frac{\left[\begin{array}{c} \text{penjumlahan} \\ \text{total massa} \end{array} \right]}{\text{waktu}} = \frac{\left[\begin{array}{c} \text{total massa} \\ \text{yang masuk} \end{array} \right]}{\text{waktu}} - \frac{\left[\begin{array}{c} \text{total massa} \\ \text{yang keluar} \end{array} \right]}{\text{waktu}}$$

sehingga dengan memperhatikan uraian diatas dan Persamaan (2.1) maka diperoleh :

$$\frac{d(\rho Ah)}{dt} = \rho F_{in} - \rho F_{out} \quad \dots (2.2)$$

dengan :

h = ketinggian air (m)

V = volume air (m^3)

A = luas *steam drum boiler* (m^2)

ρ = massa jenis (kg/m^3)

F_{in} = flow air yang masuk (kg/jam)

F_{out} = flow air yang keluar (kg/jam)

w = control valve flow air (m)

k = koefisien control valve ($m^{3/2}/jam$)

Persamaan (2.2) dapat dinyatakan ulang sebagai berikut :

$$\rho A \frac{dh}{dt} = \rho F_{in} - \rho F_{out} \quad \dots (2.3)$$

Dengan mengasumsikan bahwa ρ bernilai konstan maka Persamaan (2.3) dapat dinyatakan sebagai berikut :

$$A \frac{dh}{dt} = F_{in} - F_{out} \quad \dots (2.4)$$

dengan $F_{out} = kw\sqrt{h}$, sehingga Persamaan (2.4) menjadi :

$$A \frac{dh}{dt} = F_{in} - kw\sqrt{h} \quad \dots (2.5)$$

Persamaan (2.5) merupakan model matematika ketinggian air dalam *steam drum boiler*.

2.4.2 Model Matematika Temperatur Uap

Model matematika dinamika temperatur uap dalam *steam drum boiler* dirumuskan berdasarkan hukum kesetimbangan energi. Hukum kesetimbangan energi menyatakan bahwa laju energi yang masuk ke dalam sistem adalah sebanding dengan laju energi yang keluar dari sistem dan energi yang terakumulasi di dalam sistem itu sendiri. Hukum kesetimbangan energi dalam *steam drum boiler* dapat dinyatakan sebagai berikut :

$$\frac{\left[\begin{array}{c} \text{penjumlahan} \\ \text{total energi} \end{array} \right]}{\text{waktu}} = \frac{\left[\begin{array}{c} \text{total energi} \\ \text{yang masuk} \end{array} \right]}{\text{waktu}} - \frac{\left[\begin{array}{c} \text{total energi} \\ \text{yang keluar} \end{array} \right]}{\text{waktu}} + \frac{\left[\begin{array}{c} \text{suplai energi} \\ \text{oleh steam} \end{array} \right]}{\text{waktu}}$$

sehingga berdasarkan uraian diatas diperoleh :

$$\frac{d\{\rho Ah C_p (T - T_{ref})\}}{dt} = \rho F_{in} C_p (T_{in} - T_{ref}) - \rho F_{out} C_p (T - T_{ref}) + Q \quad \dots (2.6)$$

dengan :

T = temperatur uap (K)

T_{in} = temperatur air yang masuk (K)

Q = suplai panas oleh *burner* (kg/jam)

C_p = kapasitas panas dalam *steam drum boiler* (J/kg K)

Persamaan (2.6) dapat dinyatakan ulang sebagai berikut :

$$\rho A C_p \frac{d\{h(T - T_{ref})\}}{dt} = \rho F_{in} C_p (T_{in} - T_{ref}) - \rho F_{out} C_p (T - T_{ref}) + Q \quad \dots (2.7)$$

Dengan mengasumsikan bahwa ρ , A , dan C_p bernilai konstan dan $T_{ref} = 0$ maka Persamaan (2.7) menjadi :

$$A \frac{d(hT)}{dt} = F_{in} T_{in} - F_{out} T + \frac{Q}{\rho C_p} \quad \dots (2.8)$$

Berdasarkan aturan differensiasi parsial jelas diketahui bahwa :

$$A \frac{d(hT)}{dt} = Ah \frac{dT}{dt} + AT \frac{dh}{dt} \quad \dots (2.9)$$

sehingga diperoleh :

$$A \frac{d(hT)}{dt} = Ah \frac{dT}{dt} + T(F_{in} - F_{out}) \quad \dots (2.10)$$

Substitusikan Persamaan (2.9) ke Persamaan (2.8) sehingga diperoleh :

$$Ah \frac{dT}{dt} + T(F_{in} - F_{out}) = F_{in} T_{in} - F_{out} T + \frac{Q}{\rho C_p} \quad \dots (2.11)$$

atau dapat dinyatakan sebagai :

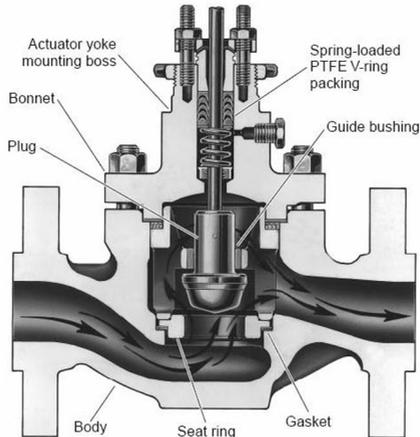
$$Ah \frac{dT}{dt} = F_{in}(T_{in} - T) + \frac{Q}{\rho C_p} \quad \dots (2.12)$$

Persamaan (2.12) merupakan model matematika temperatur uap dalam *steam drum boiler*.

2.4.3 Model Matematika *Control Valve*

Control valve atau katup pengendali merupakan komponen pada *steam drum boiler* yang berfungsi untuk mengatur flow air yang keluar dari *steam drum boiler* menuju *burner*, sehingga *control valve* berpengaruh dalam dinamika perubahan ketinggian air dalam *steam drum boiler*. Perubahan ketinggian air juga berpengaruh pada perubahan temperatur uap dalam *steam drum boiler* sehingga dapat dikatakan bahwa *control valve* berpengaruh pada sistem dinamik *steam drum boiler*. Dalam istilah teknik,

control valve disebut sebagai “aktuator” untuk subsistem ketinggian air dalam *steam drum boiler*.



Gambar 2.3. *Control valve* tipe diafragma[13]

Secara umum, *control valve* bekerja secara otomatis yaitu berdasarkan sinyal input yang berasal dari pengendalian dengan melakukan perubahan *valve* secara langsung menggunakan sistem mekanik, sistem elektronik, sistem pneumatik maupun sistem hidrolik sebagai aktuator. Fungsi transfer *control valve* dinyatakan sebagai fungsi order satu sebagai berikut[2] :

$$G_{cv}(s) = \frac{w(s)}{M_c(s)} = \frac{K_{tot}}{\tau_{cv}s + 1} \quad \dots (2.13)$$

dengan :

w = flow aliran keluar *valve* (kg/jam)

M_c = sinyal input *control valve* (mA)

K_{tot} = gain *control valve*

τ_{cv} = time constant *control valve* (jam)

Gain control valve didefinisikan sebagai perubahan aliran yang melalui *control valve* terhadap perubahan masukan *control valve*[2]. Nilai *gain control valve* dapat diperoleh menggunakan persamaan berikut :

$$K_{tot} = K_R \cdot K_s \quad \dots (2.14)$$

dimana :

$K_R = \text{gain I/P}$

$K_s = \text{gain pengendali}$

Nilai *gain* I/P diperoleh dari :

$$K_R = \frac{\text{perubahan tekanan maksimum (psi)}}{\text{perubahan arus input (mA)}} \quad \dots (2.15)$$

sedangkan nilai *gain* pengendali diperoleh dari :

$$K_s = \frac{d}{dx} f(x) \frac{\text{range output (\%)}}{\text{span input (psi)}} \quad \dots (2.16)$$

dengan $f(x)$ merupakan persamaan karakteristik *control valve* yang digunakan. Karakteristik *control valve* didefinisikan sebagai hubungan antara *stem position* dengan laju aliran massa. Terdapat beberapa karakteristik *control valve*, diantaranya adalah linear, *equal percentage* dan *quick opening*. Karakteristik *control valve* dengan respon terbaik untuk sistem *steam drum boiler* adalah karakteristik linear, yaitu dimana aliran secara langsung proporsional dengan jumlah lintasan katup (*valve travel*) atau posisi katup. Persamaan karakteristik *control valve* menurut F.G. Shinkey dirumuskan sebagai berikut :

$$f(x) = \frac{x}{L + (1 - L)x} \quad \dots (2.17)$$

dengan :

$x = \text{input control valve (mA)}$

$L = 1$, untuk karakteristik *control valve* linear

sehingga berdasarkan Persamaan (2.17) diperoleh :

$$f(x) = x \quad \dots (2.18)$$

Dengan memperhatikan bahwa *output* berkisar antara 0-100%, *input* berkisar antara 3-15 psi, dan Persamaan (2.18) maka berdasarkan Persamaan (2.16) diperoleh nilai *gain* pengendali :

$$K_s = 1 \cdot \frac{100 - 0}{15 - 3} = \frac{100}{12} \quad \dots (2.19)$$

Dengan memperhatikan bahwa arus/sinyal *input* berkisar antara 4-20 mA maka berdasarkan Persamaan (2.15) diperoleh nilai *gain* I/P :

$$K_R = \frac{15 - 3}{20 - 4} = \frac{12}{16} \quad \dots (2.20)$$

Substitusikan Persamaan (2.19) dan (2.20) kedalam Persamaan (2.14) maka diperoleh nilai *gain control valve* :

$$K_{tot} = \frac{12}{16} \cdot \frac{100}{12} = 6,25 \quad \dots (2.21)$$

Selain *gain control valve*, parameter lain yang harus diperhatikan adalah *time constant control valve*. *Time constant control valve* dapat diperoleh dengan persamaan berikut[2] :

$$\tau_{cv} = \tau_v(\Delta V + R) \quad \dots (2.22)$$

dengan :

τ_v = *time stroke* (jam)

ΔV = fraksi perubahan posisi *stem* pada posisi normal

R = perubahan dari konstanta waktu *inherent* pada *stroking time*

Nilai *time stroke* diperoleh dari :

$$\tau_v = \frac{y_v}{c_v} \quad \dots (2.23)$$

dengan :

y_v = faktor *stroking time valve*

c_v = koefisien aliran dari aksesori *valve* untuk jenis positioner I/P

Sedangkan nilai ΔV diperoleh dari:

$$\Delta V = \frac{\text{range output (\%)}}{\text{output maksimum (\%)}} \quad \dots (2.24)$$

Dengan memperhatikan bahwa nilai $R = 0,3$, $y_v = 0,676$ dan $c_v = 0,39$ maka berdasarkan Persamaan (2.23) diperoleh nilai *time stroke* :

$$\tau_v = \frac{0,676}{0,39} = 1,733 \quad \dots (2.25)$$

Selanjutnya dengan memperhatikan bahwa *output* berkisar antara 0-100% maka berdasarkan Persamaan (2.24) diperoleh[2] :

$$\Delta V = \frac{100 - 0}{100} = 1 \quad \dots (2.26)$$

Substitusikan Persamaan (2.25) dan (2.26) kedalam Persamaan (2.22) maka diperoleh nilai *time constant control valve* :

$$\tau_{cv} = 1,733(1 + 0,3) = 1,78498 \quad \dots (2.27)$$

Dengan mensubstitusikan Persamaan (2.21) dan (2.27) kedalam Persamaan (2.13) maka diperoleh fungsi transfer *control valve* adalah :

$$w(s) = \frac{6,25}{1,78498 + 1} M_c(s) \quad \dots (2.28)$$

2.5 Linearisasi

Linearisasi adalah proses dimana suatu sistem nonlinear diaproksimasi dengan suatu sistem linear tertentu[3]. Terdapat beberapa metode linearisasi yang dapat digunakan, diantaranya adalah metode ekspansi deret Taylor. Misalkan suatu sistem dinamik didefinisikan sebagai berikut :

$$\frac{dx}{dt} = f_1(x, y) \quad \dots (2.29)$$

$$\frac{dy}{dt} = f_2(x, y) \quad \dots (2.30)$$

Ekspansikan fungsi nonlinear $f_1(x, y)$ dan $f_2(x, y)$ kedalam bentuk deret Taylor disekitar titik (\tilde{x}, \tilde{y}) sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned} f_1(x, y) = f_1(\tilde{x}, \tilde{y}) &+ \left[\frac{\partial f_1}{\partial x} \right]_{(\tilde{x}, \tilde{y})} (x - \tilde{x}) + \left[\frac{\partial f_1}{\partial y} \right]_{(\tilde{x}, \tilde{y})} (y - \tilde{y}) \\ &+ \left[\frac{\partial^2 f_1}{\partial x^2} \right]_{(\tilde{x}, \tilde{y})} \frac{(x - \tilde{x})^2}{2!} + \left[\frac{\partial^2 f_1}{\partial y^2} \right]_{(\tilde{x}, \tilde{y})} \frac{(y - \tilde{y})^2}{2!} \\ &+ \left[\frac{\partial^2 f_1}{\partial x \partial y} \right]_{(\tilde{x}, \tilde{y})} (x - \tilde{x})(y - \tilde{y}) \quad \dots (2.31) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f_2(x, y) = f_2(\tilde{x}, \tilde{y}) &+ \left[\frac{\partial f_2}{\partial x} \right]_{(\tilde{x}, \tilde{y})} (x - \tilde{x}) + \left[\frac{\partial f_2}{\partial y} \right]_{(\tilde{x}, \tilde{y})} (y - \tilde{y}) \\ &+ \left[\frac{\partial^2 f_2}{\partial x^2} \right]_{(\tilde{x}, \tilde{y})} \frac{(x - \tilde{x})^2}{2!} + \left[\frac{\partial^2 f_2}{\partial y^2} \right]_{(\tilde{x}, \tilde{y})} \frac{(y - \tilde{y})^2}{2!} \\ &+ \left[\frac{\partial^2 f_2}{\partial x \partial y} \right]_{(\tilde{x}, \tilde{y})} (x - \tilde{x})(y - \tilde{y}) \quad \dots (2.32) \end{aligned}$$

Abaikan kondisi persamaan order dua dan seterusnya sehingga diperoleh aproksimasi untuk Persamaan (2.31) dan (2.32) sebagai berikut :

$$f_1(x, y) \approx f_1(\tilde{x}, \tilde{y}) + \left[\frac{\partial f_1}{\partial x} \right]_{(\tilde{x}, \tilde{y})} (x - \tilde{x}) + \left[\frac{\partial f_1}{\partial y} \right]_{(\tilde{x}, \tilde{y})} (y - \tilde{y}) \quad \dots (2.33)$$

$$f_2(x, y) \approx f_2(\tilde{x}, \tilde{y}) + \left[\frac{\partial f_2}{\partial x} \right]_{(\tilde{x}, \tilde{y})} (x - \tilde{x}) + \left[\frac{\partial f_2}{\partial y} \right]_{(\tilde{x}, \tilde{y})} (y - \tilde{y}) \quad \dots (2.34)$$

Substitusikan Persamaan (2.33) dan (2.34) kedalam Persamaan (2.29) dan (2.30) sehingga Persamaan (2.29) dan (2.30) menjadi :

$$\frac{dx}{dt} = f_1(\tilde{x}, \tilde{y}) + \left[\frac{\partial f_1}{\partial x} \right]_{(\tilde{x}, \tilde{y})} (x - \tilde{x}) + \left[\frac{\partial f_1}{\partial y} \right]_{(\tilde{x}, \tilde{y})} (y - \tilde{y}) \quad \dots (2.35)$$

$$\frac{dy}{dt} = f_2(\tilde{x}, \tilde{y}) + \left[\frac{\partial f_2}{\partial x} \right]_{(\tilde{x}, \tilde{y})} (x - \tilde{x}) + \left[\frac{\partial f_2}{\partial y} \right]_{(\tilde{x}, \tilde{y})} (y - \tilde{y}) \quad \dots (2.36)$$

Selanjutnya, asumsikan bahwa sistem dalam kondisi *steady state* pada titik (\tilde{x}, \tilde{y}) sehingga :

$$f_1(\tilde{x}, \tilde{y}) = 0 \quad \dots (2.37)$$

$$f_2(\tilde{x}, \tilde{y}) = 0 \quad \dots (2.38)$$

Substitusikan Persamaan (2.37) dan (2.38) kedalam Persamaan (2.35) dan (2.36) sehingga diperoleh :

$$\frac{dx}{dt} = \left[\frac{\partial f_1}{\partial x} \right]_{(\tilde{x}, \tilde{y})} (x - \tilde{x}) + \left[\frac{\partial f_1}{\partial y} \right]_{(\tilde{x}, \tilde{y})} (y - \tilde{y}) \quad \dots (2.39)$$

$$\frac{dy}{dt} = \left[\frac{\partial f_2}{\partial x} \right]_{(\tilde{x}, \tilde{y})} (x - \tilde{x}) + \left[\frac{\partial f_2}{\partial y} \right]_{(\tilde{x}, \tilde{y})} (y - \tilde{y}) \quad \dots (2.40)$$

Perhatikan bahwa :

$$\frac{dx}{dt} = \frac{d(x - \tilde{x})}{dt} \quad \dots (2.41)$$

$$\frac{dy}{dt} = \frac{d(y - \tilde{y})}{dt} \quad \dots (2.42)$$

sehingga Persamaan (2.39) dan (2.40) dapat ditulis ulang sebagai berikut :

$$\frac{d(x - \tilde{x})}{dt} = \left[\frac{\partial f_1}{\partial x} \right]_{(\tilde{x}, \tilde{y})} (x - \tilde{x}) + \left[\frac{\partial f_1}{\partial y} \right]_{(\tilde{x}, \tilde{y})} (y - \tilde{y}) \dots (2.41)$$

$$\frac{d(y - \tilde{y})}{dt} = \left[\frac{\partial f_2}{\partial x} \right]_{(\tilde{x}, \tilde{y})} (x - \tilde{x}) + \left[\frac{\partial f_2}{\partial y} \right]_{(\tilde{x}, \tilde{y})} (y - \tilde{y}) \dots (2.42)$$

Selanjutnya didefinisikan variabel deviasi yaitu $x' = x - \tilde{x}$ dan $y' = y - \tilde{y}$ sehingga Persamaan (2.41) dan (2.42) menjadi :

$$\frac{dx'}{dt} = \left[\frac{\partial f_1}{\partial x} \right]_{(\tilde{x}, \tilde{y})} x' + \left[\frac{\partial f_1}{\partial y} \right]_{(\tilde{x}, \tilde{y})} y' \dots (2.43)$$

$$\frac{dy'}{dt} = \left[\frac{\partial f_2}{\partial x} \right]_{(\tilde{x}, \tilde{y})} x' + \left[\frac{\partial f_2}{\partial y} \right]_{(\tilde{x}, \tilde{y})} y' \dots (2.44)$$

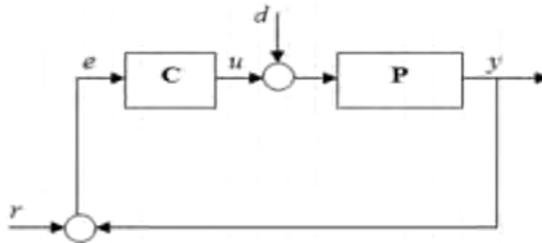
Persamaan (2.43) dan (2.44) merupakan hasil linearisasi sistem persamaan (2.29) dan (2.30) disekitar titik (\tilde{x}, \tilde{y}) .

2.6 Sistem pengendalian

Sistem pengendalian adalah suatu metode yang diterapkan pada suatu sistem agar sistem tersebut memiliki performansi sesuai dengan yang diharapkan[4]. Adapun yang perlu diperhatikan pada sistem pengendalian adalah :

1. *Controlled variable*, yaitu variabel yang dikontrol.
2. *Control signal* (sinyal kontrol) atau *manipulated variable*, yaitu variabel yang divariasikan oleh *controller* sehingga mempengaruhi nilai variabel yang dikontrol.
3. *Plant*, yaitu fungsi alih sistem yang diperoleh dari model matematika sistem tersebut.
4. *Reference input*, yaitu nilai yang diinginkan.
5. *Disturbance* (gangguan), yaitu suatu sinyal yang cenderung memberikan efek buruk pada nilai output sistem. Jika gangguan terjadi didalam sistem maka gangguan itu disebut gangguan internal, sedangkan jika gangguan terjadi dari luar sistem maka gangguan itu disebut gangguan eksternal dan merupakan sebuah input.

6. *Feedback control*, yaitu nilai umpan balik yang digunakan untuk meminimalisir perbedaan/*error* antara nilai output sistem dengan *reference input*.



Gambar 2.4. Diagram blok sederhana dari sistem pengendalian dengan *feedback control*[1,2]

Pada Gambar 2.4, r adalah *reference input* atau nilai yang diinginkan, d adalah gangguan bagi sistem, e adalah sinyal *error*, u adalah *control input*, y adalah output sistem, C adalah *controller*, dan P adalah *plant*.

Untuk mengetahui performansi suatu sistem pengendali tidak hanya dilakukan dengan mengamati kestabilannya, melainkan juga dilihat dari beberapa unsur lain yang umumnya disebut karakteristik respon transien. Respon transien adalah respon sistem yang berlangsung dari keadaan awal hingga keadaan akhir, yang terdiri atas :

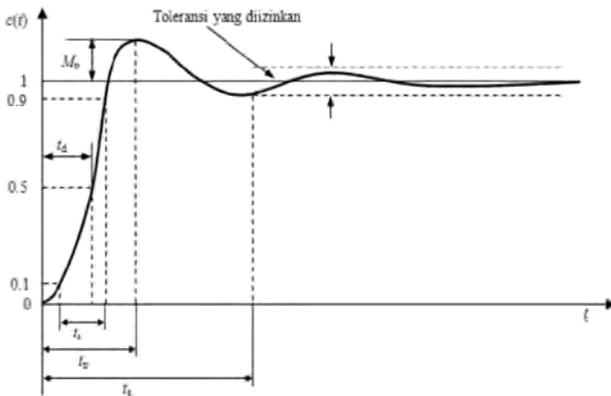
1. Waktu tunda (*delay time* dinotasikan t_d), yaitu waktu yang diperlukan respon untuk mencapai setengah harga akhir yang pertama.
2. Waktu naik (*rise time* dinotasikan t_r), yaitu waktu yang diperlukan respon untuk naik dari 10% hingga 90%, 5% hingga 95%, atau 0% hingga 100% dari nilai akhirnya.
3. Waktu puncak (*peak time* dinotasikan t_p), yaitu waktu yang diperlukan respon untuk mencapai puncak lewatan yang pertama.

4. Lewatan maksimum (*maximum overshoot* dinotasikan M_p), yaitu nilai puncak lewatan maksimum dari kurva respon. Persentase lewatan maksimum didefinisikan sebagai berikut :

$$\% M_p = \frac{c(t_p) - c(\infty)}{c(\infty)} \times 100\% \quad \dots (2.45)$$

Besarnya lewatan maksimum secara langsung menunjukkan kestabilan relatif sistem.

5. Waktu penetapan (*settling time* dinotasikan t_s), yaitu waktu yang diperlukan respon untuk mencapai dan menetap dalam daerah disekitar *set point* dengan toleransi yang ditentukan. Besarnya toleransi biasanya ditentukan sekitar 2%-5% dari *set point*.



Gambar 2.5. Spesifikasi respon transien[1,2]

2.7 Fractional Calculus

Operator differintegral dinotasikan ${}^t D^\alpha$ merupakan kombinasi operator *differential-integral* yang digunakan pada *fractional calculus*. Operator ini menggabungkan *fractional derivative* dan *fractional integral* menjadi satu ekspresi dan didefinisikan sebagai berikut[4] :

$${}_a D_t^\alpha = \begin{cases} \frac{d^\alpha}{dt^\alpha} & , Re \alpha > 0 \\ 1 & , Re \alpha = 0 \\ \int_a^t (d\tau)^{-\alpha} & , Re \alpha < 0 \end{cases} \quad \dots (2.46)$$

dimana $\alpha \in \mathbb{C}$ merupakan *fractional order* dan a, t merupakan batas operasi. Terdapat beberapa definisi untuk *fractional derivative*, diantaranya adalah definisi Caputo seperti berikut :

$${}_a D_t^\alpha f(t) = \frac{1}{\Gamma(m - \alpha)} \int_0^t \frac{f^{(m)}(\tau)}{(t - \tau)^{\alpha - m + 1}} \, d\tau \quad , m - 1 < \alpha < m \quad \dots (2.47)$$

dengan m merupakan integer pertama yang lebih besar dari α . Transformasi Laplace dari Persamaan (2.47) adalah :

$$\mathcal{L}\{ {}_0 D_t^\alpha f(t) \} = s^\alpha F(s) - \sum_{k=0}^{n-1} s^{\alpha - k - 1} f^{(k)}(0) \quad , n - 1 < \alpha \leq n \quad \dots (2.48)$$

dengan $n \in \mathbb{N}$. Untuk kondisi awal sistem nol, Persamaan (2.48) menjadi :

$$\mathcal{L}\{ {}_0 D_t^\alpha f(t) \} = s^\alpha F(s) \quad \dots (2.49)$$

2.8 *PID Controller*

PID Controller merupakan pengendali untuk menentukan presisi suatu sistem instrumentasi dengan karakteristik adanya umpan balik pada sistem tersebut. *PID Controller* merupakan kombinasi dari 3 pengendali yaitu pengendali *proportional* (P), pengendali *integral* (I) dan pengendali *derivative* (D) yang disusun secara paralel.

Ketiga jenis pengendali tersebut memiliki respon yang berbeda-beda pada proses dan masing-masing memiliki kelebihan dan kekurangan. Pengendali *proportional* memiliki sifat dasar membentuk *error* dalam menghasilkan *output*, sehingga masih meninggalkan *offset* pada kurva pengendali. Untuk

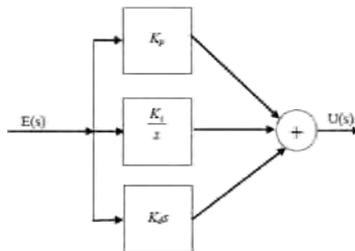
menghilangkan *offset* tersebut diperlukan pengendali lain yang dapat menghasilkan output walaupun sudah tidak ada input. Sifat ini dimiliki oleh pengendali *integral*. Namun, kemampuan pengendali integral untuk menghilangkan *offset* tidak disertai dengan kemampuan bereaksi dengan cepat. Untuk mempercepat kemampuan bereaksi maka diperlukan pengendali lain yaitu pengendali *derivative*. Jadi, ketiga mode pengendali tersebut masing-masing berfungsi untuk mempercepat reaksi sistem, menghilangkan *offset* dan mendapatkan energi ekstra disaat-saat awal perubahan *load*/beban.

Model matematika *PID Controller* didefinisikan sebagai berikut :

$$u(t) = K_p e(t) + K_i \int_0^t e(\tau) d\tau + K_d \frac{d}{dt} e(t) \quad \dots (2.50)$$

dimana $e(t)$ merupakan sinyal *input* dan $u(t)$ merupakan sinyal *output*. Berdasarkan Persamaan (2.50), maka fungsi transfer *PID Controller* adalah :

$$G(s) = \frac{U(s)}{E(s)} = K_p + \frac{K_i}{s} + K_d s \quad \dots (2.51)$$



Gambar 2.6. Diagram blok *PID Controller*[5]

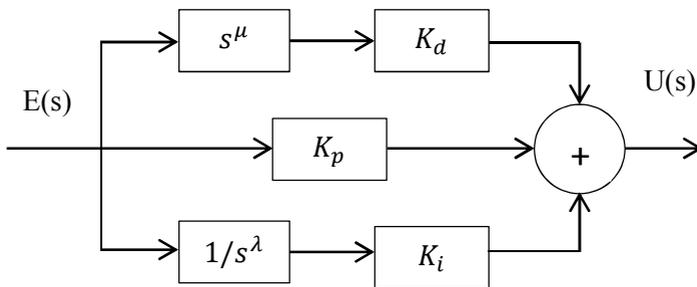
Pada tahun 1999 dikembangkan suatu modifikasi dari *PID Controller* dengan menambahkan dua parameter baru yaitu λ dan μ , yang mana masing-masing merupakan order *integral* dan *derivative*. Pengendali tersebut dinamakan *Fractional Order PID*

Controller atau $PI^\lambda D^\mu$ *Controller*, yang mana merupakan perpaduan antara *PID Controller* dan konsep *fractional calculus*. Bentuk model matematika *Fractional Order PID Controller* adalah :

$$u(t) = K_p e(t) + K_i D^{-\lambda} e(t) + K_d D^\mu e(t) \quad \dots (2.52)$$

dimana D^α merupakan operator differintegral dengan order α sehingga berdasarkan Persamaan (2.52) diperoleh fungsi transfer *Fractional Order PID Controller* adalah :

$$G_c(s) = \frac{U(s)}{E(s)} = K_p + \frac{K_i}{s^\lambda} + K_d s^\mu, (\lambda, \mu > 0) \quad \dots (2.53)$$

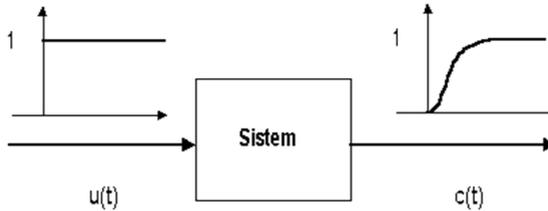


Gambar 2.7. Diagram blok *Fractional Order PID Controller*

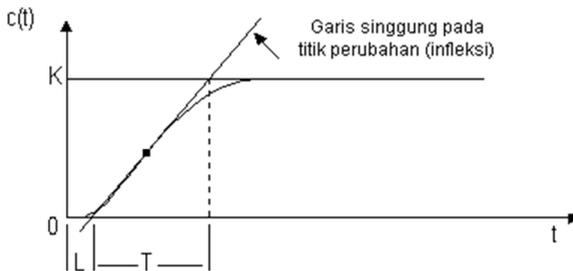
Pada *PID Controller* terdapat tiga parameter yaitu K_p , K_i dan K_d sedangkan untuk *Fractional Order PID Controller* memiliki dua parameter lebih yaitu λ dan μ . Proses *tuning* parameter K_p , K_i dan K_d menggunakan metode kurva reaksi dan metode osilasi, sedangkan proses *tuning* nilai λ dan μ digunakan algoritma genetik yang akan menentukan nilai terbaik λ dan μ pada proses. Selain itu, karena pada Tugas Akhir ini menggunakan metode *Discrete Fractional Order PID Controller* maka perlu adanya diskritisasi terhadap persamaan (2.53). Diskritisasi pengendali dilakukan menggunakan metode *Zero Order Hold* sehingga diperoleh *Discrete Fractional Order PID Controller*.

2.8.1 Metode kurva reaksi

Metode ini didasarkan terhadap reaksi sistem untaian terbuka. *Plant* sebagai untaian terbuka dikenai sinyal fungsi tangga satuan seperti ditunjukkan pada Gambar 2.8.



Gambar 2.8. Respon tangga satuan sistem[14]



Gambar 2.9. Respon sistem berbentuk kurva-S[14]

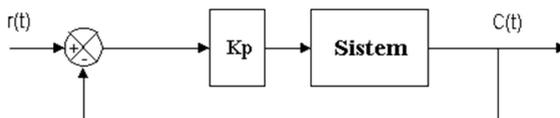
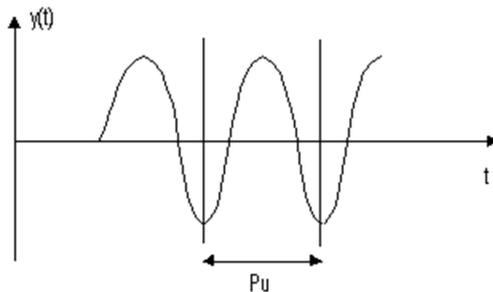
Kurva-S mempunyai dua konstanta yaitu waktu mati (*dead time*) L dan waktu tunda (*delay time*) T . Berdasarkan Gambar 2.9 kurva reaksi berubah naik setelah selang waktu L , sedangkan waktu tunda menggambarkan perubahan kurva setelah mencapai 66% dari keadaan mantapnya. Pada kurva dibuat suatu garis yang bersinggungan dengan garis kurva dan akan memotong sumbu absis dan garis maksimum. Perpotongan garis singgung dengan sumbu absis merupakan ukuran waktu mati, dan perpotongan dengan garis maksimum merupakan waktu tunda yang diukur dari titik waktu L . Penalaan parameter PID didasarkan perolehan kedua konstanta itu.

Tabel 2.1. Penalaan parameter PID dengan metode kurva reaksi

| | P | PI | PID |
|-------|----------|-----------|------------|
| K_p | T/L | $0,9 T/L$ | $1,2 T/L$ |
| T_i | 0 | $L/0,3$ | $2L$ |
| T_d | 0 | 0 | $0,5L$ |

2.8.2 Metode osilasi

Metode ini didasarkan pada reaksi sistem untaian tertutup. *Plant* disusun seri dengan controller PID. Semula parameter *integrator* di-set tak berhingga dan parameter differensial di-set nol ($T_i = \infty, T_d = 0$). Parameter proporsional kemudian dinaikkan bertahap mulai dari nol sampai mencapai harga yang mengakibatkan reaksi sistem berosilasi dengan amplitudo tetap (*sustain oscillation*). Nilai penguatan proportional pada saat sistem mencapai kondisi *sustain oscillation* disebut *ultimate gain* K_u , sedangkan periode dari *sustained oscillation* disebut *ultimate period* P_u . Penalaan parameter PID dilakukan berdasarkan kedua konstanta tersebut.

**Gambar 2.10.** Sistem loop tertutup dengan kontrol proporsional[14]**Gambar 2.11.** Kurva respon *sustain oscillation*[14]

Tabel 2.2. Penalaan parameter PID dengan metode osilasi

| | P | PI | PID |
|-------|-----------|---------------|-------------|
| K_p | $0,5 K_u$ | $0,45 K_u$ | $0,6 K_u$ |
| T_i | 0 | $1,2 K_p/T_u$ | $2 K_p/T_u$ |
| T_d | 0 | 0 | $K_p T_u/8$ |

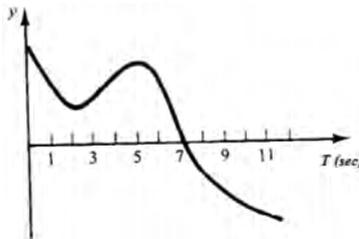
2.8.3 Metode diskritisasi *Zero Order Hold*

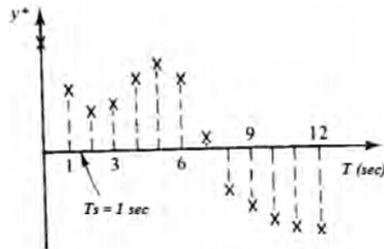
Diskritisasi adalah proses pendekatan terhadap suatu persamaan kontinu agar dapat direpresentasikan kedalam bentuk persamaan diskrit yang ekuivalen. Terdapat beberapa metode diskritisasi yang biasa digunakan. Namun, sebelum membahas mengenai diskritisasi perlu dipahami terlebih dahulu mengenai *time sampling*/waktu cuplik.

Misalkan terdapat suatu sinyal kontinu $y(t)$ yang nilainya bervariasi pada selang waktu $[0, T]$. Untuk mendiskritisasi sinyal $y(t)$, maka dilakukan pencuplikan sebanyak n kali dengan tenggang waktu masing-masing pencuplikan adalah sama. Tenggang waktu pencuplikan inilah yang dinamakan *time sampling*. Secara umum, *time sampling* dapat dinyatakan sebagai berikut :

$$t = n T_s \quad ; n = 0,1,2, \dots \quad \dots (2.54)$$

dimana T_s merupakan *time sampling*.

**Gambar 2.12.** Contoh sinyal kontinu $y(t)$ [3]

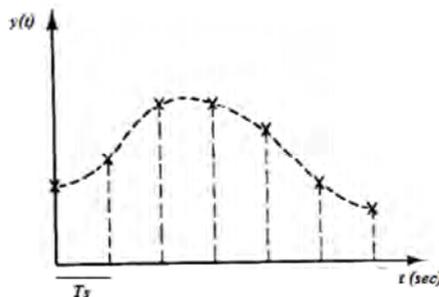


Gambar 2.13. Representasi diskrit sinyal kontinu $y(t)$ dengan $T_s = 1[3]$

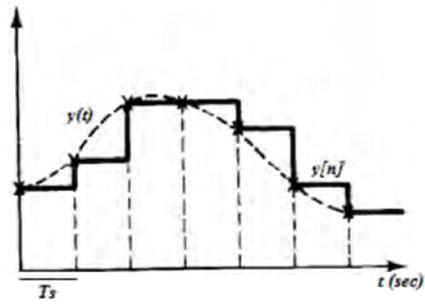
Untuk memperoleh pendekatan diskrit terhadap suatu fungsi kontinu, maka dilakukan diskritisasi dengan *time sampling* T_s . Terdapat beberapa alternatif metode yang dapat digunakan, diantaranya adalah *Zero Order Hold*. Untuk mendiskritisasi fungsi kontinu menggunakan metode *Zero Order Hold*, fungsi tersebut harus terlebih dahulu diubah kedalam bentuk fungsi s menggunakan transformasi Laplace. Misalkan $y(s)$ merupakan transformasi Laplace dari fungsi kontinu $y(t)$, maka dengan menggunakan metode *Zero Order Hold* diperoleh :

$$y(z) = (1 - z^{-1}) Z \left[\frac{y(s)}{s} \right] \quad \dots (2.55)$$

dimana $y(z)$ merupakan pendekatan fungsi $y(s)$ dalam bentuk fungsi z .



Gambar 2.14. Fungsi kontinu $y(t)$ dengan *time sampling* $T_s[3]$



Gambar 2.15. Hasil diskritisasi fungsi $y(t)$ menggunakan Zero Order Hold dengan time sampling T_s [3]

BAB III METODE PENELITIAN

Pada bab ini akan dijelaskan bagaimana metode-metode yang digunakan dalam menyelesaikan permasalahan yang sudah dijelaskan pada bab sebelumnya. Dengan mengacu pada tinjauan yang ada, metode yang dijabarkan disini bertujuan mempermudah atau memperjelas apa saja yang dilakukan dalam menyelesaikan permasalahan tersebut.

3.1 Studi Literatur

Pada tahap ini dipelajari secara rinci hal-hal yang terkait dengan materi Tugas Akhir yang dikerjakan, yaitu mengenai sistem *steam drum boiler*, *PID Controller*, *Fractional Order PID Controller*, metode *tuning* parameter *PID Controller* maupun *Fractional Order PID Controller*, dan metode diskritisasi. Sumber-sumber literatur tersebut diperoleh dari berbagai buku teks, laporan Kerja Praktek dan Tugas Akhir, jurnal ilmiah, dan sumber dari internet.

3.2 Kajian Model Matematika Sistem *Steam Drum Boiler*

Pada tahap ini dilakukan pengkajian terhadap model matematika sistem *steam drum boiler*. Model matematika diperoleh dari buku literatur serta penelitian Tugas Akhir sebelumnya[1,2,3]. Model matematika sistem *steam drum boiler* terdiri atas model matematika ketinggian air dan temperatur uap dalam *steam drum boiler*, serta model matematika *control valve* sebagai aktuator pada subsistem ketinggian air. Tahap ini mencakup linearisasi model matematika ketinggian air dan temperatur uap agar pengendali dapat diterapkan.

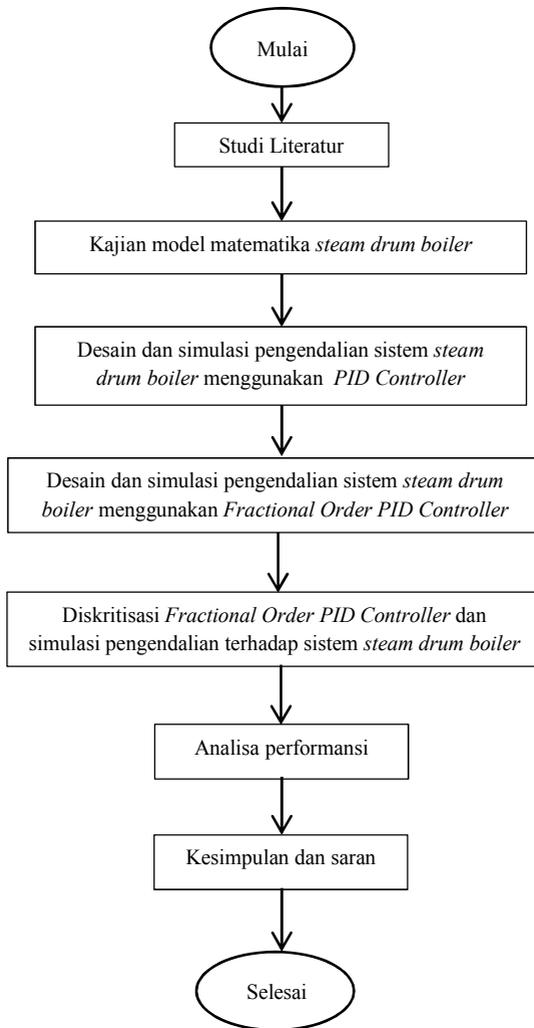
3.3 Desain dan Simulasi Pengendalian Sistem *Steam Drum Boiler*

Desain dan simulasi pengendalian sistem *steam drum boiler* diawali dengan melakukan proses *tuning* parameter *PID*

Controller yaitu K_p , K_i dan K_d dilakukan simulasi pengendalian terhadap sistem sehingga diperoleh respon sistem dengan *PID Controller*. Selanjutnya, performansi *PID Controller* terhadap sistem diperbaiki menggunakan *Fractional Order PID Controller* yaitu dengan menambahkan dua parameter yaitu λ dan μ . Dengan proses diskritisasi terhadap pengendali, maka diperoleh *Discrete Fractional Order PID Controller*. Simulasi mencakup kondisi tanpa gangguan maupun dengan gangguan. Berdasarkan hasil yang diperoleh, dilakukan analisa untuk menentukan pengendali yang paling baik diantara ketiga pengendali tersebut untuk diterapkan pada sistem.

3.4 Pengambilan Kesimpulan dan Saran

Setelah melakukan analisa performansi pengendali, selanjutnya diberikan kesimpulan mengenai penelitian yang telah dilakukan dan saran untuk penelitian-penelitian selanjutnya.



Gambar 3.1. Alur penelitian

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

BAB IV ANALISA DAN PEMBAHASAN

Pada bab ini akan dibahas mengenai model matematika sistem *steam drum boiler*, linearisasi model matematika ketinggian air dan temperatur uap, desain pengendalian sistem *steam drum boiler* menggunakan *PID Controller* dan *Discrete Fractional Order PID Controller*, serta analisa performansi pengendali terhadap sistem *steam drum boiler*.

4.1 Model Matematika Sistem *Steam Drum Boiler*

Berdasarkan Persamaan (2.5) dan (2.12) diketahui bahwa model matematika ketinggian air dan temperatur uap dalam *steam drum boiler* adalah sebagai berikut :

$$A \frac{dh}{dt} = F_{in} - kw\sqrt{h}$$

$$Ah \frac{dT}{dt} = F_{in}(T_{in} - T) + \frac{Q}{\rho C_p}$$

Dari Persamaan (2.5) diperoleh :

$$\frac{dh}{dt} = \frac{F_{in}}{A} - \frac{kw\sqrt{h}}{A} \quad \dots (4.1)$$

sedangkan dari Persamaan (2.12) diperoleh :

$$\frac{dT}{dt} = \frac{F_{in}(T_{in} - T)}{Ah} + \frac{Q}{Ah\rho C_p} \quad \dots (4.2)$$

dengan model matematika *control valve* berdasarkan Persamaan (2.28) adalah :

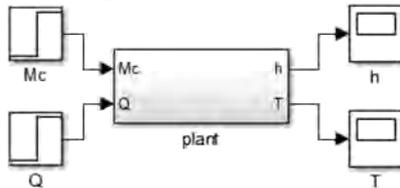
$$w(s) = \frac{6,25}{1,78498s + 1} M_c(s)$$

Adapun nilai *set point* yang diinginkan adalah $\tilde{h} = 0,7625 \text{ m}$, $\tilde{T} = 786 \text{ K}$, $\tilde{w} = 13,74$ dan $\tilde{Q} = 660 \text{ kg/jam}$. Nilai dari setiap parameter ditunjukkan pada Tabel 4.1.

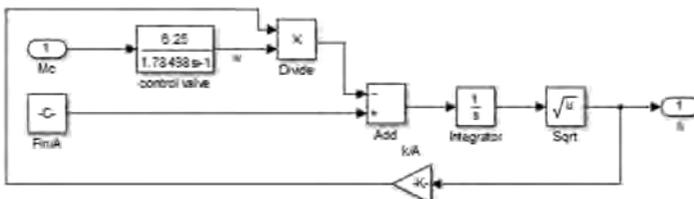
Tabel 4.1. Data parameter *steam drum boiler*

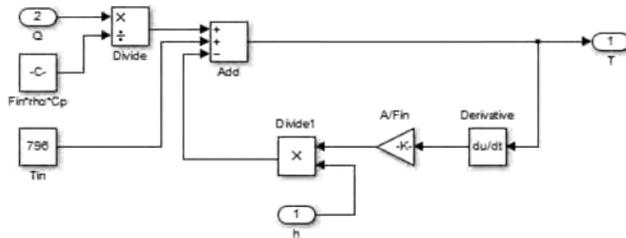
| No. | Parameter | Nilai |
|-----|-----------|---------------------------|
| 1. | F_{in} | 386,54 kg/jam |
| 2. | A | 1,82561562 m ² |
| 3. | ρ | 1000 kg/m ³ |
| 4. | k | 1 m ^{3/2} /jam |
| 5. | T_{in} | 796 K |
| 6. | C_p | 79,676 J/mol K |

Selanjutnya berdasarkan Persamaan (4.1), (4.2) dan (2.28) akan dilakukan simulasi sistem untuk memperoleh respon *open loop* sistem. Diagram blok sistem diimplementasikan pada *simulink* MATLAB seperti terlihat pada Gambar 4.1. Sistem terdiri atas dua subsistem yaitu subsistem ketinggian air dan subsistem temperatur uap.

**Gambar 4.1.** Diagram blok sistem tanpa pengendali

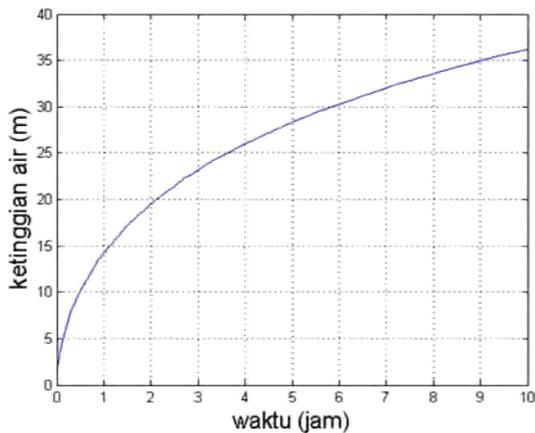
Sistem terdiri atas dua subsistem yaitu subsistem ketinggian air dan subsistem temperatur uap. Masing-masing subsistem dapat dilihat pada Gambar 4.2 dan 4.3.

**Gambar 4.2.** Diagram blok subsistem ketinggian air dalam *steam drum boiler*

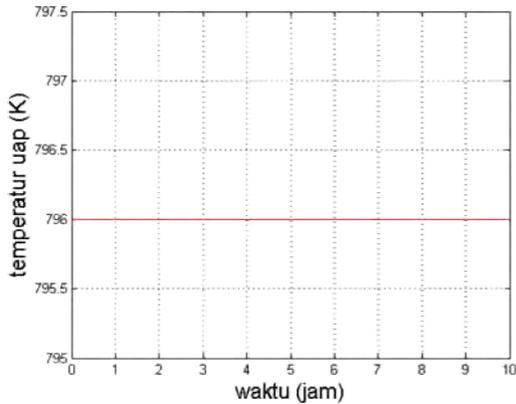


Gambar 4.3. Diagram blok subsistem temperatur uap dalam *steam drum boiler*

Adapun respon masing-masing subsistem tanpa pengendali yang diperoleh dari simulasi tersebut ditunjukkan pada Gambar 4.4 dan Gambar 4.5.



Gambar 4.4. Respon tanpa pengendali subsistem ketinggian air dalam *steam drum boiler*



Gambar 4.5. Respon tanpa pengendali subsistem temperatur uap dalam *steam drum boiler*

Dengan memperhatikan respon masing-masing subsistem pada Gambar 4.4 dan 4.5, diketahui kedua subsistem masih belum menunjukkan respon sesuai dengan kriteria yang diinginkan. Subsistem ketinggian air mampu mencapai kestabilan namun tidak pada *set point* dengan *settling time* yang sangat lama, sedangkan subsistem temperatur uap tidak menunjukkan respon yang sesuai yaitu langsung menunjuk pada 796 K mengingat kondisi awal *steam drum boiler* dalam keadaan belum terisi air. Oleh karena itu, perlu adanya pengendalian agar kedua sistem mampu mencapai kestabilan pada masing-masing nilai *set point*.

Pada Tugas Akhir ini, jenis pengendali yang diterapkan pada sistem adalah *PID Controller* dan bentuk modifikasinya. Agar pengendali tersebut dapat diterapkan pada sistem, maka sistem haruslah berbentuk linear. Dengan meninjau persamaan (4.1) dan (4.2) diketahui bahwa model matematika ketinggian air dan temperatur uap dalam *steam drum boiler* merupakan persamaan nonlinear, sehingga perlu adanya linearisasi untuk persamaan (4.1) dan (4.2) untuk memperoleh aproksimasi linear model matematika ketinggian air dan temperatur uap dalam *steam drum boiler*.

4.2 Linearisasi Model Matematika Ketinggian Air dan Temperatur Uap

Dengan mengacu Persamaan (4.1) dan (4.2) dimisalkan :

$$\frac{dh}{dt} = M(h, T, w, Q) = \frac{F_{in}}{A} - \frac{kw\sqrt{h}}{A} \quad \dots (4.3)$$

$$\frac{dT}{dt} = N(h, T, w, Q) = \frac{F_{in}(T_{in} - T)}{Ah} + \frac{Q}{Ah\rho C_p} \quad \dots (4.4)$$

Linearisasi dilakukan disekitar nilai *set point* yaitu $\tilde{h} = 0,7625$ m , $\tilde{T} = 786$ K , $\tilde{w} = 13,74$ dan $\tilde{Q} = 660$ kg/jam . Selanjutnya Persamaan (4.3) dan (4.4) diekspansikan kedalam bentuk deret Taylor dengan mengabaikan orde kedua dan seterusnya seperti berikut ini :

$$\begin{aligned} \frac{dh}{dt} = & M(\tilde{h}, \tilde{T}, \tilde{w}, \tilde{Q}) + \left(\frac{\partial M}{\partial h}\right)_{(\tilde{h}, \tilde{T}, \tilde{w}, \tilde{Q})} (h(t) - \tilde{h}) \\ & + \left(\frac{\partial M}{\partial T}\right)_{(\tilde{h}, \tilde{T}, \tilde{w}, \tilde{Q})} (T(t) - \tilde{T}) + \left(\frac{\partial M}{\partial w}\right)_{(\tilde{h}, \tilde{T}, \tilde{w}, \tilde{Q})} (w(t) - \tilde{w}) \\ & + \left(\frac{\partial M}{\partial Q}\right)_{(\tilde{h}, \tilde{T}, \tilde{w}, \tilde{Q})} (Q(t) - \tilde{Q}) \quad \dots (4.5) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{dT}{dt} = & N(\tilde{h}, \tilde{T}, \tilde{w}, \tilde{Q}) + \left(\frac{\partial N}{\partial h}\right)_{(\tilde{h}, \tilde{T}, \tilde{w}, \tilde{Q})} (h(t) - \tilde{h}) \\ & + \left(\frac{\partial N}{\partial T}\right)_{(\tilde{h}, \tilde{T}, \tilde{w}, \tilde{Q})} (T(t) - \tilde{T}) + \left(\frac{\partial N}{\partial w}\right)_{(\tilde{h}, \tilde{T}, \tilde{w}, \tilde{Q})} (w(t) - \tilde{w}) \\ & + \left(\frac{\partial N}{\partial Q}\right)_{(\tilde{h}, \tilde{T}, \tilde{w}, \tilde{Q})} (Q(t) - \tilde{Q}) \quad \dots (4.6) \end{aligned}$$

Sistem *steady state* pada nilai *set point* sehingga diperoleh :

$$M(\tilde{h}, \tilde{T}, \tilde{w}, \tilde{Q}) = \frac{F_{in} - k\tilde{w}\sqrt{\tilde{h}}}{A} = 0 \quad \dots (4.7)$$

$$N(\tilde{h}, \tilde{T}, \tilde{w}, \tilde{Q}) = \frac{1}{A\tilde{h}} \left(F_{in}(T_{in} - \tilde{T}) + \frac{\tilde{Q}}{\rho C_p} \right) = 0 \quad \dots (4.8)$$

Substitusikan Persamaan (4.7) dan (4.8) masing-masing dari Persamaan (4.5) dan (4.6) sehingga diperoleh :

$$\frac{dh}{dt} = -\frac{k\tilde{w}}{2A\sqrt{\tilde{h}}} (h(t) - \tilde{h}) - \frac{k\sqrt{\tilde{h}}}{A} (w(t) - \tilde{w}) \dots (4.9)$$

$$\begin{aligned} \frac{dT}{dt} = & -\frac{1}{A\tilde{h}^2} \left(F_{in}(T_{in} - \tilde{T}) + \frac{\tilde{Q}}{\rho C_p} \right) (h(t) - \tilde{h}) \\ & - \frac{F_{in}}{A\tilde{h}} (T(t) - \tilde{T}) + \frac{1}{A\tilde{h}\rho C_p} (Q(t) - \tilde{Q}) \dots (4.10) \end{aligned}$$

Selanjutnya didefinisikan variabel deviasi yaitu :

$$h'(t) = h(t) - \tilde{h} , w'(t) = w(t) - \tilde{w}$$

$$T'(t) = T(t) - \tilde{T} , Q'(t) = Q(t) - \tilde{Q}$$

sehingga Persamaan (4.9) dan (4.10) menjadi :

$$\frac{dh'(t)}{dt} = -\frac{k\tilde{w}}{2A\sqrt{\tilde{h}}} h'(t) - \frac{k\sqrt{\tilde{h}}}{A} w'(t) \dots (4.11)$$

$$\begin{aligned} \frac{dT'(t)}{dt} = & -\frac{1}{A\tilde{h}^2} \left(F_{in}(T_{in} - \tilde{T}) + \frac{\tilde{Q}}{\rho C_p} \right) h'(t) - \frac{F_{in}}{A\tilde{h}} T'(t) \\ & + \frac{1}{A\tilde{h}\rho C_p} Q'(t) \dots (4.12) \end{aligned}$$

Persamaan (4.11) dan (4.12) merupakan bentuk aproksimasi linear untuk Persamaan (4.3) dan (4.4) dalam bentuk variabel deviasi, atau dapat dikatakan variabel deviasi merupakan pendekatan untuk variabel eksak sehingga Persamaan (4.11) dan (4.12) juga dapat dinyatakan sebagai berikut :

$$\frac{dh(t)}{dt} = -\frac{k\tilde{w}}{2A\sqrt{\tilde{h}}} h(t) - \frac{k\sqrt{\tilde{h}}}{A} w(t) \dots (4.13)$$

$$\begin{aligned} \frac{dT(t)}{dt} = & -\frac{1}{A\tilde{h}^2} \left(F_{in}(T_{in} - \tilde{T}) + \frac{\tilde{Q}}{\rho C_p} \right) h(t) - \frac{F_{in}}{A\tilde{h}} T(t) \\ & + \frac{1}{A\tilde{h}\rho C_p} Q(t) \dots (4.14) \end{aligned}$$

Untuk memperoleh fungsi transfer sistem, maka dilakukan transformasi Laplace pada Persamaan (4.13) dan (4.14) sehingga diperoleh :

$$s h(s) = -\frac{k\tilde{w}}{2A\sqrt{\tilde{h}}} h(s) - \frac{k\sqrt{\tilde{h}}}{A} w(s) \quad \dots (4.15)$$

$$s T(s) = -\frac{1}{A\tilde{h}^2} \left(F_{in}(T_{in} - \tilde{T}) + \frac{\tilde{Q}}{\rho C_p} \right) h(s) - \frac{F_{in}}{A\tilde{h}} T(s) \\ + \frac{1}{A\tilde{h}\rho C_p} Q(s) \quad \dots (4.16)$$

Persamaan (4.15) dan (4.16) dapat ditulis ulang sebagai berikut :

$$\left(\frac{2A\sqrt{\tilde{h}}}{k\tilde{w}} s + 1 \right) h(s) = -\frac{2\tilde{h}}{\tilde{w}} w(s) \quad \dots (4.17)$$

$$\left(\frac{A\tilde{h}}{F_{in}} s + 1 \right) T(s) = -\frac{1}{F_{in}\tilde{h}} \left(F_{in}(T_{in} - \tilde{T}) + \frac{\tilde{Q}}{\rho C_p} \right) h(s) \\ + \frac{1}{F_{in}\rho C_p} Q(s) \quad \dots (4.18)$$

sehingga diperoleh fungsi transfer sistem secara umum adalah :

$$h(s) = -\frac{\frac{2\tilde{h}}{\tilde{w}}}{\left(\frac{2A\sqrt{\tilde{h}}}{k\tilde{w}} s + 1 \right)} w(s) \quad \dots (4.19)$$

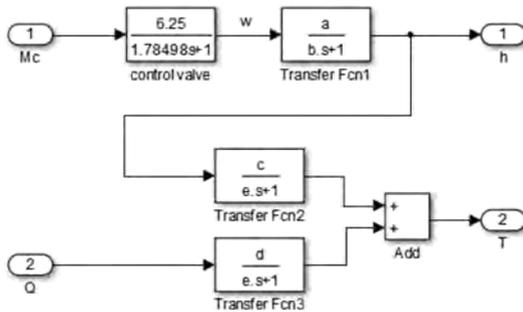
$$T(s) = -\frac{\frac{1}{F_{in}\tilde{h}} \left(F_{in}(T_{in} - \tilde{T}) + \frac{\tilde{Q}}{\rho C_p} \right)}{\left(\frac{A\tilde{h}}{F_{in}} s + 1 \right)} h(s) \\ + \frac{\frac{1}{F_{in}\rho C_p}}{\left(\frac{A\tilde{h}}{F_{in}} s + 1 \right)} Q(s) \quad \dots (4.20)$$

Substitusikan nilai parameter *steam drum boiler* pada Tabel 4.1 serta nilai *set point* kedalam Persamaan (4.19) dan (4.20) sehingga diperoleh :

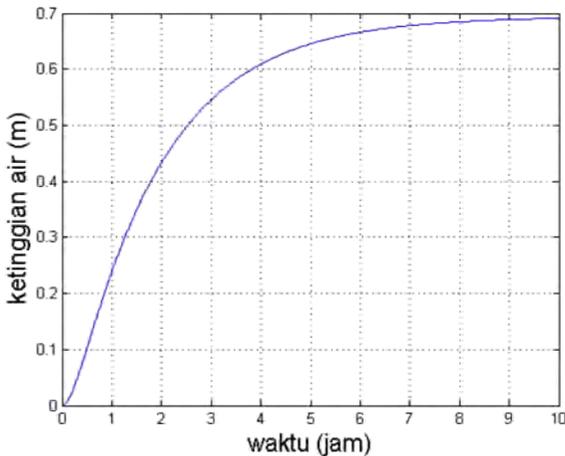
$$h(s) = -\frac{0,11098}{0,232s + 1} w(s) \quad \dots (4.21)$$

$$T(s) = -\frac{13,1148}{0,0036s + 1}h(s) + \frac{0,0000000325}{0,0036s + 1}Q(s) \dots (4.22)$$

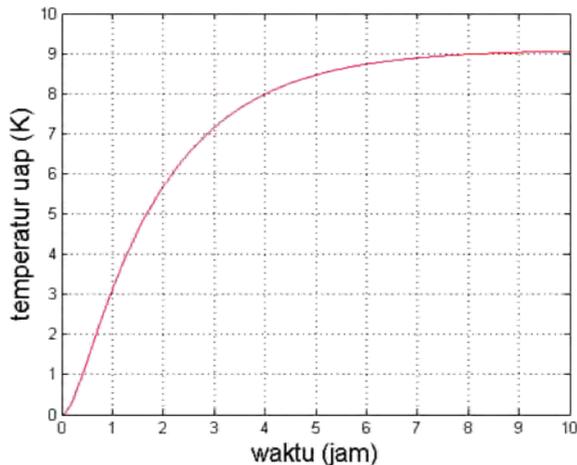
Persamaan (4.21) dan (4.22) merupakan fungsi transfer sistem ketinggian air dan temperatur uap dalam *steam drum boiler*. Selanjutnya, berdasarkan Persamaan (4.21), (4.22) dan (2.28) dibentuk simulasi sistem linear dan diamati responnya.



Gambar 4.6. Diagram blok sistem linear *steam drum boiler*



Gambar 4.7. Respon subsistem linear ketinggian air dalam *steam drum boiler*



Gambar 4.8. Respon subsistem linear temperatur uap dalam *steam drum boiler*

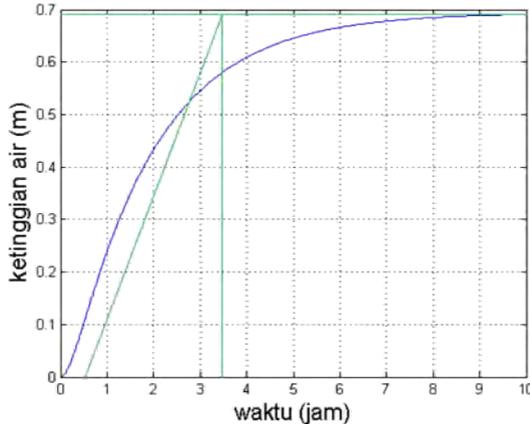
Kedua subsistem telah mampu mencapai kestabilan namun kestabilan tersebut belum mencapai *set point*. Sistem ketinggian air mencapai kestabilan pada ketinggian 0,6932 m, sedangkan sistem temperatur uap mencapai kestabilan pada temperatur 9,026 K. Selanjutnya, dilakukan pengendalian terhadap sistem dengan menggunakan *PID Controller*.

4.3 Desain Pengendali Sistem menggunakan *PID Controller*

Langkah pertama yang dilakukan dalam pengendalian sistem menggunakan *PID Controller* adalah *tuning* parameter pengendali yaitu K_p , K_i dan K_d . *Tuning* ini dilakukan dengan memperhatikan respon *open loop* sistem. Jika respon sistem berbentuk kurva-S maka *tuning* dilakukan menggunakan metode kurva reaksi, dan jika respon sistem tidak berbentuk kurva-S, maka *tuning* dilakukan menggunakan metode osilasi. Setelah nilai parameter diperoleh, selanjutnya nilai-nilai tersebut disubstitusikan pada diagram blok pengendali seperti pada Gambar 2.6.

4.3.1 Subsisitem Ketinggian Air

Dengan memperhatikan respon subsistem linear ketinggian air pada Gambar 4.7, diketahui bahwa respon subsistem ketinggian air dalam *steam drum boiler* berupa kurva-S sehingga penalaan parameter dapat dilakukan menggunakan metode kurva reaksi.



Gambar 4.9. Penalaan parameter subsistem ketinggian air dalam *steam drum boiler* dengan metode kurva reaksi

Dengan mengamati proses penarikan garis singgung pada Gambar 4.9, diperoleh bahwa $L = 0,5$ dan $T = 3,5$ sehingga berdasarkan metode kurva reaksi diperoleh :

$$T_i = 2L = 1$$

$$T_d = 0,5L = 0,25$$

$$K_p = 1,2 \frac{T}{L} = 8,4$$

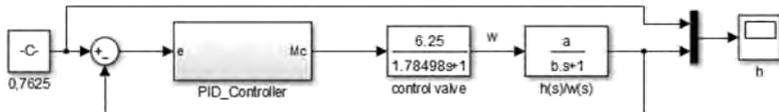
$$K_i = \frac{K_p}{T_i} = 8,4$$

$$K_d = K_p T_d = 2,1$$

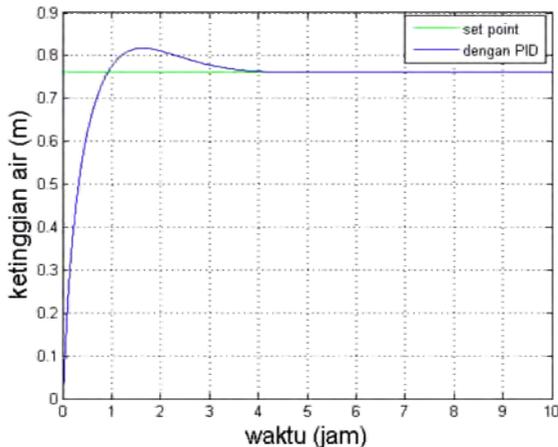
Selanjutnya, parameter diatas disubstitusikan kedalam Persamaan (2.51) dan sehingga diperoleh fungsi transfer *PID Controller* untuk subsistem ketinggian air dalam *steam drum boiler* adalah :

$$G_{h_PID}(s) = 8,4 + \frac{8,4}{s} + 2,1s \quad \dots (4.23)$$

Setelah diperoleh fungsi transfer pengendali, selanjutnya dibentuk diagram blok *PID Controller* dan diimplementasikan kedalam sistem.



Gambar 4.10. Diagram blok pengendalian subsistem ketinggian air dalam *steam drum boiler* menggunakan *PID Controller*

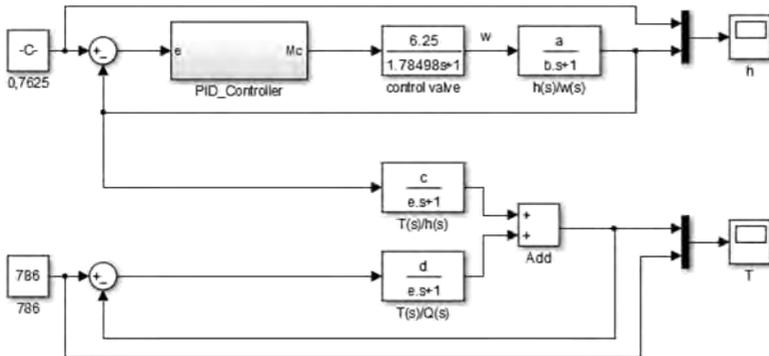


Gambar 4.11. Respon subsistem ketinggian air dalam *steam drum boiler* menggunakan *PID Controller*

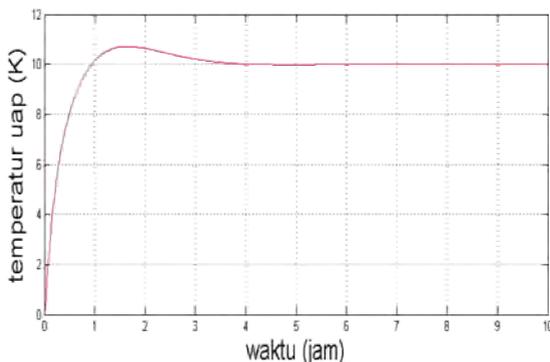
Subsistem ketinggian air dalam *steam drum boiler* menggunakan *PID Controller* telah mampu mencapai kestabilan pada *set point* yaitu 0,7625 m dengan *settling time* kurang lebih 3,5 jam dan terjadi *overshoot* dengan nilai maksimum sebesar 0,8172 m atau 7,17%. Selanjutnya, dilakukan pengendalian terhadap subsistem temperatur uap.

4.3.2 Subsistem Temperatur Uap

Dengan meninjau Persamaan (4.22) diketahui bahwa selain dipengaruhi oleh suplai panas dari *burner*, subsistem temperatur uap juga dipengaruhi oleh ketinggian air. Karena subsistem ketinggian air telah melalui proses pengendalian, maka respon *open loop* subsistem temperatur uap juga berubah.

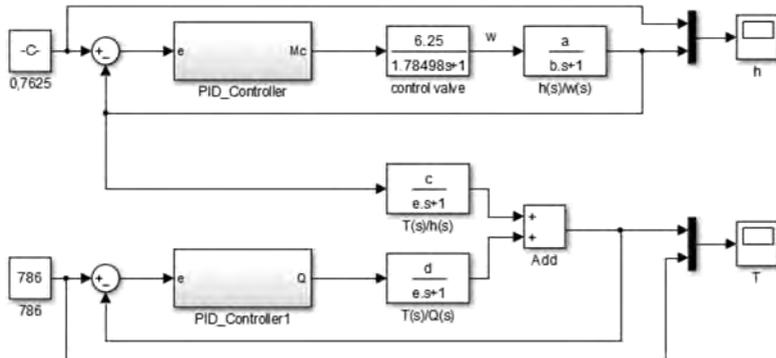


Gambar 4.12. Diagram blok subsistem temperatur uap dalam *steam drum boiler* dengan pengaruh subsistem ketinggian air terkontrol

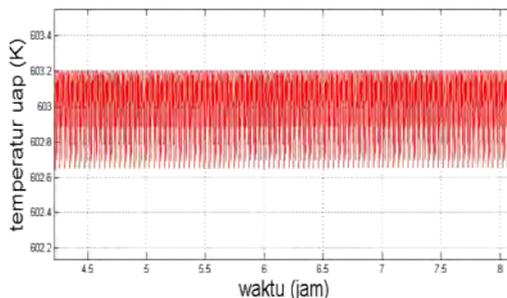


Gambar 4.13. Respon subsistem temperatur uap dalam *steam drum boiler* dengan pengaruh subsistem ketinggian air terkontrol

Karena respon temperatur uap tidak lagi berbentuk kurva S maka *tuning* parameter pengendali dilakukan menggunakan metode osilasi. Subsistem diberikan *gain* yang ditambah nilainya secara bertahap hingga respon beresilasi dengan amplitudo tetap.



Gambar 4.14. Diagram blok pengendalian sistem *steam drum boiler* menggunakan *PID Controller*



Gambar 4.15. Respon uji penalaan parameter pengendali subsistem temperatur uap dalam *steam drum boiler*

Dengan melakukan proses *trial and error* maka diperoleh *gain ultimate* $K_u = 10^8$ dengan *ultimate period* $T_u = 0,0155$ sehingga berdasarkan metode osilasi diperoleh :

$$T_i = 0,5T_u = 0,00775$$

$$T_d = \frac{T_u}{8} = 0,0019375$$

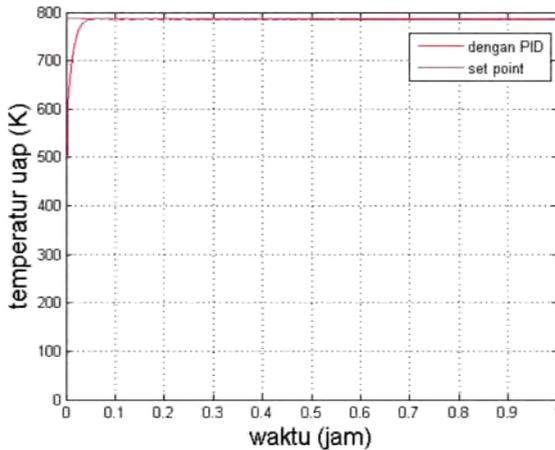
$$K_p = 0,6K_u = 6 \times 10^7$$

$$K_i = \frac{K_p}{T_i} = 7.741.935.483,87097$$

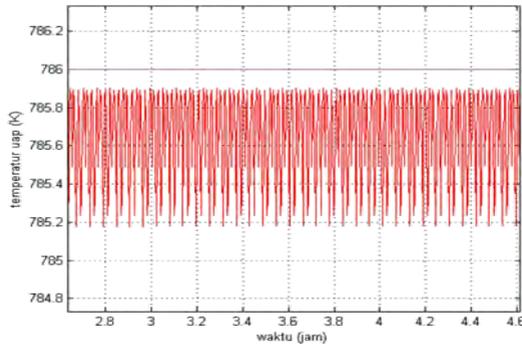
$$K_d = K_p T_d = 116.250$$

sehingga dengan memperhatikan Persamaan (2.51) diperoleh fungsi transfer *PID Controller* untuk subsistem temperatur uap dalam *steam drum boiler* adalah :

$$G_{T_PID}(s) = 6 \times 10^7 + \frac{7.741.935.483,87097}{s} + 116.250s \quad \dots (4.24)$$



(a)



(b)

Gambar 4.16. (a) Respon subsistem temperatur uap dalam *steam drum boiler* menggunakan *PID Controller*, (b) Hasil zoom Gambar 4.16a

PID Controller mampu memberikan performa yang baik dimana subsistem temperatur uap mampu mencapai kestabilan pada *set point* dengan *settling time* yang sangat cepat yaitu 0,05 jam atau 3 menit tanpa adanya *overshoot*. Namun, sesungguhnya masih terjadi osilasi antara 785,1797 hingga 785,9008 K sehingga terjadi *offset* sebesar 0,0992 K dan amplitudo osilasi 0,7211 K.

Pengendalian sistem *steam drum boiler* menggunakan *PID Controller* memberikan performansi yang cukup baik. Namun, performansi yang lebih baik masih diharapkan sehingga dilakukan pengendalian menggunakan *Discrete Fractional Order PID Controller* untuk memperbaiki performansi sistem.

4.4 Desain Pengendali Sistem menggunakan *Discrete Fractional Order PID (FOPID) Controller*

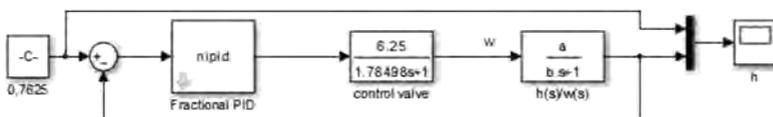
Pada dasarnya, *Fractional Order PID Controller* merupakan bentuk modifikasi *PID Controller* yang diharapkan mampu memperbaiki performansi sistem yang dikontrol menggunakan *PID Controller*. Pada *Fractional Order PID Controller*, order

dari integrator dan derivative (λ dan μ) berupa bilangan *fractional* atau pecahan.

Adapun langkah pertama yang harus dilakukan dalam mendesain *Fractional Order PID Controller* adalah melakukan proses *tuning*/penalaan parameter pengendali yaitu λ dan μ . Nilai parameter K_p , K_i dan K_d diperoleh dari *tuning* parameter *PID Controller* pada subbab 4.3. Selanjutnya, karena pengendali yang diterapkan adalah *Discrete Fractional Order PID Controller* yang merupakan bentuk diskrit dari *Fractional Order PID Controller* maka dilakukan proses diskritisasi pada pengendali. Diskritisasi dilakukan menggunakan metode *Zero Order Hold*.

4.4.1 Subsistem Ketinggian Air

Langkah pertama yang dilakukan untuk mendesain *Fractional Order PID Controller* adalah *tuning* parameter λ dan μ . *Tuning* dilakukan menggunakan algoritma genetik. Langkah pertama yaitu dengan melakukan inialisasi kondisi awal. Diambil nilai $0 < \lambda < 2$ dan $0 < \mu < 2$. Selanjutnya, dilakukan percobaan dengan mengkombinasikan nilai λ dan μ sehingga diperoleh performansi yang lebih baik dibandingkan *PID Controller*, yaitu *maximum overshoot* kurang dari 7,17% dan *settling time* kurang dari 3,5 jam.



Gambar 4.17. Diagram blok pengendalian subsistem ketinggian air dalam *steam drum boiler* menggunakan *Fractional Order PID Controller*

1. $\lambda = 1$ dan $\mu < 1$ **Tabel 4.2.** Hasil pengendalian dengan $\lambda = 1$ dan $\mu < 1$

| μ | <i>Maximum overshoot (m)</i> | <i>% Maximum overshoot</i> | <i>Settling time (jam)</i> |
|-------|------------------------------|----------------------------|----------------------------|
| 0,1 | 0,9104 | 19,4 | 3 |
| 0,2 | 0,8929 | 17,1 | 3 |
| 0,3 | 0,8755 | 14,82 | 3,5 |
| 0,4 | 0,8557 | 12,22 | 3,5 |
| 0,5 | 0,8359 | 9,663 | 3,5 |
| 0,6 | 0,8176 | 7,23 | 3,5 |
| 0,7 | 0,8049 | 5,56 | 3,75 |
| 0,8 | 0,8041 | 5,46 | 3,75 |
| 0,9 | 0,8093 | 6,14 | 3,75 |

2. $\lambda < 1$ dan $\mu = 1$ **Tabel 4.3.** Hasil pengendalian dengan $\lambda < 1$ dan $\mu = 1$

| λ | <i>Maximum overshoot (m)</i> | <i>% Maximum overshoot</i> | <i>Settling time (jam)</i> |
|-----------|------------------------------|----------------------------|----------------------------|
| 0,1 | 0,7386 | -3,13 | ~ |
| 0,2 | 0,7467 | -2,07 | ~ |
| 0,3 | 0,7544 | -1,06 | ~ |
| 0,4 | 0,7619 | -0,08 | ~ |
| 0,5 | 0,7694 | 0,9 | ~ |
| 0,6 | 0,7771 | 1,91 | ~ |
| 0,7 | 0,7854 | 3 | ~ |
| 0,8 | 0,7944 | 4,18 | 4,5 |
| 0,9 | 0,8045 | 5,51 | 3 |

3. **$\lambda < 1$ dan $\mu < 1$** **Tabel 4.4.** Hasil pengendalian dengan $\lambda < 1$ dan $\mu < 1$

| λ | μ | Maximum overshoot (m) | % Maximum overshoot | Settling time (jam) |
|-----------|-------|-----------------------|---------------------|---------------------|
| 0,7 | 0,5 | 0,8489 | 11,33 | 5 |
| | 0,7 | 0,8075 | 5,9 | 5 |
| | 0,9 | 0,7851 | 2,96 | 12,7 |
| 0,8 | 0,5 | 0,8451 | 10,83 | 1,35 |
| | 0,7 | 0,8065 | 5,77 | 1,55 |
| | 0,9 | 0,7913 | 3,78 | 4 |
| 0,9 | 0,5 | 0,841 | 10,3 | 1,55 |
| | 0,7 | 0,8053 | 5,61 | 2,4 |
| | 0,8 | 0,7976 | 4,6 | 2,5 |
| | 0,9 | 0,7992 | 4,81 | 2,65 |

4. **$\lambda = 1$ dan $\mu > 1$** **Tabel 4.5.** Hasil pengendalian dengan $\lambda = 1$ dan $\mu > 1$

| μ | Maximum overshoot (m) | % Maximum overshoot | Settling time (jam) |
|-------|-----------------------|---------------------|---------------------|
| 1,1 | 0,8247 | 8,16 | 3,5 |
| 1,2 | 0,835 | 9,51 | 3,35 |
| 1,3 | 0,8476 | 11,16 | 3,2 |
| 1,4 | 0,8628 | 13,15 | 4,5 |
| 1,5 | 0,8813 | 15,58 | 6,25 |
| 1,6 | 0,9042 | 18,58 | 6,5 |
| 1,7 | 0,9323 | 22,27 | 7,75 |
| 1,8 | 0,9673 | 26,86 | Tidak stabil |
| 1,9 | 1,0108 | 32,56 | Tidak stabil |

5. $\lambda > 1$ dan $\mu = 1$ **Tabel 4.6.** Hasil pengendalian dengan $\lambda > 1$ dan $\mu = 1$

| λ | <i>Maximum overshoot (m)</i> | <i>% Maximum overshoot</i> | <i>Settling time (jam)</i> |
|-----------|------------------------------|----------------------------|----------------------------|
| 1,1 | 0,8298 | 8,83 | 4 |
| 1,2 | 0,8456 | 10,9 | 4,1 |
| 1,3 | 0,8639 | 13,3 | 6,6 |
| 1,4 | 0,8851 | 16,08 | Tidak stabil |
| 1,5 | 0,9092 | 19,24 | Tidak stabil |
| 1,6 | 0,9366 | 22,83 | Tidak stabil |
| 1,7 | 0,9677 | 26,91 | Tidak stabil |
| 1,8 | 1,102 | 44,53 | Tidak stabil |
| 1,9 | 1,3877 | 82 | Tidak stabil |

6. $\lambda > 1$ dan $\mu > 1$ **Tabel 4.7.** Hasil pengendalian dengan $\lambda > 1$ dan $\mu > 1$

| λ | μ | <i>Maximum overshoot (m)</i> | <i>% Maximum overshoot</i> | <i>Settling time (jam)</i> |
|-----------|-------|------------------------------|----------------------------|----------------------------|
| 1,1 | 1,1 | 0,839 | 10,03 | 3,75 |
| | 1,3 | 0,8634 | 13,23 | 3,52 |
| | 1,5 | 0,8989 | 17,89 | 6,95 |
| 1,2 | 1,1 | 0,8554 | 12,18 | 4,05 |
| | 1,3 | 0,8808 | 15,51 | 5,6 |
| | 1,5 | 0,9175 | 20,33 | 7,74 |
| 1,3 | 1,1 | 0,8741 | 14,64 | 9,05 |
| | 1,3 | 0,9004 | 18,09 | 9,25 |
| | 1,5 | 0,9377 | 22,98 | 8,75 |

7. $\lambda > 1$ dan $\mu < 1$ **Tabel 4.8.** Hasil pengendalian dengan $\lambda > 1$ dan $\mu < 1$

| λ | μ | <i>Maximum overshoot (m)</i> | <i>% Maximum overshoot</i> | <i>Settling time (jam)</i> |
|-----------|-------|------------------------------|----------------------------|----------------------------|
| 1,1 | 0,5 | 0,8302 | 8,88 | 4,4 |
| | 0,7 | 0,8097 | 6,19 | 4,3 |
| | 0,9 | 0,822 | 7,8 | 4,1 |
| 1,2 | 0,5 | 0,8244 | 8,12 | 4,5 |
| | 0,7 | 0,824 | 8,07 | 4,5 |
| | 0,9 | 0,8373 | 9,81 | 4,25 |
| 1,3 | 0,5 | 0,8308 | 8,96 | 4,6 |
| | 0,7 | 0,8413 | 10,33 | 4,55 |
| | 0,9 | 0,8552 | 12,16 | 6,55 |

8. $\lambda < 1$ dan $\mu > 1$ **Tabel 4.9.** Hasil pengendalian dengan $\lambda < 1$ dan $\mu > 1$

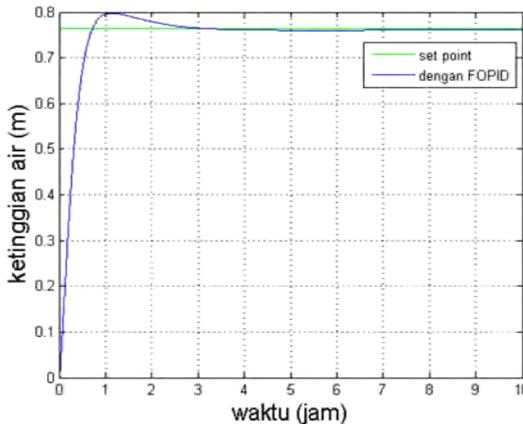
| λ | μ | <i>Maximum overshoot (m)</i> | <i>% Maximum overshoot</i> | <i>Settling time (jam)</i> |
|-----------|-------|------------------------------|----------------------------|----------------------------|
| 0,7 | 1,1 | 0,7897 | 3,57 | 12,5 |
| | 1,3 | 0,8061 | 5,72 | 4,5 |
| | 1,5 | 0,8332 | 9,27 | 4,35 |
| 0,8 | 1,1 | 0,8004 | 4,97 | 2,35 |
| | 1,3 | 0,8192 | 7,44 | 4,05 |
| | 1,5 | 0,8488 | 11,32 | 4,45 |
| 0,9 | 1,1 | 0,812 | 6,49 | 2,85 |
| | 1,3 | 0,833 | 9,25 | 2,9 |
| | 1,5 | 0,8648 | 13,42 | 4,55 |

* notasi '~' menunjukkan bahwa respon mencapai kestabilan namun tidak pada *set point*

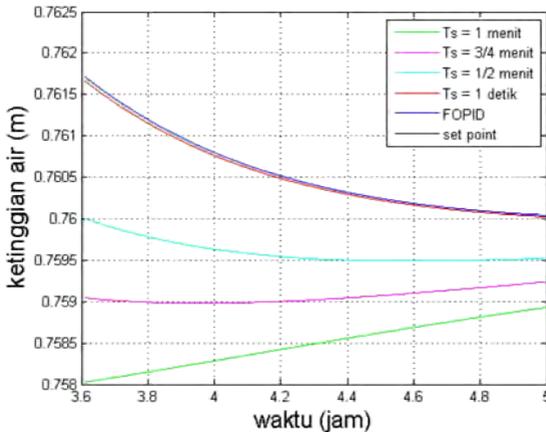
* 'tidak stabil' artinya respon terus berosilasi dengan amplitudo yang cukup besar

Dengan memperhatikan hasil yang ditunjukkan pada Tabel 4.2 hingga Tabel 4.9, diperoleh respon terbaik yaitu dengan nilai $\lambda = 0,9$ dan $\mu = 0,8$ dimana subsistem ketinggian air dalam *steam drum boiler* mampu mencapai kestabilan pada *set point* yaitu 0,7625 m dengan *settling time* kurang lebih 2,5 jam dan *maximum overshoot* sebesar 0,7976 m atau 4,6%. Sebenarnya terdapat respon dengan *maximum overshoot* lebih kecil dan *settling time* yang lebih cepat, namun respon yang dihasilkan relatif tidak lebih stabil. Dengan memperhatikan Persamaan (2.53) maka diperoleh fungsi transfer *Fractional Order PID Controller* untuk subsistem ketinggian air dalam *steam drum boiler* adalah :

$$G_{h_FOPID}(s) = 8,4 + \frac{8,4}{s^{0,9}} + 2,1s^{0,8} \quad \dots (4.25)$$



Gambar 4.18. Respon subsistem ketinggian air dalam *steam drum boiler* menggunakan *Fractional Order PID Controller*



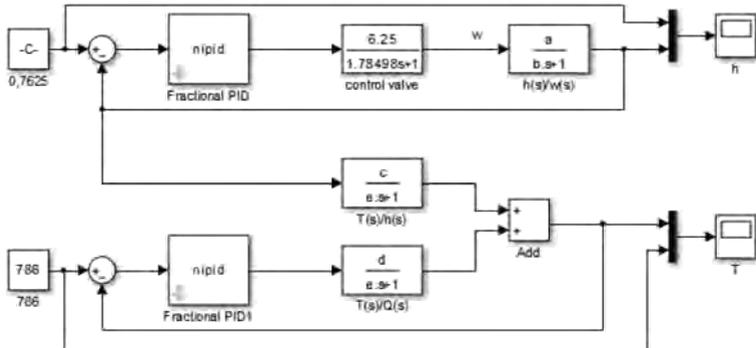
Gambar 4.19. Respon subsistem ketinggian air menggunakan *Fractional Order PID Controller* dan *Discrete Fractional Order PID Controller*

Dengan memperhatikan respon subsistem ketinggian air pada Gambar 4.19, diketahui bahwa diskritisasi pada pengendali tidak menghasilkan performansi yang lebih baik. Semakin besar nilai *time sampling* maka respon sistem semakin menjauhi nilai *set point*. Namun, perlu diperhatikan bahwa alat pengendali yang digunakan dilapangan adalah *digital microprocessor* yang bekerja dengan prinsip diskrit sehingga untuk meminimalisir *offset* yang terjadi maka alat tersebut harus dirancang dengan nilai *time sampling* sekecil mungkin. Selanjutnya, pengendalian dilakukan terhadap subsistem temperatur uap.

4.4.2 Subsistem Temperatur Uap

Untuk subsistem temperatur uap, proses yang dilakukan tidak jauh berbeda dari subsistem ketinggian air yaitu *tuning* parameter λ dan μ menggunakan algoritma genetik. Adapun yang berbeda dari subsistem temperatur uap adalah kriteria performansi yang diharapkan yaitu *settling time* kurang dari 0,05 jam tanpa

adanya *overshoot*, *offset* kurang dari 0,0992 K dan amplitudo osilasi kurang dari 0,7211 K.



Gambar 4.20. Diagram blok pengendalian subsistem temperatur uap dalam *steam drum boiler* menggunakan *Fractional Order PID Controller*

1. **$\lambda = 1$ dan $\mu < 1$**

Tabel 4.10. Hasil pengendalian dengan $\lambda = 1$ dan $\mu < 1$

| μ | <i>Offset</i> (K) | Amplitudo (K) | <i>Settling time</i> (jam) |
|-------|-------------------|---------------|----------------------------|
| 0,1 | 0,0985 | 0,7206 | 0,075 |
| 0,2 | 0,0985 | 0,7206 | 0,075 |
| 0,3 | 0,0985 | 0,7206 | 0,075 |
| 0,4 | 0,0985 | 0,7206 | 0,075 |
| 0,5 | 0,0985 | 0,7206 | 0,075 |
| 0,6 | 0,0985 | 0,7206 | 0,075 |
| 0,7 | 0,0985 | 0,7206 | 0,075 |
| 0,8 | 0,0985 | 0,7206 | 0,075 |
| 0,9 | 0,0985 | 0,7206 | 0,075 |

Pada kasus ini diperoleh bahwa untuk semua variasi nilai μ terjadi *offset* pada respon sebesar 0,0985 K dengan *settling time* 0,075 jam atau 4,5 menit. Namun, osilasi respon perlahan semakin menjauhi *set point* seiring bertambahnya

nilai μ sehingga respon yang paling mendekati *set point* adalah pada nilai $\mu = 0,1$.

2. **$\lambda < 1$ dan $\mu = 1$**

Tabel 4.11. Hasil pengendalian dengan $\lambda < 1$ dan $\mu = 1$

| λ | Offset (K) | Amplitudo (K) | Setting time (jam) |
|-----------|------------|---------------|--------------------|
| 0,1 | 2,2838 | 0,7243 | ~ |
| 0,2 | 1,6326 | 0,7301 | ~ |
| 0,3 | 1,15 | 0,7371 | ~ |
| 0,4 | 0,7983 | 0,745 | 0,075 |
| 0,5 | 0,5471 | 0,7525 | 0,075 |
| 0,6 | 0,3716 | 0,7592 | 0,075 |
| 0,7 | 0,2526 | 0,7628 | 0,075 |
| 0,8 | 0,1749 | 0,7609 | 0,075 |
| 0,9 | 0,1264 | 0,7497 | 0,075 |

3. **$\lambda < 1$ dan $\mu < 1$**

Tabel 4.12. Hasil pengendalian dengan $\lambda < 1$ dan $\mu < 1$

| λ | μ | Offset (K) | Amplitudo (K) | Settling time (jam) |
|-----------|-------|------------|---------------|---------------------|
| 0,1 | 0,1 | 2,2838 | 0,7244 | ~ |
| | 0,5 | 2,2838 | 0,7244 | ~ |
| | 0,9 | 2,2838 | 0,7244 | ~ |
| 0,5 | 0,1 | 0,5471 | 0,7531 | 0,1 |
| | 0,5 | 0,5471 | 0,7531 | 0,1 |
| | 0,9 | 0,547 | 0,7529 | 0,1 |
| 0,9 | 0,1 | 0,1264 | 0,7539 | 0,075 |
| | 0,5 | 0,1264 | 0,7535 | 0,075 |
| | 0,9 | 0,1264 | 0,7512 | 0,075 |

4. **$\lambda = 1$ dan $\mu > 1$** **Tabel 4.13.** Hasil pengendalian dengan $\lambda = 1$ dan $\mu > 1$

| μ | Offset (K) | Amplitudo (K) | Settling time (jam) |
|-------|------------|---------------|---------------------|
| 1,1 | 0,0986 | 0,7207 | 0,075 |
| 1,2 | 0,0986 | 0,7207 | 0,075 |
| 1,3 | 0,0986 | 0,7208 | 0,075 |
| 1,4 | 0,0986 | 0,7210 | 0,075 |
| 1,5 | 0,0987 | 0,7217 | 0,075 |
| 1,6 | 0,099 | 0,7236 | 0,075 |
| 1,7 | 0,0996 | 0,7279 | 0,1 |
| 1,8 | 0,1006 | 0,7353 | 0,1 |
| 1,9 | 0,1021 | 0,7466 | 0,2 |

5. **$\lambda > 1$ dan $\mu = 1$** **Tabel 4.14.** Hasil pengendalian dengan $\lambda > 1$ dan $\mu = 1$

| λ | Offset (K) | Amplitudo (K) | Settling time (jam) |
|-----------|------------|---------------|---------------------|
| 1,1 | 0,0645 | 0,7358 | 0,065 |
| 1,2 | 0,043 | 0,7541 | 0,07 |
| 1,3 | 0,0482 | 0,7568 | 0,25 ^(o) |
| 1,4 | 0,0692 | 0,7528 | 0,36 ^(o) |
| 1,5 | 0,0507 | 0,7939 | 0,34 ^(o) |
| 1,6 | 0,0406 | 0,8317 | 0,8 ^(o) |
| 1,7 | 0,0926 | 0,8107 | 0,8 ^(o) |
| 1,8 | 0,1032 | 0,8344 | 1,2 ^(o) |
| 1,9 | 0,1117 | 0,8631 | 1,8 ^(o) |

6. **$\lambda > 1$ dan $\mu > 1$** **Tabel 4.15.** Hasil pengendalian dengan $\lambda > 1$ dan $\mu > 1$

| λ | μ | Offset (K) | Amplitudo (K) | Settling time (jam) |
|-----------|-------|------------|---------------|----------------------|
| 1,1 | 1,1 | 0,0196 | 0,79 | 0,075 |
| | 1,5 | 0,0695 | 0,7433 | 0,1 |
| | 1,9 | 0,0877 | 0,7693 | 0,375 ^(o) |
| 1,5 | 1,1 | 0,0671 | 0,7783 | 0,35 ^(o) |
| | 1,5 | 0,0554 | 0,8133 | 0,35 ^(o) |
| | 1,9 | 0,1104 | 0,8608 | 0,63 ^(o) |
| 1,9 | 1,1 | 0,1133 | 0,8629 | 1,65 ^(o) |
| | 1,5 | 0,1109 | 0,8786 | 1,65 ^(o) |
| | 1,9 | 0,1227 | 0,9137 | 2 ^(o) |

7. **$\lambda > 1$ dan $\mu < 1$** **Tabel 4.16.** Hasil pengendalian dengan $\lambda > 1$ dan $\mu < 1$

| λ | μ | Offset (K) | Amplitudo (K) | Settling time (jam) |
|-----------|-------|------------|---------------|---------------------|
| 1,1 | 0,1 | 0,0997 | 0,9088 | 0,07 |
| | 0,5 | 0,0854 | 0,8945 | 0,07 |
| | 0,9 | 0,074 | 0,8365 | 0,07 |
| 1,5 | 0,1 | 0,0745 | 0,7817 | 0,35 ^(o) |
| | 0,5 | 0,0679 | 0,7886 | 0,35 ^(o) |
| | 0,9 | 0,0728 | 0,7845 | 0,35 ^(o) |
| 1,9 | 0,1 | 0,113 | 0,8529 | 2 ^(o) |
| | 0,5 | 0,1138 | 0,8586 | 2 ^(o) |
| | 0,9 | 0,1138 | 0,8605 | 2 ^(o) |

8. $\lambda < 1$ dan $\mu > 1$ **Tabel 4.17.** Hasil pengendalian dengan $\lambda < 1$ dan $\mu > 1$

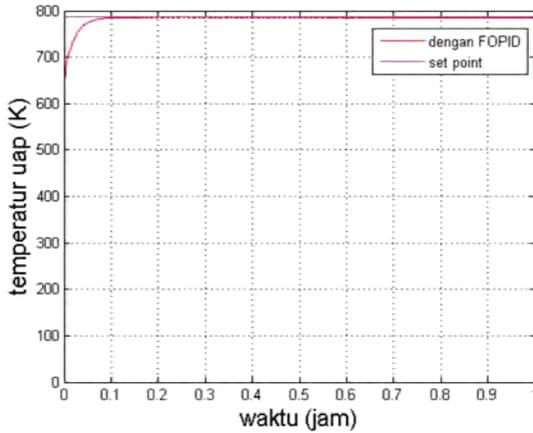
| λ | μ | Offset (K) | Amplitudo (K) | Settling time (jam) |
|-----------|-------|------------|---------------|---------------------|
| 0,1 | 1,1 | 2,2838 | 0,7243 | ~ |
| | 1,5 | 2,2838 | 0,7242 | ~ |
| | 1,9 | 2,2836 | 0,722 | ~ |
| 0,5 | 1,1 | 0,5471 | 0,7522 | 0,2 |
| | 1,5 | 0,547 | 0,7483 | 0,2 |
| | 1,9 | 0,547 | 0,735 | 0,2 |
| 0,9 | 1,1 | 0,1264 | 0,7478 | 0,15 |
| | 1,5 | 0,1264 | 0,7336 | 0,15 |
| | 1,9 | 0,1283 | 0,7358 | 0,2 |

* notasi '~' menunjukkan bahwa respon mencapai kestabilan namun tidak pada *set point*

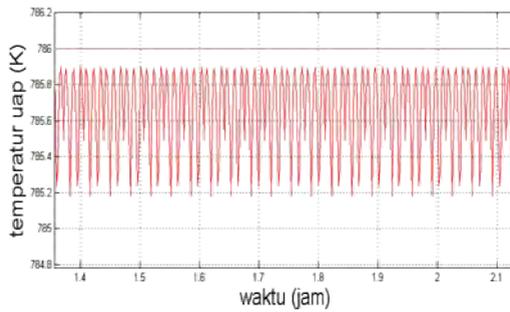
* tanda '(o)' menunjukkan terjadinya *overshoot*

Dengan memperhatikan hasil yang ditunjukkan pada Tabel 4.10 hingga Tabel 4.17, diperoleh respon terbaik yaitu dengan nilai $\lambda = 1$ dan $\mu = 0,1$ dimana titik osilasi maksimum lebih mendekati nilai *set point* yaitu 785,9015 K dan amplitudo osilasi 0,7206 K namun tidak mampu mempercepat *settling time* dibandingkan dengan *PID Controller* yaitu 0,75 jam atau 4,5 menit. Sebenarnya, masih terdapat respon dimana titik maksimum osilasi lebih mendekati *set point*, namun *offset* yang terjadi semakin besar. Berdasarkan hasil yang diperoleh pada pembahasan diatas, maka dengan memperhatikan Persamaan (2.53) maka diperoleh fungsi transfer *Fractional Order PID Controller* untuk subsistem temperatur uap dalam *steam drum boiler* adalah :

$$G_{T_FOPID}(s) = 6 \times 10^7 + \frac{7741935483,87097}{+116250s^{0,1}} \quad \dots (4.26)$$

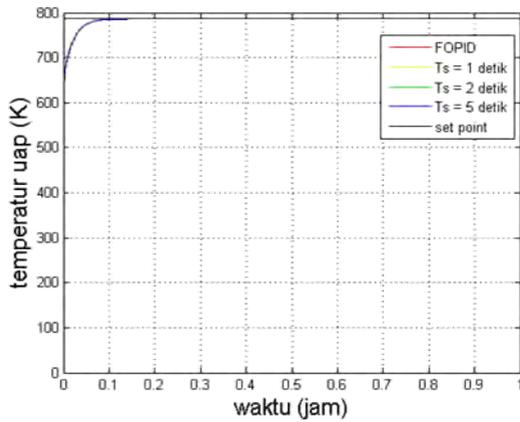


(a)

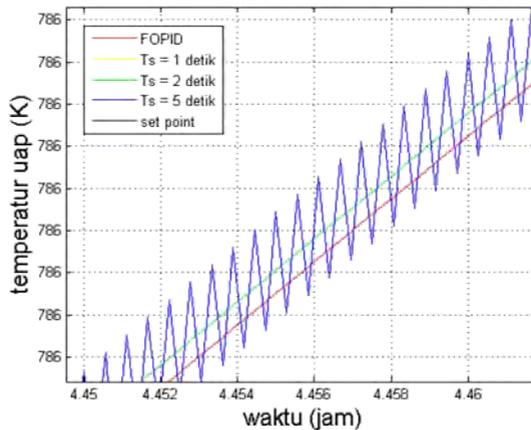


(b)

Gambar 4.21. (a) Respon subsistem temperatur uap dalam *steam drum boiler* menggunakan *Fractional Order PID Controller*,
(b) Hasil zoom Gambar 4.21a



(a)



(b)

Gambar 4.22. (a) Respon subsistem temperatur uap menggunakan *Fractional Order PID Controller* dan *Discrete Fractional Order PID Controller*, (b) Hasil zoom Gambar 4.22a

Dengan memperhatikan respon subsistem temperatur uap pada Gambar 4.22, diketahui bahwa diskritisasi pada pengendali tidak menghasilkan performansi yang lebih baik. Semakin besar

nilai *time sampling* maka respon sistem berosilasi dengan amplitudo semakin besar. Namun, perlu diperhatikan bahwa alat pengendali yang digunakan dilapangan adalah berupa *digital microprocessor* yang bekerja dengan prinsip diskrit sehingga untuk meminimalisir osilasi yang terjadi maka alat tersebut harus dirancang dengan nilai *time sampling* sekecil mungkin.

Dengan memperhatikan pembahasan pada subbab 4.4, maka diperoleh keterangan bahwa semakin kecil nilai *time sampling* maka respon yang diperoleh semakin baik. Pengendali tersebut performansinya dapat didekati dengan *Fractional Order PID Controller* itu sendiri. Selanjutnya, dilakukan uji ketahanan terhadap gangguan pada *PID Controller* dan *Fractional Order PID Controller* untuk mengetahui tingkat *robustness*-nya.

4.5 Uji Ketahanan Pengendali terhadap Gangguan

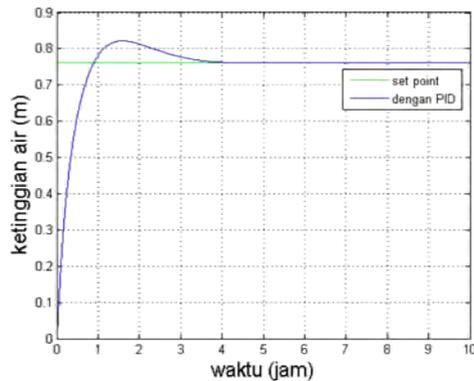
Pada subbab ini, akan dilakukan uji performansi ketahanan pengendali terhadap gangguan. Adapun gangguan yang diujikan yaitu berupa gangguan internal dan gangguan eksternal.

4.5.1 Gangguan Internal

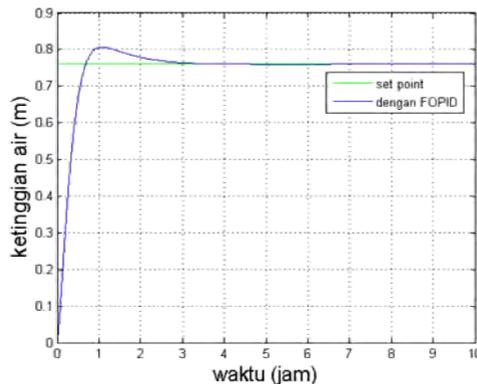
Simulasi ini dilakukan dengan mengubah nilai parameter pada sistem *steam drum boiler* untuk menguji sensitifitas sistem terhadap ketidakpastian dari dalam sistem. Parameter yang diubah adalah *flow* air yang masuk, temperatur air yang masuk, kapasitas panas dalam *steam drum boiler*, dan koefisien *control valve*. Pengujian sistem pengendali dilakukan dengan memperkecil atau memperbesar parameter sesuai batasan yang diberikan yaitu maksimal 20% dari nilai parameter sebenarnya.

4.5.1.1 Parameter diperkecil

Pengujian ini dilakukan dengan memperkecil parameter sebesar 10% dari nilai semula yaitu $F_{in} = 347,886$ kg/jam, $T_{in} = 716,4$ K, $C_p = 71,7084$ J/kg K dan $k = 0,9$ m^{3/2}/jam.

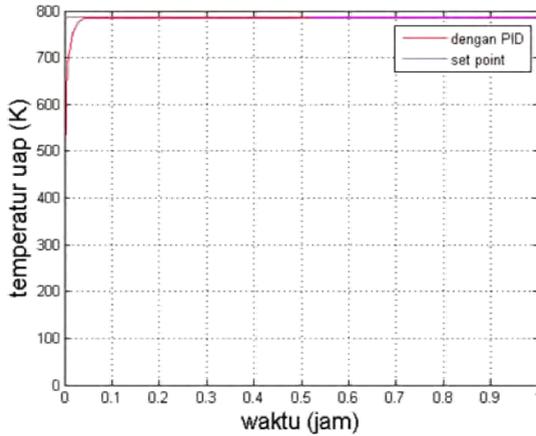


Gambar 4.23. Respon subsistem ketinggian air menggunakan *PID Controller* dengan parameter diperkecil

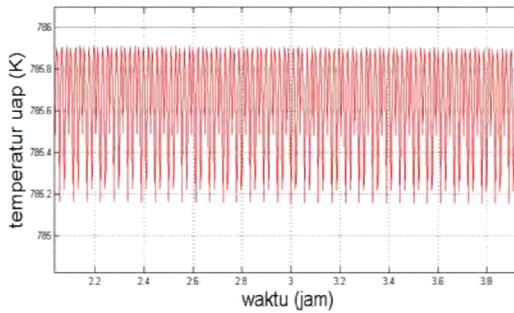


Gambar 4.24. Respon subsistem ketinggian air menggunakan *Fractional Order PID Controller* dengan parameter diperkecil

Subsistem ketinggian air dengan *PID Controller* mengalami *overshoot* dengan nilai maksimum sebesar 0,8217 m atau 7,76% dengan *settling time* 3,35 jam, sedangkan dengan *Fractional Order PID Controller* memiliki performansi yang lebih baik dimana *overshoot* dengan nilai maksimum sebesar 0,8072 m atau 5,86% dengan *settling time* yang lebih cepat yaitu 2,5 jam.

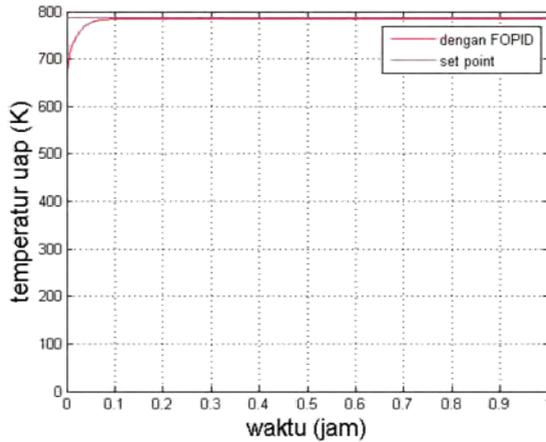


(a)

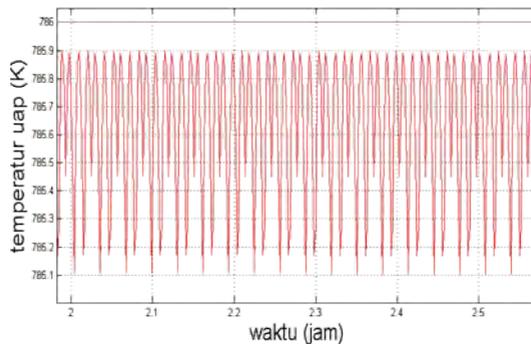


(b)

Gambar 4.25. (a) Respon subsistem temperatur uap menggunakan *PID Controller* dengan parameter diperkecil, (b) Hasil *zoom* Gambar 4.25a



(a)



(b)

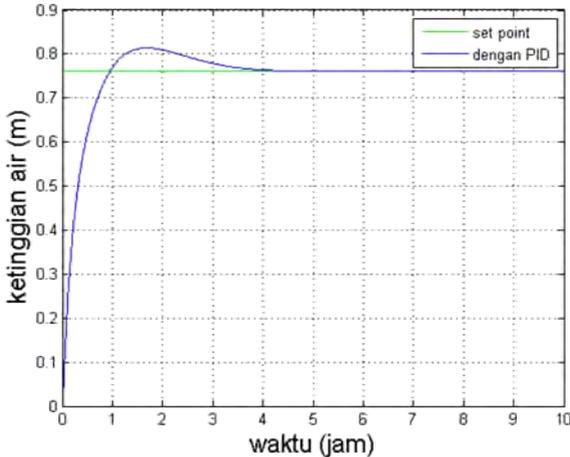
Gambar 4.26. (a) Respon subsistem temperatur uap dengan pengendali *Fractional Order PID* saat parameter diperkecil, (b) Hasil *zoom* Gambar 4.26a

Respon subsistem temperatur uap baik dengan *PID Controller* maupun *Fractional Order PID Controller* mampu mencapai kestabilan dengan *settling time* masing-masing 0,05 jam dan 0,075 jam tanpa adanya *overshoot*. Namun, sebenarnya masih terjadi osilasi kecil pada masing-masing respon subsistem

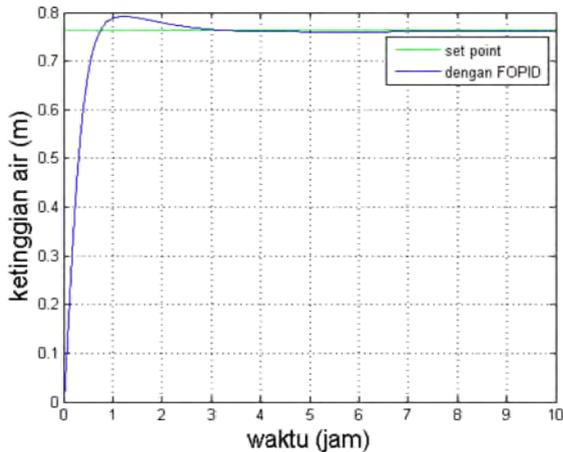
dengan kedua jenis pengendali tersebut. Subsistem temperatur uap dengan *PID Controller* mengalami osilasi antara 785,1644 K hingga 785,9026 K sehingga terjadi *offset* sebesar 0,0974 K dan amplitudo osilasi 0,7382 K, sedangkan dengan *Fractional Order PID Controller* mengalami osilasi antara 785,1013 K hingga 785,9027 K sehingga terjadi *offset* sebesar 0,0973 K dan amplitudo osilasi 0,8014 K.

4.5.1.2 Parameter diperbesar

Pengujian ini dilakukan dengan memperbesar parameter sebesar 10% dari nilai semula yaitu $F_{in} = 425,194$ kg/jam, $T_{in} = 875,6$ K, $C_p = 87,6436$ J/kg K dan $k = 1,1$ m^{3/2}/jam.

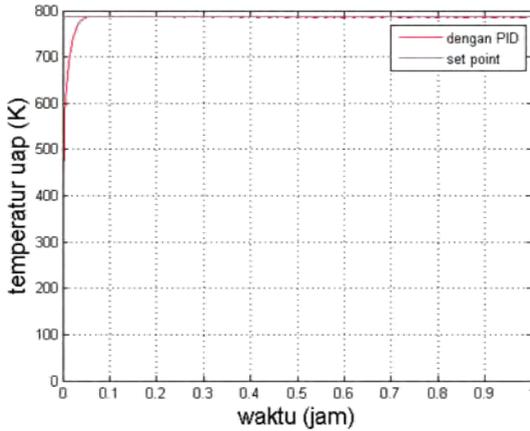


Gambar 4.27. Respon subsistem ketinggian air menggunakan *PID Controller* dengan parameter diperbesar

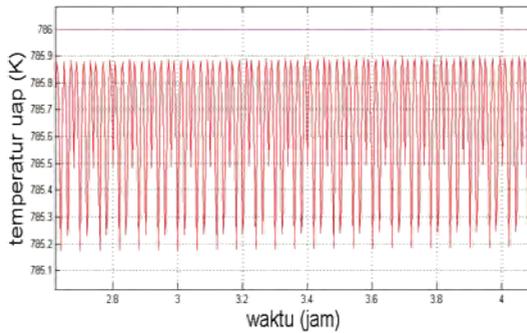


Gambar 4.28. Respon subsistem ketinggian air menggunakan *Fractional Order PID Controller* dengan parameter diperbesar

Subsistem ketinggian air dengan *PID Controller* mengalami *overshoot* dengan nilai maksimum sebesar 0,8141 m atau 6,77% dengan *settling time* 3,35 jam, sedangkan dengan *Fractional Order PID Controller* memiliki performansi yang lebih baik dimana *overshoot* dengan nilai maksimum sebesar 0,7914 m atau 3,79% dengan *settling time* yang lebih cepat yaitu 2,55 jam.

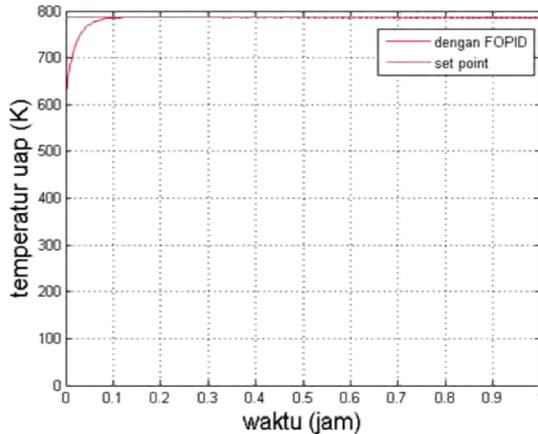


(a)

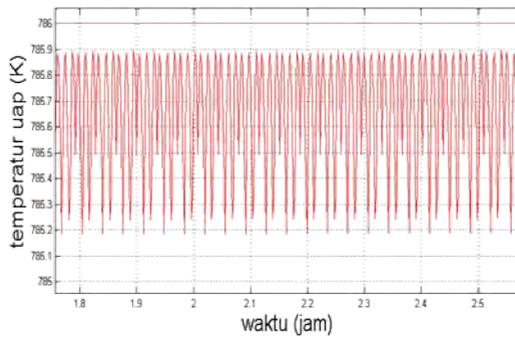


(b)

Gambar 4.29. (a) Respon subsistem temperatur uap menggunakan *PID Controller* dengan parameter diperbesar, (b) Hasil zoom Gambar 4.29a



(a)



(b)

Gambar 4.30. (a) Respon subsistem temperatur uap dengan pengendali *Fractional Order PID* saat parameter diperbesar, (b) Hasil zoom Gambar 4.30a

Respon subsistem temperatur uap baik dengan *PID Controller* maupun *Fractional Order PID Controller* mampu mencapai kestabilan dengan *settling time* masing-masing 0,05 jam dan 0,075 jam tanpa adanya *overshoot*. Namun, sebenarnya masih terjadi osilasi kecil pada masing-masing respon subsistem

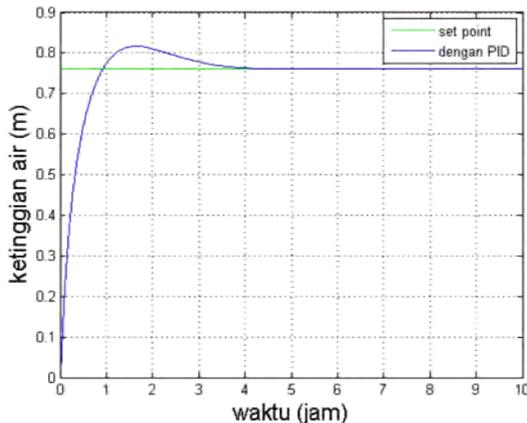
dengan kedua jenis pengendali tersebut. Subsistem temperatur uap dengan *PID Controller* mengalami osilasi antara 785,192 K hingga 785,9003 K sehingga terjadi *offset* sebesar 0,0993 K dan amplitudo osilasi 0,7083 K, sedangkan dengan *Fractional Order PID Controller* mengalami osilasi antara 785,1953 K hingga 785,9032 K sehingga terjadi *offset* sebesar 0,0968 K dan amplitudo osilasi 0,7079 K.

4.5.2 Gangguan Eksternal

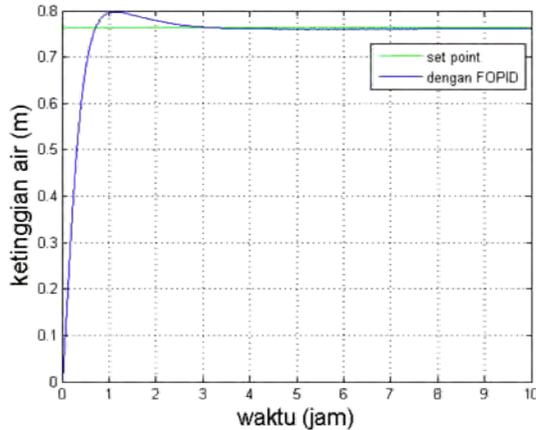
Simulasi ini dilakukan dengan menambahkan suatu sinyal yang dianggap sebagai gangguan yang berasal dari luar sistem. Dalam simulasi ini akan digunakan sinyal fungsi sinus yang merupakan representasi gangguan *control valve* bagi subsistem ketinggian air dan fluktuasi suplai panas dari *burner* bagi subsistem temperatur uap.

4.5.2.1 Sinyal fungsi sinus kecil

Pada simulasi ini diberikan sinyal fungsi sinus kecil yaitu sinyal sinus dengan amplitudo 1 dengan frekuensi 100 Hz.

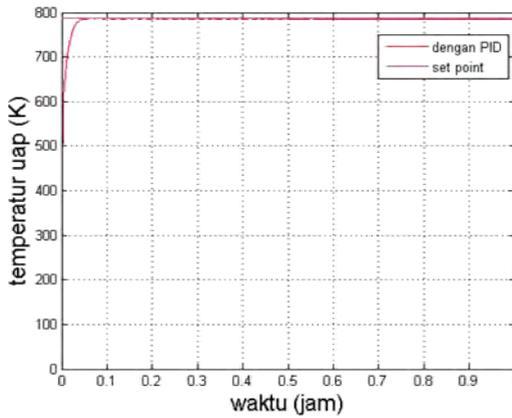


Gambar 4.31. Respon subsistem ketinggian air menggunakan *PID Controller* dengan gangguan fungsi sinus kecil

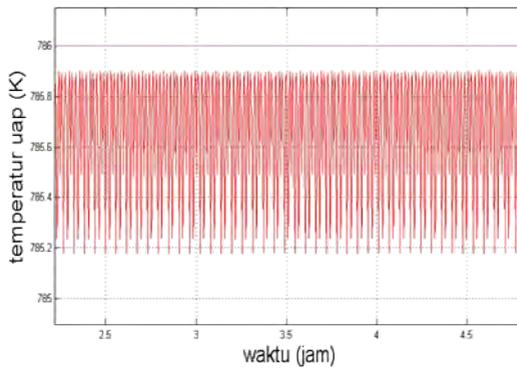


Gambar 4.32. Respon subsistem ketinggian air menggunakan *Fractional Order PID Controller* dengan gangguan fungsi sinus kecil

Subsistem ketinggian air dengan *PID Controller* mengalami *overshoot* dengan nilai maksimum sebesar 0,8168 m atau 7,12% dengan *settling time* 3,45 jam, sedangkan dengan *Fractional Order PID Controller* memiliki performansi yang lebih baik dimana *overshoot* dengan nilai maksimum sebesar 0,7974 m atau 4,58% dengan *settling time* yang lebih cepat yaitu 2,5 jam.

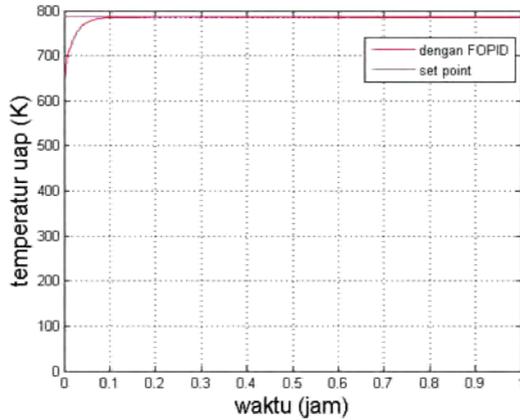


(a)

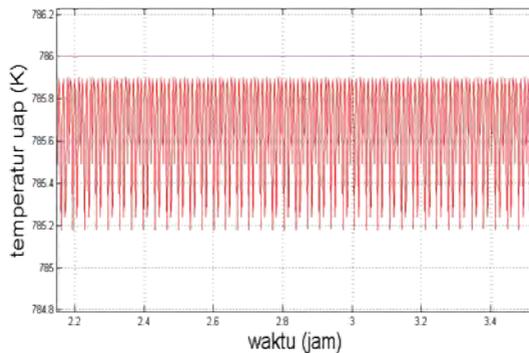


(b)

Gambar 4.33. (a) Respon subsistem temperatur uap menggunakan *PID Controller* dengan gangguan fungsi sinus kecil, (b) Hasil *zoom* Gambar 4.33a



(a)



(b)

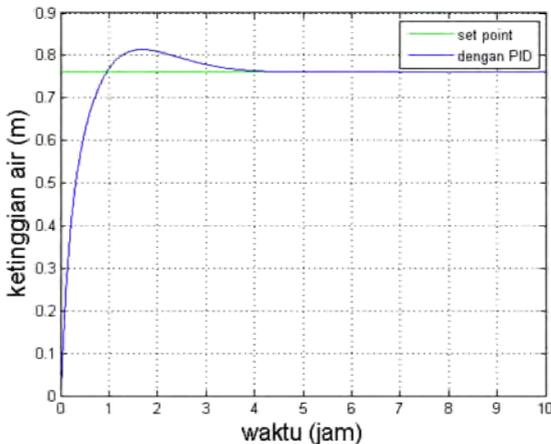
Gambar 4.34. (a) Respon subsistem temperatur uap menggunakan *Fractional Order PID Controller* dengan gangguan fungsi sinus kecil, (b) Hasil zoom Gambar 4.34a

Respon subsistem temperatur uap baik dengan *PID Controller* maupun *Fractional Order PID Controller* mampu mencapai kestabilan dengan *settling time* masing-masing 0,05 jam dan 0,075 jam tanpa adanya *overshoot*. Namun, sebenarnya masih terjadi osilasi kecil pada masing-masing respon subsistem

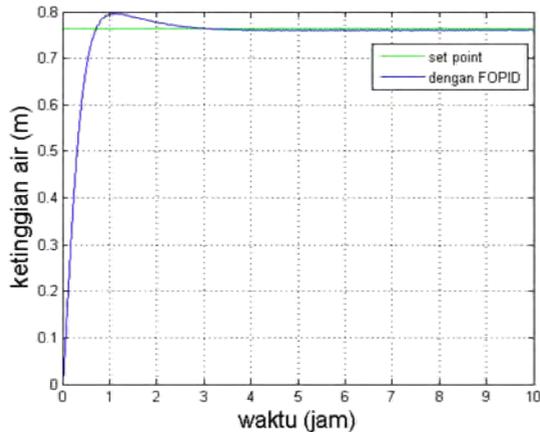
dengan kedua jenis pengendali tersebut. Subsistem temperatur uap dengan *PID Controller* mengalami osilasi antara 785,1773 K hingga 785,9017 K sehingga terjadi *offset* sebesar 0,0983 K dan amplitudo osilasi 0,7244 K, sedangkan dengan *Fractional Order PID Controller* mengalami osilasi antara 785,1808 K hingga 785,9019 K sehingga terjadi *offset* sebesar 0,0981 K dan amplitudo osilasi 0,7211 K.

4.5.2.2 Sinyal fungsi sinus besar

Pada simulasi ini diberikan sinyal fungsi sinus kecil yaitu sinyal sinus dengan amplitudo 5 dengan frekuensi 100 Hz.

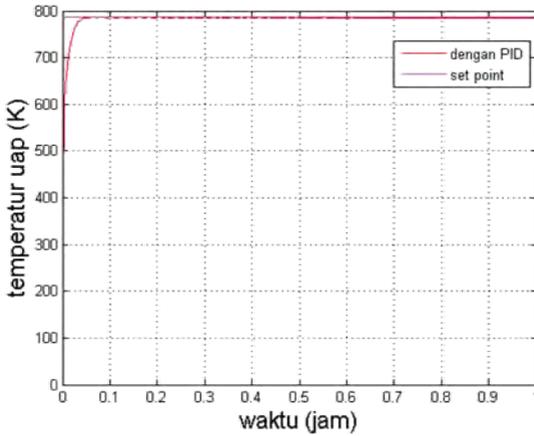


Gambar 4.35. Respon subsistem ketinggian air menggunakan *PID Controller* dengan gangguan fungsi sinus besar

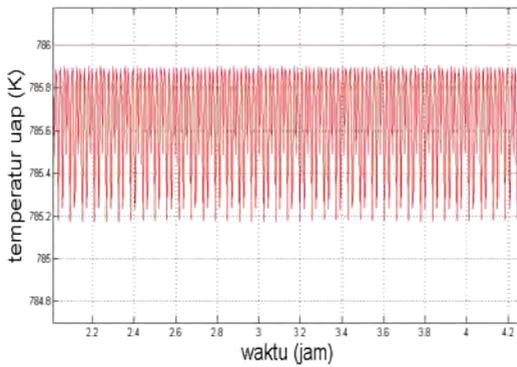


Gambar 4.36. Respon subsistem ketinggian air menggunakan *Fractional Order PID Controller* dengan gangguan fungsi sinus besar

Subsistem ketinggian air dengan *PID Controller* mengalami *overshoot* dengan nilai maksimum sebesar 0,8155 m atau 6,95% dengan *settling time* 3,5 jam, sedangkan dengan *Fractional Order PID Controller* memiliki performansi yang lebih baik dimana *overshoot* dengan nilai maksimum sebesar 0,7965 m atau 4,46% dengan *settling time* yang lebih cepat yaitu 2,5 jam.

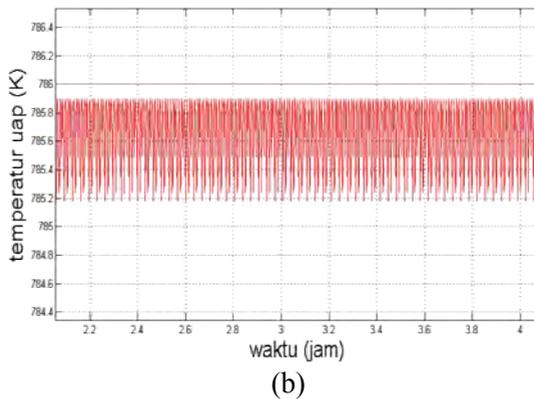
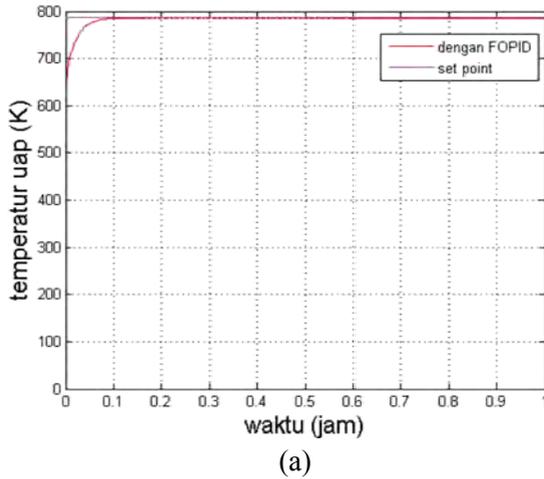


(a)



(b)

Gambar 4.37. (a) Respon subsistem temperatur uap menggunakan *PID Controller* dengan gangguan fungsi sinus besar, (b) Hasil zoom Gambar 4.37a



Gambar 4.38. (a) Respon subsistem temperatur uap menggunakan *Fractional Order PID Controller* dengan gangguan fungsi sinus besar, (b) Hasil *zoom* Gambar 4.38a

Respon subsistem temperatur uap baik dengan *PID Controller* maupun *Fractional Order PID Controller* mampu mencapai kestabilan dengan *settling time* masing-masing 0,05 jam dan 0,075 jam tanpa adanya *overshoot*. Namun, sebenarnya

masih terjadi osilasi kecil pada masing-masing respon subsistem dengan kedua jenis pengendali tersebut. Subsistem temperatur uap dengan *PID Controller* mengalami osilasi antara 785,1819 K hingga 785,8996 K sehingga terjadi *offset* sebesar 0,1004 K dan amplitudo osilasi 0,7177 K, sedangkan dengan *Fractional Order PID Controller* mengalami osilasi antara 785,1793 K hingga 785,9032 K sehingga terjadi *offset* sebesar 0,0968 K dan amplitudo osilasi 0,7239 K.

Berdasarkan hasil simulasi yang diperoleh baik tanpa atau dengan gangguan, dilakukan analisa performansi untuk menarik kesimpulan pengendali manakah yang lebih baik untuk diterapkan pada sistem *steam drum boiler*.

4.6 Analisa performansi

Pada saat sistem tidak mengalami gangguan, *Fractional Order PID Controller* mampu meminimalisir *maximum overshoot* dan mempercepat *settling time* respon subsistem ketinggian air, sedangkan untuk subsistem temperatur uap *offset* dan amplitudo osilasi dapat diminimalisir namun *settling time* menjadi sedikit lebih lama. Pada saat sistem mengalami gangguan baik internal maupun eksternal, terdapat dua kasus dimana *Fractional Order PID Controller* tidak mampu memperkecil amplitudo osilasi yaitu pada saat diberi gangguan berupa parameter diperkecil dan sinyal sinus besar. Berdasarkan uraian tersebut, dapat diperoleh keterangan bahwa secara keseluruhan *Fractional Order PID Controller* memiliki performansi yang lebih baik dibandingkan dengan *PID Controller*. Adapun hasil pengendalian yang diperoleh dapat dilihat secara ringkas pada Tabel 4.18 dan 4.19.

Tabel 4.18. Hasil pengendalian subsistem ketinggian air dalam *steam drum boiler*

| | % Maximum overshoot (m) | | Settling time (jam) | |
|-------------------------|-------------------------|-------|---------------------|-------|
| | PID | FOPID | PID | FOPID |
| Tanpa gangguan | 7,17 | 4,6 | 3,5 | 2,5 |
| Dengan gangguan | | | | |
| 1. Parameter diperkecil | 7,76 | 5,86 | 3,35 | 2,5 |
| 2. Parameter diperbesar | 6,77 | 3,79 | 3,5 | 2,55 |
| 3. Sinus kecil | 7,12 | 4,58 | 3,45 | 2,5 |
| 4. Sinus besar | 6,95 | 4,46 | 3,5 | 2,5 |

Tabel 4.19. Hasil pengendalian subsistem temperatur uap dalam *steam drum boiler*

| | Offset (K) | | Amplitudo osilasi (K) | | Settling time (jam) | |
|-------------------------|------------|--------|-----------------------|--------|---------------------|-------|
| | PID | FOPID | PID | FOPID | PID | FOPID |
| Tanpa gangguan | 0,0992 | 0,0985 | 0,7211 | 0,7206 | 0,05 | 0,075 |
| Dengan gangguan | | | | | | |
| 1. Parameter diperkecil | 0,0974 | 0,0973 | 0,7382 | 0,8014 | 0,05 | 0,075 |
| 2. Parameter diperbesar | 0,0997 | 0,0968 | 0,7083 | 0,7079 | 0,05 | 0,075 |
| 3. Sinus kecil | 0,0983 | 0,0981 | 0,7244 | 0,7211 | 0,05 | 0,075 |
| 4. Sinus besar | 0,1004 | 0,0968 | 0,7177 | 0,7239 | 0,05 | 0,075 |

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

BAB V

PENUTUP

Pada bab ini diberikan kesimpulan dari analisis dan pembahasan yang telah dilakukan terhadap sistem *steam drum boiler* menggunakan *PID Controller*, *Fractional Order PID Controller* dan *Discrete Fractional Order PID Controller*. Selain itu, diberikan pula saran yang dapat dilakukan sebagai kelanjutan dari Tugas Akhir ini.

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan analisa dan pembahasan Tugas Akhir ini diperoleh kesimpulan sebagai berikut :

1. *Discrete Fractional Order PID Controller* didesain dengan cara mendesain *PID Controller* terlebih dahulu dan diamati responnya. Selanjutnya, *Fractional Order PID Controller* didesain menggunakan parameter *PID Controller*. Dengan melakukan proses diskritisasi pengendali maka diperoleh *Discrete Fractional Order PID Controller*.
2. *Discrete Fractional Order PID Controller* tidak memiliki performansi yang lebih baik dibandingkan *Fractional Order PID Controller*, dimana semakin besar *time sampling* maka semakin besar pula *error* yang dihasilkan, sehingga untuk meminimalisir *error* maka *time sampling* haruslah dibuat sekecil mungkin sehingga nilainya mendekati *Fractional Order PID Controller*.
3. *Fractional Order PID Controller* mampu memperbaiki performansi sistem yang dikontrol menggunakan *PID Controller*, dimana pada kondisi sistem tanpa gangguan ketinggian air mampu mencapai kestabilan pada *set point* yaitu 0,7625 m dalam waktu 2,5 jam dan lonjakan ketinggian air yang terjadi hanya mencapai titik maksimum 0,7976 m, sedangkan uap yang dihasilkan memiliki temperatur yang lebih mendekati *set point* yaitu 785,9015 K dalam waktu 0,75 jam atau 4,5 menit.

4. *Fractional Order PID Controller* memberikan performansi yang lebih baik dibandingkan *PID Controller* terhadap subsistem ketinggian air saat terjadi gangguan terhadap sistem dimana *overshoot* dapat diminimalisir dengan *settling time* yang lebih cepat.
5. Pada beberapa kondisi gangguan, *Fractional Order PID Controller* tidak mampu meredam osilasi dengan lebih baik dibandingkan *PID Controller* terhadap subsistem temperatur uap, yaitu pada saat terjadi pengurangan kuantitas parameter sistem dan pada saat terjadi fluktuasi suplai panas dari *burner* yang cukup signifikan.

5.2 Saran

Adapun saran yang diajukan dari Tugas Akhir ini adalah bahwa perlu adanya penelitian terhadap metode penalaan/*tuning order integrator* dan *differentiator Fractional Order PID Controller* sehingga akurasi nilai parameter yang diperoleh akan lebih baik dan respon sistem yang dikontrol menjadi lebih baik dan optimal.

Selain itu, beberapa penelitian tentang pengendalian sistem *steam drum boiler* sudah dilakukan termasuk dalam Tugas Akhir ini dan hasil yang diperoleh pada Tugas Akhir ini menunjukkan bahwa *Fractional Order PID Controller* mampu memperbaiki performansi *PID Controller*. Performansi yang lebih baik masih diharapkan demi efisiensi proses produksi sehingga perlu adanya penelitian lebih lanjut mengenai pengendalian sistem *steam drum boiler* menggunakan metode pengendali lainnya, seperti *Fuzzy Logic Controller*, *Fuzzy PID Controller*, atau *Fuzzy Sliding Mode Control*.

DAFTAR PUSTAKA

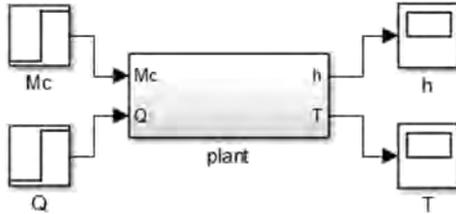
- [1] Herlambang, T. 2010. **Desain Pengendalian Ketinggian Air dan Temperatur Uap pada Sistem Steam Drum Boiler dengan Metode Sliding Mode Control (SMC)**. Tugas Akhir, Jurusan Matematika, Fakultas Matematika dan Ilmu Pengetahuan Alam, Institut Teknologi Sepuluh Nopember, Surabaya.
- [2] Aini, R.N. 2010. **Desain Kendali pada Sistem Steam Drum Boiler dengan Memperhitungkan Control Valve**. Tugas Akhir, Jurusan Matematika, Fakultas Matematika dan Ilmu Pengetahuan Alam, Institut Teknologi Sepuluh Nopember, Surabaya.
- [3] Stephanopoulos, G. 1984. **Chemical Process Control : An Introduction to Theory and Practice**. New Jersey : Prentice Hall.
- [4] Ogata, K. 2010. **Modern Control Engineering (Fifth Edition)**. New Jersey : Prentice Hall.
- [5] Faieghi, M.R. dan Nemati, A. 2011. **Applications of MATLAB in Science and Engineering : On Fractional-Order PID Design**. Diedit oleh Prof. Tadeusz Michalowski. Kroasia : Intech.
- [6] Tehrani, K.A. dan Mpanda, A. 2012. **Introduction to PID Controllers – Theory, Tuning and Application to Frontier Areas : PID Control Theory**. Diedit oleh Prof. Rames C. Panda. Kroasia : Intech.
- [7] Singhal, R., Padhee, S., Kaur, G., 2012. “Design of Fractional Order PID Controller for Speed Control of DC Motor”. **International Journal of Scientific and Research Publication**, Volume 2, Issue 6.
- [8] Bayat, F.M., Mirebrahimi, S.N., Khalili, M.R. 2014. “Discrete-Time Fractional-Order PID Controller : Definition, Tuning, Digital Realization and Experimental Results”. **Preprint submitted to Elsevier**.

- [9] Padhee, S., Gautam, A., Singh, Y., Kaur, G., 2011. "A Novel Evolutionary Tuning Method for Fractional Order PID Controller". **International Journal of Soft Computing and Engineering (IJCSE)**, Volume-1, Issue-3.
- [10] Shahri, F.A., Zare, A. 2013. "Optimal Tuning of Fractional Order PID Controller for Discrete-Time Hybrid of Inverted Pendulum". **International Journal of Research and Reviews in Pharmacy and Applied Science**.
- [11] Cahyono, Agus. 2015. "Boiler". PT Pembangunan Jawa Bali.
- [12] Firmansyah, A.S.A.K. 2015. **Pemodelan Matematika Ketinggian Air dan Temperatur Uap dalam Steam Drum Boiler PLTU 3-4 PT Pembangunan Jawa Bali UP Gresik**. Kerja Praktek, Jurusan Matematika, Fakultas Matematika dan Ilmu Pengetahuan Alam, Institut Teknologi Sepuluh Nopember, Surabaya.
- [13] Enggcyclopedia. 2011. **Control Valves**. <URL: <http://www.enggcyclopedia.com/wp-content/uploads/2010/10/image0021.jpg>>.
- [14] Chairuzzaini, Rusli, M., dan Ariyanto, R. 1998. **Pengenalan Metode Ziegler-Nichols pada Kontroler pada PID**. <URL: <http://www.elektroindonesia.com/elektro/tutor12.html>>.

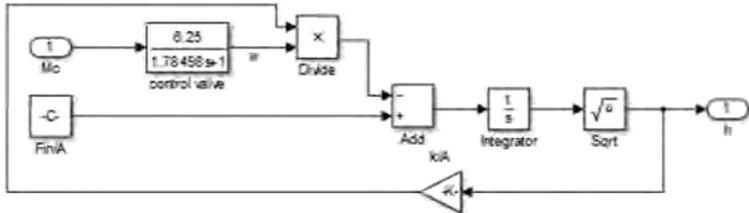
LAMPIRAN

Lampiran 1 :

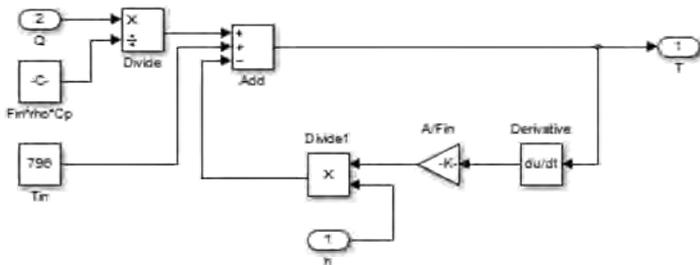
Diagram blok sistem *steam drum boiler*

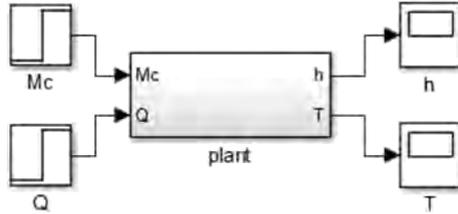
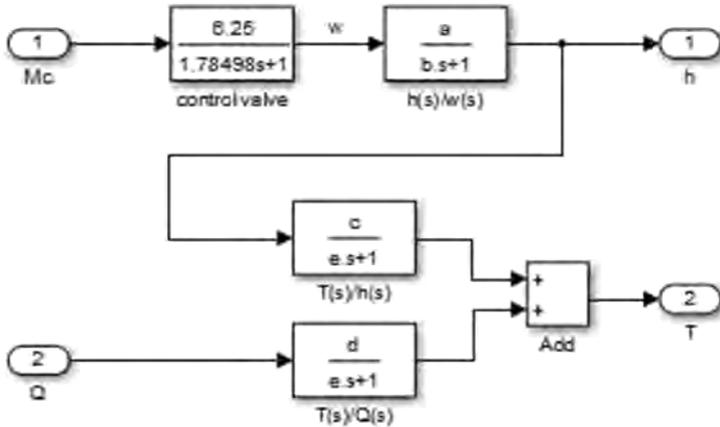


dengan subsistem ketinggian air :



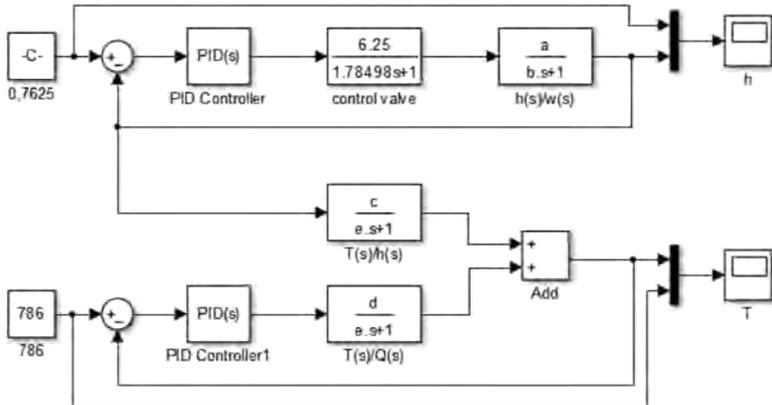
dan subsistem temperatur uap :



Lampiran 2 :Diagram blok sistem linear *steam drum boiler*dengan subsistem *plant* :

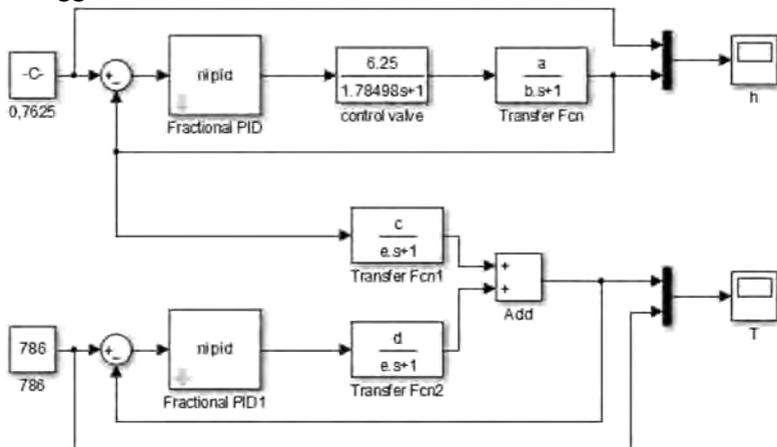
Lampiran 3 :

Diagram blok pengendalian sistem *steam drum boiler* menggunakan *PID Controller*



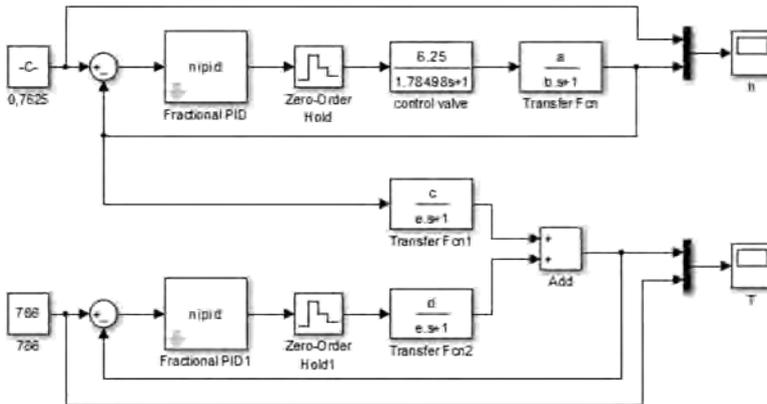
Lampiran 4 :

Diagram blok pengendalian sistem *steam drum boiler* menggunakan *Fractional Order PID Controller*



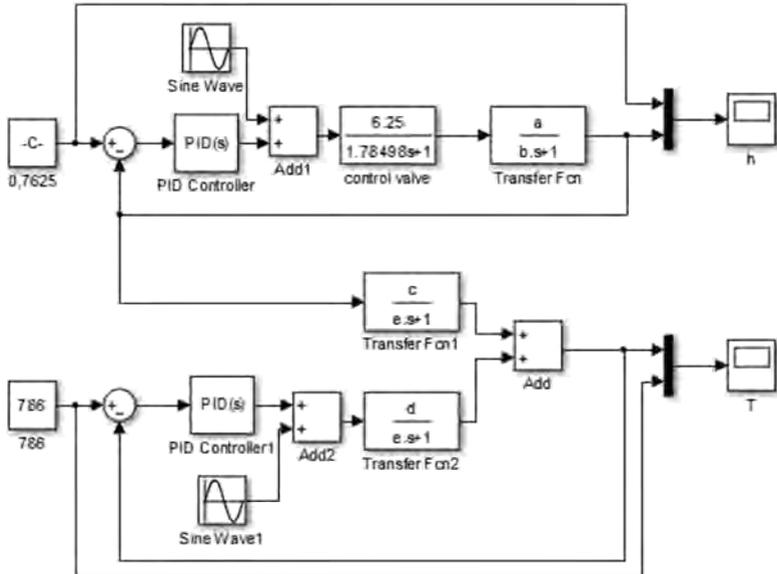
Lampiran 5 :

Diagram blok pengendalian sistem *steam drum boiler* menggunakan *Discrete Fractional Order PID Controller*



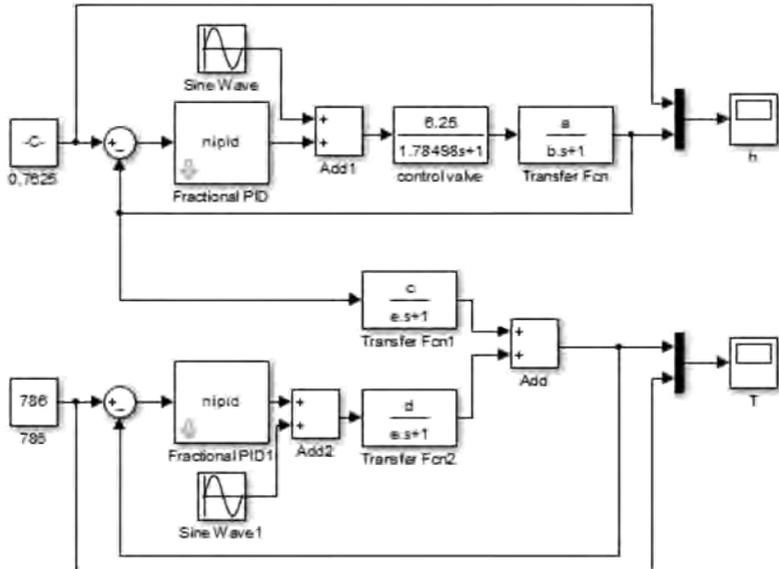
Lampiran 6 :

Diagram blok pengendalian sistem *steam drum boiler* menggunakan *PID Controller* dengan gangguan sinyal sinus



Lampiran 7 :

Diagram blok pengendalian sistem *steam drum boiler* menggunakan *Fractional Order PID Controller* dengan gangguan sinyal sinus



BIODATA PENULIS



Penulis dilahirkan di Mojokerto pada tanggal 10 Januari 1995 dan merupakan anak pertama dari dua bersaudara. Pendidikan formal didapatkan penulis mulai dari MI Salafiyah Syafi'iyah, SMP Negeri 1 Trowulan, SMA Negeri 1 Sooko, hingga ke Jurusan Matematika Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya melalui jalur SNMPTN pada tahun 2011 dan mengambil bidang minat Matematika Terapan. Selama menempuh pendidikan formal, penulis mengikuti beberapa organisasi seperti aktif sebagai Staff OSIS SMP Negeri 1 Trowulan dan Koordinator Dewan Kegiatan Terprogram SCS SMA Negeri 1 Sooko. Selain itu, penulis juga turut berpartisipasi sebagai panitia mahasiswa dalam Konferensi Nasional Matematika XVII di Graha Institut Teknologi Sepuluh Nopember tahun 2014. Dibidang non akademik, penulis tertarik pada seni musik dan pernah aktif sebagai gitaris serta menjuarai kompetisi tingkat institut dan regional. Penulis berharap Tugas Akhir ini bermanfaat bagi semua pihak. Kritik dan saran yang membangun dapat disampaikan melalui email riojazzy010@gmail.com.

“Halaman ini sengaja dikosongkan”