



TUGAS AKHIR TF 141581

**PERANCANGAN SISTEM PENGENDALIAN
TEMPERATUR PADA BURNER BOILER, SPRAY
DRYER & CALCINER**

**Nugroho Raharjo Assidqi
NRP 2414.105.014**

**Dosen Pembimbing :
Dr.Ir. Totok Soehartanto, DEA**

**Program Studi S1 Teknik Fisika
Departemen Teknik Fisika
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya
2017**



TUGAS AKHIR - TF 141581

**PERANCANGAN SISTEM PENGENDALIAN
TEMPERATUR PADA BURNER BOILER,
SPRAY DRYER & CALCINER**

**NUGROHO RAHARJO ASSIDQI
NRP. 2414 105 014**

**Dosen Pembimbing
Dr.Ir. Totok Soehartanto, DEA
NIPN. 19650309 199002 1 001**

**Program Studi S1 Teknik Fisika
Departemen Teknik Fisika
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya
2017**



FINAL PROJECT - TF 141581

**TEMPERATURE CONTROL SYSTEM
DESIGN IN BURNER BOILER, SPRAY
DRYER AND CALCINER**

**NUGROHO RAHARJO ASSIDQI
NRP. 2414 105 014**

**Advisor Lecturer
Dr.Ir. Totok Soehartanto, DEA
NIPN. 19650309 199002 1 001**

***S1 Study Program Engineering Physics
Department of Physics
Faculty of Industrial Technology
Sepuluh Nopember Institute of Technology
Surabaya
2017***

PERNYATAAN BEBAS PLAGIASI

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Nugroho Raharjo Assidqi

NRP : 2414105014

Departemen : Teknik Fisika FTI-ITS

Dengan ini menyatakan bahwa tugas akhir saya yang berjudul **“PERANCANGAN SISTEM PENGENDALIAN TEMPERATUR PADA *BURNER BOILER, SPRAY DRYER & CALCINER*”** adalah bebas dari plagiasi. Apabila pernyataan ini terbukti tidak benar, maka saya bersedia menerima sanksi sesuai ketentuan yang berlaku.

Demikian surat pernyataan ini saya buat dengan sebenar – benarnya.

Surabaya, 31 Juli 2017
Yang membuat pernyataan,



Nugroho Raharjo Assidqi
NRP. 2414105014

LEMBAR PENGESAHAN

PERANCANGAN SISTEM PENGENDALIAN TEMPERATUR PADA BURNER BOILER, SPRAY DRYER & CALCINER

TUGAS AKHIR

Oleh:

NUGROHO RAHARJO ASSIDQI

NRP.2414 105 014

Surabaya, 31 Juli 2017
Mengetahui / Menyetujui,
Dosen Pembimbing



Dr. Ir. Totok Soehartanto, DEA
NIPN. 19650309 199002 1 001



Selama Jurusan
Teknik Industri FTI-ITS

Agus Muhammad Hatta, S.T.Msi, Ph.D

NIPN. 19780902 200312 1 002

LEMBAR PENGESAHAN

PERANCANGAN SISTEM PENGENDALIAN TEMPERATUR PADA BURNER BOILER, SPRAY DRYER & CALCINER

TUGAS AKHIR

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

Oleh:

NUGROHO RAHARJO ASSIDQI
NRP.2414 105 014

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

1. Dr.Ir. Totok Soehartanto, DEA (Pembimbing)
2. Ir. Ya'umar, M.T (Ketua Penguji)
3. Dyah Sawitri, ST, MT (Penguji I)

SURABAYA
31 JULI, 2017

PERANCANGAN SISTEM PENGENDALIAN TEMPERATUR PADA BURNER BOILER, SPRAY DRYER & CALCINER

Nama : Nugroho Raharjo Assidqi
NRP : 2414 105 014
Departemen : S1 Teknik Fisika – FTI – ITS
Dosen Pembimbing : Dr.Ir.Totok Soehartanto, DEA

Abstrak

Salah satu pabrik Petrokimia di Gresik, dalam memproduksi bahan baku STPP memerlukan tiga peralatan utama yaitu Spray Dryer, Calciner, dan Boiler. Untuk mengoperasikan ketiga peralatan tersebut, menggunakan bahan bakar gas sebagai bahan bakar Burner di setiap ketiga peralatan tersebut. Burner tersebut digunakan untuk kebutuhan proses yang berbeda-beda yaitu untuk sebagai pemanas tambahan untuk boiler, kemudian untuk spray dryer digunakan sebagai tambahan udara panas begitupun di calciner. Dari hal tersebut dilakukan pengendalian temperatur berdasarkan referensi dari tekanan yang ada di pressure regulator dan bukaan dari solenoid valve yang dikonversikan melalui pemodelan matematis sehingga dapat merepresentasikan temperatur dari burner masing-masing peralatan. Dengan menggunakan *PID controller* pada Simulink matlab dengan metode *trial and error* berdasarkan perubahan nilai kurva reaksi yang menghasilkan respon untuk kedua burner boiler dengan ($t_d = 25,07s$, $t_r = 38,61s$, $t_p = 79,55s$, $m_p = 3,913\%$, $t_s = 219s$) untuk mencapai $1200^{\circ}C$, lalu untuk satu burner spray dryer ($t_d = 20,6s$, $t_r = 36,40s$, $t_p = 77,517s$, $m_p = 3,11\%$, $t_s = 215,3s$) untuk mencapai $1200^{\circ}C$, kemudian untuk satu burner calciner ($t_d = 17,21s$, $t_r = 24,84s$, $t_p = 58,626$ detik, $m_p = 14,82\%$, $t_s = 309s$) untuk mencapai $1200^{\circ}C$. Selanjutnya *switch* sebagai pengendali on/off secara otomatis saat trip sehingga dapat dilakukan langsung pada *control room* tanpa harus turun ke lapangan dalam hal ini direpresentasikan simulasi akan berhenti.

Kata kunci : burner, *PID Controller*, respon

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

DESIGN OF TEMPERATURE CONTROL SYSTEM IN BURNER BOILER, SPRAY DRYER & CALCINER

Name : Nugroho Raharjo Assidqi
NRP : 2414 105 014
Departement : S1 Engineering Physics - FTI - ITS
Supervisor : Dr.Ir.Totok Soehartanto, DEA

Abstract

One of the Petrochemical factories in Gresik, in producing STPP raw materials requires three main tools namely Spray Dryer, Calciner, and Boiler. To operate the three equipment, use the fuel gas as Burner fuel in each of the three equipment. The burner is used for different process requirements that is for as an additional heater for the boiler, then for spray dryer is used in addition to hot air as well as in the calciner. The temperature control is based on the reference of the pressure in the pressure regulator and the opening of the solenoid valve converted by mathematical modeling so that it can represent the temperature of the burner of each equipment. By using PID controller in Simulink matlab with trial and error method based on the change of reaction curve value which yield response for both boiler burner with ($t_d = 25,07s$, $t_r = 38,61s$, $t_p = 79,55s$, $mp = 3,913\%$, $t_s = 219 s$) to reach $1200\text{ }^\circ\text{C}$, then for one burner spray dryer ($t_d = 20,6s$, $t_r = 36,40s$, $t_p = 77,517s$, $mp = 3,11\%$, $t_s = 215,3s$) to reach $1200\text{ }^\circ\text{C}$, Then for one calciner burner ($t_d = 17.21s$, $t_r = 24.84s$, $t_p = 58.626sec$, $mp = 14.82\%$, $t_s = 309s$) to reach $1200\text{ }^\circ\text{C}$. Next switch as the controller on / off automatically when the trip so it can be done directly on the control room without having to go down to the field in this case is represented the simulation will stop.

Keywords: burner, PID Controller, response

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

KATA PENGANTAR

Syukur Alhamdulillah kami panjatkan kehadiran Allah SWT karena berkat rahmat dan hidayah-Nya penelitian Tugas Akhir dengan judul “**PERANCANGAN SISTEM PENGENDALIAN TEMPERATUR PADA BURNER BOILER, SPRAY DRYER & CALCINER**” dapat terlaksana sampai akhirnya laporan Tugas Akhir ini dapat penulis susun hingga selesai.

Kegiatan Tugas Akhir dan penyusunan laporan ini tidak lepas bantuan dari segala pihak. Penulis ucapkan terima kasih kepada:

1. Bapak Agus Muhammad Hatta, ST, Msi, Ph.D selaku Ketua Jurusan Teknik Fisika-ITS.
2. Bapak Dr. Ir. Totok Soehartanto, DEA. selaku dosen pembimbing yang selalu memberikan nasihat dan bimbingan selama penulis kuliah.
3. Ibu saya, Mbak Anis, Pakdhe Prit yang telah mendukung dan memberikan doa serta kasih sayang yang sangat luar biasa.
4. Untuk temanku Khamim selaku pihak yang membantu penulis.
5. Teman-teman dari F46 Teknik Fisika ITS yang memberikan do'a dan semangat kepada penulis.
6. Bapak Ir. Tutug Dhanardono, MT selaku dosen wali saat penulis melanjutkan Lintas Jalur S1 yang telah sabar memberikan perhatian selama 3 tahun ini.
7. Bapak dan Ibu dosen Teknik Fisika yang telah memberikan ilmu selama kuliah dan tugas akhir.
8. Semua Pegawai PT.PetroCentral Gresik, bapak Ishom, bapak Didik, bapak Supra, bapak ervi, dan bapak – bapak yang ada di PT.PetroCentral Gresik.

9. Teman-teman di WorkShop Intrumentasi dan kawan-kawan yang juga telah banyak memberikan dukungan dan pembelajaran kepada saya selama ini.
10. Dan semua pihak yang telah mendukung dan memberikan doa yang tidak bisa disebutkan satu per satu.

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

Surabaya, Juli 2017

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
TITLE PAGE	ii
PERNYATAAN BEBAS PLAGIASI	iii
LEMBAR PENGESAHAN	v
ABSTRAK	vii
ABSTRACT	ix
KATA PENGANTAR	xi
DAFTAR ISI	xiii
DAFTAR GAMBAR	xv
DAFTAR TABEL	xix
BAB I PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Perumusan Masalah	2
1.3 Tujuan	2
1.4 Ruang Lingkup Tugas Akhir	2
BAB II DASAR TEORI	
2.1 Bahan baku dan proses produksi	5
2.1.1 Proses produksi STPP di PT. PetroCentral	6
2.2 Properties Gas (CNG)	8
2.3 Hubungan antara <i>flowrate gas</i> dengan <i>pressure</i>	10
2.4 Nilai kalor pembakaran gas (HHV)	12
2.5 Gas Burner	13
2.5.1 Burner Boiler	15
2.5.2 Burner Spray Dryer	18
2.5.3 Burner Calciner	19
2.6 Sistem Pengendalian Temperatur	21
2.7 Pemodelan matematis	26
2.7.1 <i>Pressure Regulator</i> untuk <i>supply gas</i>	27
2.7.2 Pemodelan matematis <i>temperature transmitter</i> ...	30
2.8 <i>Switch</i>	31
2.9 Metode Kurva Reaksi	32
BAB III METODOLOGI PENELITIAN	
3.1 Alur Penelitian	35
3.2 Pengambilan Data & Spesifikasi	36
3.3 Pemodelan Matematis	42

3.3.1	Diagram blok masing-masing peralatan	42
3.3.2	Pemodelan Burner	43
3.3.3	Pemodelan Aktuator	48
3.3.4	Pemodelan matematis <i>temperature transmitter</i> .	51
3.4	Perancangan Sistem Kontrol Berbasis PID & Switch..	54
3.4.1	Perancangan Sistem Kontrol Temperatur	54
3.4.2	Perancangan Sistem <i>On/Off</i>	56
3.5	Pemrograman dengan simulasi Simulink matlab	57
3.5.1	<i>Closed Loop</i> Simulasi Simulink Matlab	57
3.5.2	<i>Open Loop</i> Simulasi Simulink Matlab.....	61
3.6	Perhitungan K_p , T_i , & T_d Metode Kurva Reaksi	65
3.6.1	<i>Burner Boiler</i>	65
3.6.2	<i>Burner Spray Dryer</i>	66
3.6.3	<i>Burner Calciner</i>	67
BAB IV ANALISIS DATA DAN PEMBAHASAN		
4.1	Pengujian Pemodelan Matematis Komponen	69
4.1.1	Pengujian pada burner boiler	69
4.1.2	Pengujian pada <i>control valve</i>	73
4.1.3	Pengujian pada <i>temperature transmitter</i>	75
4.2	Pengujian <i>Open Loop</i>	77
4.2.1	Pengujian pada burner boiler	78
4.2.2	Pengujian pada <u>burner calciner</u>	81
4.2.3	Pengujian pada burner spray dryer	83
4.3	Pengujian <i>Closed Loop</i>	85
4.2.1	Pengujian pada burner boiler	85
4.2.2	Pengujian pada <u>burner calciner</u>	88
4.2.3	Pengujian pada burner spray dryer	90
BAB V PENUTUP		
5.1	Kesimpulan	95
5.2	Saran.....	96
DAFTAR PUSTAKA		
LAMPIRAN		
BIODATA PENULIS		

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1	Produk STPP akhir berupa bubuk butiran	6
Gambar 2.2	Proses <i>Flow Diagram</i> PT.PetroCentral	6
Gambar 2.3	<i>Material balance</i> dari PFD PT.PetroCentral	7
Gambar 2.4	Grafik hubungan <i>flowrate gas</i> dengan <i>pressure</i> ..	10
Gambar 2.5	Penjabaran hukum Hagen-Poiseulle	11
Gambar 2.6	Jalur <i>supply gas</i> burner boiler.....	16
Gambar 2.7	Burner pada boiler	16
Gambar 2.8	Proses dinamika boiler	17
Gambar 2.9	Burner pada spray dryer	18
Gambar 2.10	Rotary Kiln.....	19
Gambar 2.11	Calciner PT.PetroCentral Gresik	20
Gambar 2.12	Perpindahan panas secara konveksi.....	20
Gambar 2.13	Zona proses didalam <i>rotary kiln</i>	21
Gambar 2.14	Diagram blok pengendalian temperatur.....	22
Gambar 2.15	Diagram blok sistem pengendalian terbuka.....	23
Gambar 2.16	Diagram blok sistem pengendalian tertutup	24
Gambar 2.17	Desain sistem pengendalian temperatur	26
Gambar 2.18	Rombach model 12 <i>gas regulator</i>	27
Gambar 2.19	Diagram blok <i>temperature transmitter</i>	31
Gambar 2.20	<i>Switch</i> pada Simulink matlab	32
Gambar 2.21	Grafik reaksi proses.....	32
Gambar 3.1	Diagram Alur Penelitian.....	35
Gambar 3.2	<i>Process Flow Diagram</i> di PetroCentral.....	36
Gambar 3.3	<i>Existing plant</i> PT.PetroCentral	37
Gambar 3.4	<i>Existing P&ID</i> Burner Boiler	38
Gambar 3.5	<i>Existing P&ID</i> Burner Calciner	39
Gambar 3.6	<i>Existing P&ID</i> Burner Spray Dryer	40
Gambar 3.7	Diagram Blok SPT pada Boiler	42
Gambar 3.8	Diagram Blok SPT pada Calciner	42
Gambar 3.9	Diagram Blok SPT pada Spray Dryer	43
Gambar 3.10	Proses dinamika pada burner	43
Gambar 3.11	Pemodelan burner dengan nilai T	47
Gambar 3.12	Pemodelan <i>Control Valve</i> pada Simulink.....	51
Gambar 3.13	Diagram Blok <i>temperature transmitter</i>	53

Gambar 3.14	Pemodelan <i>Temperature Transmitter</i>	53
Gambar 3.15	Perancangan sistem kontrol temperatur	55
Gambar 3.16	Sistem kontrol temperature berbasis PID	56
Gambar 3.17	Sistem <i>Trip</i> dengan <i>Switch</i>	57
Gambar 3.18	<i>Closed Loop</i> Burner Boiler.....	58
Gambar 3.19	<i>Closed Loop</i> Burner Calciner	59
Gambar 3.20	<i>Closed Loop</i> Burner Spray Dryer	60
Gambar 3.21	<i>Open Loop</i> Burner Boiler	62
Gambar 3.22	<i>Open Loop</i> Burner Calciner.....	63
Gambar 3.23	<i>Open Loop</i> Burner Spray Dryer.....	64
Gambar 3.24	Perhitungan K_p , T_i & T_d kedua <i>burner</i> boiler.....	65
Gambar 3.25	Perhitungan K_p , T_i & T_d <i>burner</i> spray dryer	66
Gambar 3.26	Perhitungan K_p , T_i & T_d <i>burner</i> calciner.....	67
Gambar 4.1	Simulasi uji step pada burner 1	70
Gambar 4.2	Grafik respon uji step burner 1	70
Gambar 4.3	Grafik respon uji step burner 1	71
Gambar 4.4	Simulasi Uji step pada burner 2.....	72
Gambar 4.5	Grafik respon uji step burner 2.....	72
Gambar 4.6	Grafik respon uji step burner 2.....	73
Gambar 4.7	Simulasi uji step pada <i>control valve</i>	74
Gambar 4.8	Grafik uji step pada <i>control valve</i>	74
Gambar 4.9	Grafik respon uji step pada <i>control valve</i>	75
Gambar 4.10	Simulasi uji step pada <i>T.Transmitter</i>	76
Gambar 4.11	Grafik uji step pada <i>temperature transmitter</i>	76
Gambar 4.12	Grafik uji step pada arus TT	77
Gambar 4.13	Grafik uji <i>open loop</i> arus(u_1) CV burner 1	78
Gambar 4.14	Grafik uji <i>open loop</i> arus(u_1) CV burner 2.....	78
Gambar 4.15	Simulasi Uji step pada CV burner 1	79
Gambar 4.16	Simulasi Uji step pada CV burner 2	79
Gambar 4.17	Grafik respon uji <i>open loop</i> burner 1 boiler.....	80
Gambar 4.18	Grafik respon uji <i>open loop</i> burner 2 boiler.....	80
Gambar 4.19	Grafik uji <i>open loop</i> arus (u_1) CV B.Calci	81
Gambar 4.20	Simulasi uji step open loop CV burner 1	82
Gambar 4.21	Grafik respon uji <i>open loop</i> temp B.Calci	82
Gambar 4.22	Grafik uji <i>open loop</i> arus (u_1) CV burner 1	83
Gambar 4.23	Simulasi uji step open loop CV burner SP.....	84

Gambar 4.24	Grafik respon uji <i>open loop</i> temp B.SprayD	84
Gambar 4.25	Grafik respon <i>close loop</i> (kurva s) B.Boiler	86
Gambar 4.26	Grafik respon <i>close loop</i> (<i>trial&error</i>) B.B.....	87
Gambar 4.27	Grafik respon <i>close loop</i> (kurva s) B.SD.....	88
Gambar 4.28	Grafik respon <i>close loop</i> (<i>trial&error</i>) B.SD	89
Gambar 4.29	Grafik respon <i>close loop</i> (kurva s) B.Calci.....	91
Gambar 4.30	Grafik respon <i>close loop</i> (<i>trial&error</i>) B.Cal.....	92

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1 Tabel Perbandingan properties gas	8
Tabel 2.2 Tabel Perbandingan properties gas	9
Tabel 2.3 Temperatur nyala api dari gas umum	22
Tabel 2.4 Pengaturan untuk metode kurva reaksi proses	33
Tabel 3.1 <i>Material Balance</i> dari PFD di PetroCentral	37
Tabel 3.2 Peralatan pada PID Burner Boiler	39
Tabel 3.3 Peralatan pada PID Burner Calciner	40
Tabel 3.4 Peralatan pada PID Burner Spray Dryer	41
Tabel 3.5 Kadar dan berat molekul gas campuran	41
Tabel 3.6 Hasil Perhitungan K_p, T_i & T_d	65
Tabel 3.7 Nilai parameter PID kedua <i>Burner</i> Boiler.....	66
Tabel 3.8 Hasil Perhitungan K_p, T_i & T_d	67
Tabel 3.9 Nilai parameter PID <i>Burner</i> Spray Dryer.....	67
Tabel 3.10 Hasil Perhitungan K_p, T_i & T_d	68
Tabel 3.11 Nilai parameter PID <i>Burner</i> Calciner.....	68

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Pada salah satu pabrik Petrokimia di Gresik yang memproduksi *Sodium TripolyPhosphate (STPP)* di Indonesia. Pabrik ini berhasil melakukan diversifikasi produksi dengan memproduksi *disodium fosfat (DSP)* yang umum digunakan dalam pengembangan industri deterjen dan campuran Fosfat yang umum digunakan dalam industri makanan. Dimana dalam memproduksi *STPP* memerlukan tiga peralatan utama yaitu Spray Dryer, Calciner, dan Boiler. Untuk mengoperasikan ketiga peralatan tersebut, menggunakan bahan bakar gas sebagai bahan bakar Burner di setiap ketiga peralatan tersebut.

Boiler dimanfaatkan sebagai pemanas tambahan untuk peralatan yang membutuhkan, dimana boiler tersebut memiliki dua buah burner yang berjalan secara primer dan sekunder, apabila kebutuhan panas di boiler mencukupi maka *burner* kedua akan mati atau *standby* dalam api kecil dan ketika kebutuhan panas kurang maka kedua *burner* akan menyala bersamaan. Begitupun pada *burner* spray dryer dan *burner* calciner digunakan untuk kebutuhan udara panas untuk mengurangi kadar air dari produk yang dihasilkan pada spray dryer berupa *orthophos* kemudian calciner berupa *sodium tripolyphosphate* yang dalam pengoperasiannya berjalan secara bersamaan dikarenakan spray dryer dan calciner saling terkait dalam menghasilkan produk akhir berupa *sodium tripolyphosphate* dalam bentuk bubuk. Oleh karena itu ketiga peralatan (boiler, spray dryer dan calciner) tidak selalu beroperasi semua, terkadang boiler beroperasi, tetapi spray dryer dan calciner tidak beroperasi atau ketiganya beroperasi bersamaan. Semua *burner* dioperasikan secara manual.

Di PT. PetroCentral hanya ada flowmeter pada panel distribusi gas milik PGN & PT.SAR, untuk mencatat penggunaan gas, akan tetapi tidak ada pencatat pemakaian gas pada masing –

masing peralatan. Yang ada hanyalah pressure regulator pada jalur pipa gas menuju ke *burner* masing-masing peralatan.

Setiap burner yang beroperasi pada boiler, spray dryer, dan calciner dijalankan melalui JB secara manual dengan *on/off* pada JB tersebut, sehingga operator diharuskan jalan ke lapangan untuk mematikan spray dryer pada It.9 secara manual begitu pula pada calciner dan boiler.

Oleh karena itu pada tugas akhir ini akan dilakukan perancangan sistem pengendalian temperatur pada masing – masing peralatan secara otomatis, agar dalam pengoperasian dapat dikendalikan secara mudah melewati *control room*. Hal ini tidak dapat dilakukan dengan sistem kontrol yang ada saat ini (manual), oleh karena itu perlu dirancang sistem kontrol yang tepat yaitu dengan menggunakan *PID controller* sebagai pengendali temperatur dan *Switch* sebagai pengendali *on/off* saat trip sehingga dapat dilakukan langsung pada *control room* tanpa harus turun ke lapangan.

1.2 Perumusan Masalah

Berdasarkan latar belakang diatas, maka permasalahan yang akan diselesaikan dalam tugas akhir ini adalah sebagai berikut :

1. Bagaimana merancang sistem pengendalian temperatur pada burner boiler, pada burner spray dryer, dan pada burner calciner dengan referensi tekanan pressure regulator yang ada di jalur sebelum burner?
2. Bagaimana mengetahui kinerja sistem pengendalian temperatur dengan mengacu pada tekanan pada pressure regulator dari pada masing – masing burner?

1.3 Tujuan

Tujuan yang ingin dicapai dalam tugas akhir ini adalah sebagai berikut :

1. Merancang sistem pengendalian temperatur pada burner boiler, pada burner spray dryer, dan pada burner calciner

dengan referensi tekanan pressure regulator yang ada di jalur sebelum burner.

2. Mengetahui kinerja sistem pengendalian temperatur dengan mengacu pada tekanan pada pressure regulator dari pada masing – masing burner.

1.4 Ruang Lingkup Tugas Akhir

Untuk menghindari meluasnya permasalahan yang muncul, maka dalam pengerjaan tugas akhir ini terdapat ruang lingkungnya sebagai berikut :

1. Lokasi penelitian di PT.PetroCentral
2. Data & *Flow diagram* diperoleh dari manajemen PT. PetroCentral
3. Perancangan sistem pengendalian tanpa merubah kondisi operasi masing – masing peralatan, perancangan dilakukan pada sensor temperatur, *controller & actuator*.
4. Untuk mengetahui kinerja dari sistem pengendalian temperatur *burner* yang dirancang, maka dilakukan penurunan model matematika pada setiap komponen sistem pengendalian temperatur yang berbasis dari perhitungan tekanan sampai dapat merepresentasikan suhu.
5. Dari model matematika sistem pengendalian temperatur yang dirancang, akan dilakukan pada pemrograman simulasi dengan *simulink* MATLAB r2011a.
6. Hasil simulasi akan dianalisa untuk mengetahui kinerja masing – masing sistem pengendalian jika diberi nilai temperatur yang diinginkan (beban dari *set point*) dan kinerja dari *switch* yang terpasang.

“ Halaman ini sengaja dikosongkan ”

BAB II

DASAR TEORI

Bab ini berisi teori dasar yang melandasi alur berpikir dalam menyelesaikan permasalahan dan mencapai tujuan dari penelitian tugas akhir ini. Teori – teori tersebut mencakup hal – hal yang mendukung dan menjadi dasar rujukan dalam tugas akhir.

2.1 Bahan Baku dan Proses Produksi STPP di PT.PetroCentral

Proses produksi STPP di PT. PetroCentral menggunakan 3 (tiga) jenis bahan baku yaitu :

1. *Mono-Di-Lye*

Mono-Di-Lye merupakan bahan baku yang masih mengandung air dan kelembaban yang tinggi dengan tingkat kelembaban 1,2260 kg/kg dan temperatur 80⁰C.^[1]

2. *Ortho-Phos*

Ortho-Phos merupakan hasil dari reaksi penguapan kadar air, mempunyai kelembaban 0,1111 kg/kg dengan temperatur 90⁰C berbentuk gumpalan, bulir, atau pellet.^[1]

3. STPP

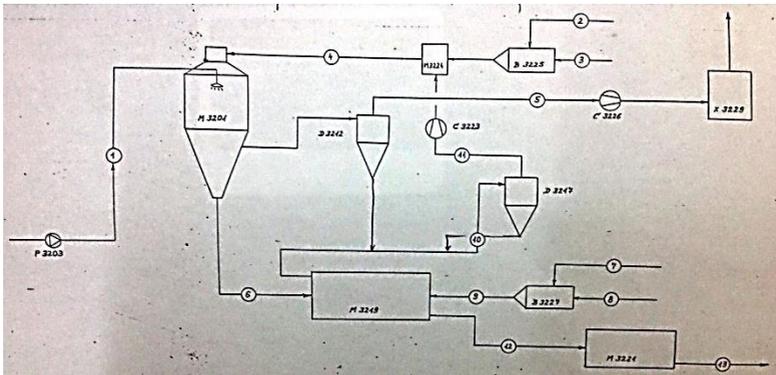
STPP (*Sodium TripolyPhosphate*) merupakan hasil pengeringan dengan menguapkan kadar air dari Ortho-Phos hingga menjadi *Sodium TripolyPhosphate* yang mempunyai kelembaban 0,0001 kg/kg dan temperatur setelah didinginkan menjadi 40⁰C berbentuk bubuk butiran agar memudahkan proses pengepakan dan pengiriman berupa kantong – kantong untuk mengurangi biaya kirim karena kadar air yang sangat kecil (kering) dengan hasil pengepakan menjadi kantong seperti gambar berikut ini :^[1]



Gambar 2.1 Produk STPP akhir berupa bubuk butiran^[1]

2.1.1 Proses Produksi STPP di PT. PetroCentral Gresik

Proses produksi STPP melalui 2 (dua) tahapan yaitu proses pengeringan menggunakan spray dryer yang menghasilkan bahan baku *Ortho-phos* kemudian pengeringan akhir menggunakan Calciner sebagai *rotary kiln* yang akan menghasilkan produk akhir berupa STPP sebagai bahan baku deterjen.^[1] Dimana proses tersebut dapat dilihat dari gambar berikut yang merupakan alur proses produksi STPP :



Gambar 2.2 Proses *Flow Diagram* PT.PetroCentral^[1]

	En	Enss	En	Enss	X	t	T	V _L	C	V ₀	
1 Feed Mono-Di-Lye to spray dryer	-	-	14500.0	6313.0	1.2280	80	3560.0	-	-	-	
2 Air to Combustion Chamber	30594.6	30524.1	-	-	0.0190	26	-	-	-	0.5960	
3 Fuel Oil to Burner	-	-	438.0	-	-	26	839.3	-	-	-	
4 Wet Air to Spray Dryer	54134.2	53385.5	-	-	0.0450	450	-	32958249.8	-	-	
5 Waste Gas to Wet Scrubber	65693.2	56000.2	-	-	0.1730	140	0.7880	83336.9	-	-	
6 Ortho-phos. mixture to Calciner	-	-	7010.0	6313.0	0.1121	50	450.0	-	-	-	
7 Air to Combustion Chamber	28103.8	17768.75	-	-	0.0190	26	-	-	-	0.3070	
8 Fuel Oil to Combustion Chamber	-	-	216.7	-	-	26	837.3	-	-	-	
9 Hot Air to Calciner	18350.8	17722.5	-	-	0.0360	550	-	12570446.5	-	-	
10 Waste Gas to dedusting Unit	23060.8	21646.6	-	-	0.0650	220	0.6930	33355.6	-	8985766.3	
11 Waste Gas to Air-mixing Chamber	23060.8	21646.6	-	-	0.0650	220	0.6930	33355.6	-	8985766.3	
12 Waste Gas to Phosphate Cooler	-	-	6313.0	6313.0	0.0001	320	600.0	-	-	-	
13 Medium Phosphate Pile	-	-	6313.0	6313.0	0.0001	40	600.0	-	-	-	

SYMBOLS USED:
 W_a = air flow (wet).....(kg/h)
 W_u = air flow (dry).....(kg/h)
 W_s = solid flow (wet).....(kg/h)
 W_{sd} = solid flow (dry).....(kg/h)
 H = humidity.....(kg/kg)
 T = temperature.....(°C)
 S = specif. weight.....(kg/m³)
 V_L = air flow (wet).....(m³/h)
 V₀ = heat consumption.....(kJ/h)
 W_f = fuel consumption.....(kg/h)

Gambar 2.3 Material balance dari PFD PT.PetroCentral^[1]

Melalui gambar 2.2 pfd diatas yang lebih jelasnya dapat dilihat pada lampiran A bahwa untuk memproduksi produk STPP diperlukan Spray Dryer untuk membentuk OrthoPhos dari bahan baku *Mono-Di-Lye* pada nomer (1) tersebut, kemudian untuk membantu mengeringkan produk yang masih basah atau mengurangi kadar air produk yaitu menggunakan Burner Spray Dryer B 3225 (4) dengan bahan bakar udara nomer (2) dan bahan bakar gas nomer (3) yang akan masuk ke ruang bakar dan menghasilkan steam atau panas kemudian disalurkan ke spray dryer.

Kemudian nomer (6) merupakan *Ortho Phos* hasil produk dari Spray Dryer yang selanjutnya masuk ke Calciner untuk proses kalsinasi yang akan mengalami pengadukan dan pencampuran. Agar dihasilkan produk berupa STPP maka diperlukan Burner Calciner B 3227 (9) untuk menaikkan suhu tinggi sampai Ortho-phos berubah menjadi STPP. Produk yang dihasilkan hingga benar – benar kering menjadi bubuk dan butiran.

Untuk menghasilkan steam atau panas, maka tiap burner dari Spray Dryer, Calciner dan Boiler memerlukan gas atau natural gas yang di supply oleh PT ISAR GAS sebanyak 30 % dan PT PGN sebanyak 70 % yang di *inject* kan menjadi satu jalur pipa gas dan didistribusikan menuju *Burner Calciner* , *Burner Boiler* dan *Burner Spray Dryer*. Di PT. PetroCentral hanya ada *flowmeter* pada panel distribusi gas milik PGN & PT.SAR, untuk mencatat penggunaan gas, akan tetapi tidak ada pencatat

pemakaian gas pada masing – masing peralatan. Yang ada hanyalah pressure regulator pada jalur pipa gas ke masing – masing peralatan.

Ketiga peralatan tidak selalu beroperasi semua, terkadang boiler beroperasi, tetapi spray dryer dan calciner tidak beroperasi atau ketiganya beroperasi bersamaan, dikarenakan spray dryer membutuhkan calciner untuk menguapkan kadar air dari bahan baku *ortho-phos* agar menjadi produk akhir *sodium tripolyphosphate* sehingga, spray dryer dan calciner selalu beroperasi/tidak beroperasi secara bersamaan. [1]

2.2 Properties Gas (CNG)

Gas memiliki tiga sifat karakteristik yaitu mudah untuk dikompres, meluas untuk mengisi suatu wadah, dan menempati jauh lebih banyak ruang daripada cairan atau padatan dari mana gas terbentuk. Dapat diasumsikan bahwa volume gas sama dengan volume wadahnya. [2]

Tabel 2.1 Tabel perbandingan properties gas [3]

	Gasoline/E10	Low Sulfur Diesel	Biodiesel	Propane (LPG)	Compressed Natural Gas (CNG)	Liquefied Natural Gas (LNG)	Ethanol/E100	Methanol	Hydrogen	Electricity
Chemical Structure [1]	C ₄ to C ₁₂ and Ethanol ≤ 10%	C ₈ to C ₂₅	Methyl esters of C ₁₃ to C ₂₁ fatty acids	C ₃ H ₈ (majority) and C ₄ H ₁₀ (minority)	CH ₄ (majority), C ₂ H ₆ and inert gases	CH ₄ same as CNG with inert gases <0.5% (f)	CH ₃ CH ₂ OH	CH ₃ OH	H ₂	N/A
Fuel Material (feedstocks)	Crude Oil	Crude Oil	Fats and oils from sources such as soy beans, waste cooking oil, animal fats, and rapeseed	A by-product of petroleum refining or natural gas processing	Underground reserves and renewable biogas	Underground reserves and renewable biogas	Corn, grains, or agricultural waste (cellulose)	Natural gas, coal, or, woody biomass	Natural gas, methanol, and electrolysis of water	Coal, nuclear, natural gas, hydroelectric, and small percentages of wind and solar
Gasoline Gallon Equivalent [4]	97% - 100%	1 gallon of diesel has 113% of the energy of one gallon of gasoline.	B100 has 103% of the energy in one gallon of gasoline or 93% of the energy of one gallon of diesel. B20 has 109% of the energy of one gallon of gasoline or 99% of the energy of one gallon of diesel.	1 gallon of propane has 73% of the energy of one gallon of gasoline.	5.66 pounds or 123.57 cu ft. of CNG has 100% of the energy of one gallon of gasoline. [2][5][a] 6.38 pounds or 130.30 cu ft. of CNG has 100% of the energy content of one gallon of diesel [2][5][a]	5.38 pounds of LNG has 100% of one gallon of gasoline and 4.06 pounds of LNG has 100% of the energy of one gallon of diesel (f)	1 gallon of E85 has 73% to 83% of the energy of one gallon of gasoline (variation due to ethanol content in E85). 1 gallon of E10 has 96.7% if the energy of one gallon of gasoline. [3]	1 gallon of methanol has 40% of the energy of one gallon of gasoline.	1 kg or 2.198 lbs. of H ₂ has 100% of the energy of one gallon of gasoline.	33.70 kWh has 100% of the energy of one gallon of gasoline.
Energy Content (Lower heating value)	112,114 - 116,090 Btu/gal (g)	128,488 Btu/gal (g)	119,550 Btu/gal for B100 (g)	84,250 Btu/gal (g)	20,160 Btu/lb [2][4]	21,240 Btu/lb (f)	76,330 Btu/gal for E100 (g)	57,250 Btu/gal (g)	51,585 Btu/lb (g)	3,414 Btu/kWh

Tabel 2.2 Tabel perbandingan properties gas^[3]

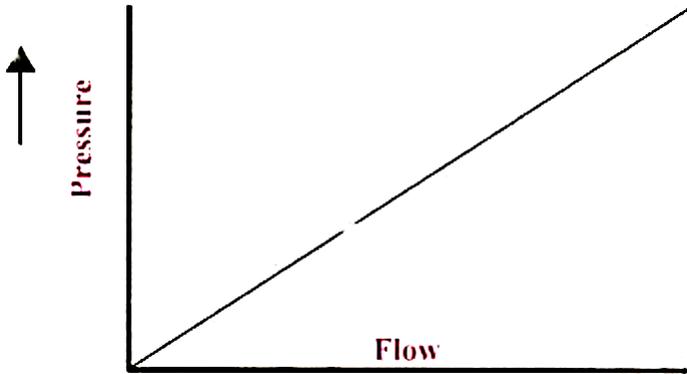
	Gasoline/E10	Low Sulfur Diesel	Biodiesel	Propane (LPG)	Compressed Natural Gas (CNG)	Liquefied Natural Gas (LNG)	Ethanol/E100	Methanol	Hydrogen	Electricity
Energy Content (Higher heating value)	120,388 124,340 Btu/gal (g)	138,490 Btu/gal (g)	127,960 Btu/gal for B100 (g)	91,420 Btu/gal (g)	22,453Btu/lb (1) (g)	23,726 Btu/lb (g)	84,530 Btu/gal for E100 (g)	65,200 Btu/gal (g)	61,013 Btu/lb (g)	3,414 Btu/kWh
Physical State	Liquid	Liquid	Liquid	Pressurized Liquid	Compressed Gas	Cryogenic Liquid	Liquid	Liquid	Compressed Gas or Liquid	Electricity
Cetane Number	N/A	40-55 (a)	48-65 (a)	N/A	N/A	N/A	0-54 (b)	N/A	N/A	N/A
Pump Octane Number	84-93 (c)	N/A	N/A	105 (f)	120+ (d)	120+ (d)	110 (e)	112 (e)	130+ (f)	N/A
Flash Point	-45 °F (o)	165 °F (o)	212 to 338 °F (a)	-100 to -150 °F (o)	-300 °F (o)	-306 °F (p)	55 °F (o)	52 °F (o)	N/A	N/A
Autoignition Temperature	495 °F (o)	~600 °F (o)	~300 °F (a)	850 to 950 °F (o)	1,004 °F (o)	1,004 °F (p)	793 °F (o)	897 °F (o)	1,050 to 1,080 °F (o)	N/A
Maintenance Issues			Hoses and seals may be affected by higher-percent blend. Lubricity is improved over that of conventional diesel fuel.		High-pressure tanks require periodic inspection and certification.	LNG is stored in cryogenic tanks with a specific hold time before the pressure build is relieved, the vehicle should be operated on a schedule to maintain a lower pressure in the tank.	Special lubricants may be required. Practices are very similar, if not identical, to those for conventionally fueled operations.	Special lubricants must be used as directed by the supplier and M-85-compatible replacement parts must be used.	When hydrogen is used in fuel cell applications, maintenance should be very minimal. High-pressure tanks require periodic inspection and certification.	It is likely that the battery will need replacement before the vehicle is retired.
Energy Security Impacts	Manufactured using oil, of which nearly 1/2 is imported (n).	Manufactured using oil, of which nearly 1/2 is imported (n).	Biodiesel is domestically produced, renewable, and reduces petroleum use 95% throughout its lifecycle (l).	Approximately half of the LPG in the U.S. is derived from oil, but no oil is imported specifically for LPG production.	CNG is domestically produced from natural gas and renewable biogas. The United States has vast natural gas reserves.	LNG is domestically produced from natural gas and renewable biogas.	Ethanol is produced domestically. E85 reduces lifecycle petroleum use by 70% and E10 reduces petroleum use by 6.3% (l).	Methanol is domestically produced, sometimes from renewable resources.	Hydrogen is produced domestically and can be produced from renewable sources.	Electricity is generated mainly through coal fired power plants. Coal is the United States' most plentiful and price-stable fossil energy resource.

Gas alam terkompresi (CNG (*Compressed Natural Gas*)) (metana disimpan pada tekanan tinggi) merupakan bahan bakar yang dapat digunakan di tempat bensin (bensin), bahan bakar diesel dan propana / LPG. CNG pembakaran menghasilkan gas yang tidak diinginkan lebih sedikit daripada bahan bakar yang disebutkan di atas. Hal ini lebih aman dibandingkan bahan bakar lainnya dalam hal tumpahan, karena gas alam lebih ringan dari udara dan menyebar dengan cepat ketika dirilis. CNG dapat ditemukan di atas deposit minyak, atau dapat dikumpulkan dari tempat pembuangan sampah atau tanaman pengolahan air limbah di mana ia dikenal sebagai biogas. ^[2]

CNG dibuat dengan mengkompresi gas alam (yang terutama terdiri dari metana, CH₄), kurang dari 1 persen dari volume yang ada pada tekanan atmosfer standar. Hal ini disimpan dan

didistribusikan dalam wadah keras pada tekanan 20-25 MPa (2,900-3,600 psi), biasanya dalam silinder atau bentuk bulat.^[4]

2.3 Hubungan Antara *Flowrate Gas* dengan Tekanan (*Pressure*)



Gambar 2.4 Grafik hubungan *flowrate gas* dengan *pressure*^[10]

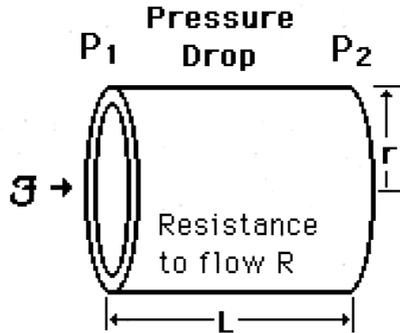
Pada PT.PetroCentral gas yang dialirkan melewati pressure regulator melalui pipa sebelum masuk menuju burner atau ruang bakar, agar bahan bakar gas tersebut dapat dispray kan dengan baik karena tekanan sudah dikurangi di pressure regulator.

Hubungan flowrate gas dengan pressure yaitu semakin besar tekanan maka semakin besar flow yang dihasilkan dan begitu pula sebaliknya sehingga dapat ditentukan menggunakan persamaan dari Hagen-Poiseulle berikut :^[10]

$$P = \frac{(128 \mu L Q)}{\pi d^4} \quad [2.1]$$

Apabila ingin mencari tekanan yang dihasilkan jika flowrate diketahui menggunakan persamaan 2.1 diatas. Dan jika diketahui tekanan maka dapat mencari flowratanya dengan menggunakan persamaan 2.2 dibawah sebagai berikut :^[10]

$$Q = \frac{\pi P d^4}{(128 \eta L)} \quad [2.2]$$



Gambar 2.5 Penjabaran hukum Hagen-Poiseuille^[10]

Dalam hal aliran lurus (*laminar flow*), laju alir volume diberikan oleh perbedaan tekanan yang terbagi oleh resistansi kental. Resistansi ini tergantung pada kekentalan. Resistansi ini bergantung secara linear pada viskositas dan panjangnya, namun ketergantungan kekuatan keempat pada radius sangat berbeda. Hukum Poiseuille melayang-layang dalam kesepakatan yang wajar dengan eksperimen untuk cairan seragam (disebut cairan Newtonian) dalam kasus dimana tidak ada turbulensi yang berarti.^[10]

Keterangan :

P = Tekanan dalam hal ini ($P_1 - P_2$) [Pa]

Q = *Flow rate* (laju Massa) [m^3/sec]

η = *Viscosity coefficient* (Koefisien kekentalan dari gas) [Pa.s]

L = Panjang pipa dari pressure regulator ke ruang bakar [m]

d = Diameter pipa [m]

2.4 Nilai Kalor Pembakaran Gas (*Heating Value, HV*)

Nilai kalor (HV) adalah jumlah energi yang dilepaskan ketika suatu bahan bakar dibakar secara sempurna dalam suatu proses aliran tunak (*steady*) dan produk dikembalikan lagi ke keadaan dari reaktan.^[5] Pada tugas akhir ini diperlukan nilai HHV (*Higher Heating Value*) sebagai sebagai perhitungan untuk setiap Q_{burner} untuk masing – masing burner pada Spray Dryer, Calciner, dan Boiler.

Nilai pembakaran dapat dinyatakan dalam bentuk energi per satuan massa (kilojoule per kilogram) dan besaran ini adalah bebas terhadap tekanan dan temperatur. Nilai pembakaran volumetrik dari suatu campuran bahan bakar gas adalah sama dengan jumlah dari perkalian volume atau fraksi mole komponen individual dengan nilai pembakaran volumetrik komponen yang bersangkutan. Bila nilai pembakaran volumetrik dari suatu komponen gas pada suatu temperatur referensi, T_r , dan tekanan referensi, P_r , diketahui, nilai pembakaran volumetrik dari campuran gas, HHV_v , diperoleh dari persamaan berikut :^[5]

$$(\text{HHV}_v \text{ campuran})_{P_r, T_r} = \sum_i (\text{HHV}_{r, i})_{P_r, T_r} (V_i) \quad [2.3]$$

Di mana $\text{HHV}_{v, i}$ dan V_i adalah nilai pembakaran tinggi volumetrik dari fraksi volumetrik komponen gas yang ke- i . Nilai pembakaran tinggi dari sejumlah senyawa yang mudah terbakar ditabulasi dalam Lampiran G. Persamaan berikut ini dapat dipakai untuk mengkonversi nilai pembakaran tinggi volumetrik pada tekanan dan temperatur referensi tertentu ke tekanan dan temperatur lain :^[5]

$$(\text{HHV}_v)_{P, T} = (\text{HHV}_v)_{P_r, T_r} \frac{P}{P_r} \frac{T_r}{T} \quad [2.4]$$

Tekanan dan temperatur pada persamaan (2.4) haruslah dalam nilai absolut.

Nilai pembakaran volumetrik HHV_v pada suatu tekanan P dan temperatur T dapat dikonversi menjadi nilai pembakaran

gravimetric HHV_m dengan mengalikan nilai volumetrik tersebut dengan volume jenis v dari gas pada tekanan dan temperatur yang sama :^[5]

$$HHV_m = (HHV_v)_{P, T} (v)_{P, T} \quad [2.5]$$

Volume jenis suatu campuran gas dapat dihitung dari berat molekular gas tersebut (MW) dan persamaan keadaan gas ideal, seperti berikut :

$$v = \frac{V}{m} = \frac{RT}{P} = \frac{R_u T}{P (MW)} \quad [2.6]$$

Di mana R_u adalah konstanta gas universal. Untuk menghitung HHV tersebut diperlukan properties dari bahan bakar gas yang terdapat digunakan pada PT.PetroCentral Gresik, adapun properties gas tersebut disajikan pada tabel 3.4 di bab selanjutnya.

Keterangan :

P = tekanan dalam bar

T = (suhu gas saat itu °C) + 273 dalam °K

R_u = 0,08314 bar•m³ / (kg•mol) (K)

v = volume jenis campuran gas dalam m³/kg

HHV_m = HHV Gas Campuran setelah dihitung dalam satuan kJ/kg

Semua properties pada tabel 3.4 di bab selanjutnya tersebut digunakan dalam perhitungan HHV agar dimasukkan dalam perhitungan kalor yang dihasilkan burner untuk ketiga peralatan spray dryer, calciner, dan boiler.

2.5 Gas Burner

Gas burner pada boiler, spray dryer, dan calciner merupakan komponen fungsional yang menyediakan input berupa panas dari hasil pembakaran antara bahan bakar gas (natural gas/gas alam) dengan udara. Peran penting dari gas burner yaitu :

1. Menyediakan udara panas (*hot air*) untuk boiler, spray dryer dan calciner
2. Sebagai kontrol suhu outlet
3. Membakar bahan bakar secara efisien untuk menjaga konsumsi bahan bakar rendah

Gas alam terutama terdiri dari gas methane (CH_4) bila dicampur dengan udara pada jumlah yang tepat selanjutnya dipanaskan hingga suhu pembakaran, maka akan terbakar dengan sempurna. Berikut ini reaksi antara gas methane dengan udara.^[11]



Dari reaksi [2.7] nampak bahwa gas methane dapat bereaksi sempurna dengan udara jika memenuhi rasio yang tepat. Untuk itu diperlukan pengaturan rasio antara udara (*air*) dan bahan bakar (*fuel*) dalam memenuhi persamaan reaksi kimia dari persamaan [2.7] tersebut, atau dapat disebut stoichiometric.^[11]

$$\text{AFR}_{\text{stoich}} = \left(\frac{m_{\text{air}}}{m_{\text{fuel}}} \right)_{\text{stoich}} = 17,2 \quad [2.8]$$

Combustion control system pada gas burner ini memiliki peranan yang sangat penting dalam meningkatkan efisiensi dari boiler serta berfungsi menjaga komposisi udara dan bahan bakar yang tepat sehingga terjadi proses pembakaran sempurna. Jika jumlah udara yang digunakan terlalu sedikit, maka akan menyebabkan :

1. Tidak terbakarnya bahan bakar di ruang bakar
2. Rendahnya efisiensi pembakaran
3. Tingginya emisi gas karbon dioksida

Sebaliknya, jika jumlah udara yang digunakan berlebih, maka akan menyebabkan:

1. Menurunnya temperature produk
2. Berkurangnya emisi pembakaran

Dalam kenyataannya, jarang sekali proses pembakaran sempurna sebagai akibat tidak tepatnya rasio kontrol udara dan bahan bakar yang direaksikan, sehingga timbul *Excess Air* (EA).^[11]

$$EA = \frac{m_{air.actual}}{m_{air.stoich}} - 1 \quad [2.9]$$

Kondisi hasil pembakaran dapat ditinjau dari hasil pengukuran emisi gas buang. Dengan mengamati sisa kadar oksigen (O_2), dapat diketahui indicator sempurna atau tidaknya proses pembakaran tersebut. Prosentase oksigen pada gas sisa untuk pembakaran yang optimal untuk bahan bakar gas alam berada di rentang 1.5% - 3%. Sedangkan untuk kalor yang dihasilkan oleh burner dapat ditunjukkan pada persamaan berikut:

$$Q = m_{fuel} \times HHV_{fuel} \quad [2.10]$$

Keterangan :

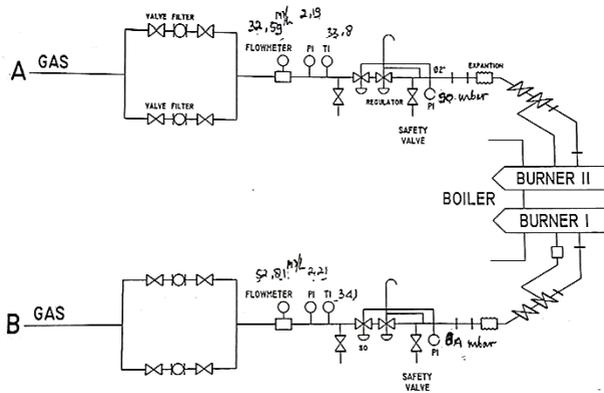
Q = Kalor yang dihasilkan oleh burner (kJ/hr)

m_{fuel} = Laju massa bahan bakar gas (kg/hr)

HHV_{fuel} = Nilai HHV dari bahan bakar gas (kJ/kg)

2.5.1 Burner Boiler

Pada burner tipe ini selalu ada pengaman untuk mencegah nyala balik ke sumber campuran bahan bakar udara.^[7] Pada PT.PetroCentral di Gresik menggunakan tipe pembakaran *aerated burner*, dimana bahan bakar gas yaitu gas methane atau natural gas diperlukan untuk dicampur kemudian dengan udara terlebih dahulu sebelum masuk ke *combustion chamber*. Untuk alur distribusi gas menuju ke burner 1 dan burner 2 pada boiler diketahui gambar isometrik sebagai berikut :



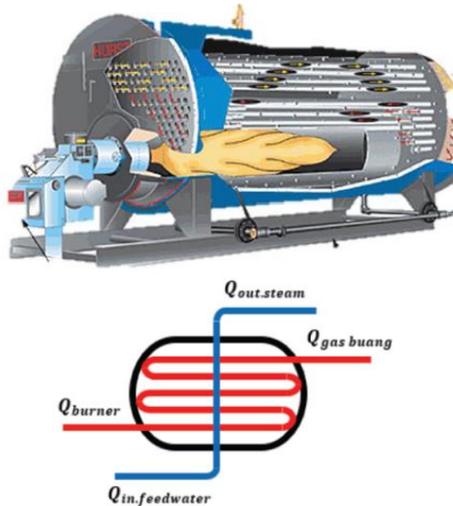
Gambar 2.6 Jalur *Supply Gas* Burner Boiler^[1]



Gambar 2.7 Burner pada Boiler

Pada gambar 2.6 diatas diketahui bahwa pipa gas A dan B yang menuju ke burner 1 dan burner 2 pada boiler terletak berdampingan seperti gambar 2.6 yaitu boiler ini berjenis package boiler yang memiliki dua buah burner sebagai pembakar bahan

bakar gas (natural gas). Burner merupakan alat yang berfungsi menyemprot bahan bakar ke dalam ruang bakar sehingga pembakaran mudah terjadi.



Gambar 2.8 Proses dinamika boiler

Dari proses dinamika pada gambar 2.6, maka persamaan hukum kesetimbangan energi pada boiler dapat ditulis :

$$\left[\begin{array}{c} \text{Laju energi} \\ \text{yang} \\ \text{terakumulasi} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{Kalor hasil} \\ \text{pembakaran} \\ \text{dari burner} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{c} \text{Laju energi} \\ \text{input} \\ \text{feedwater} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Laju energi} \\ \text{output} \\ \text{steam} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Kalor} \\ \text{laten} \end{array} \right] \\ - \left[\begin{array}{c} \text{Laju energi} \\ \text{dari} \\ \text{gas buang} \end{array} \right]$$

$$Q_{\text{boiler}} = Q_{\text{burner}} + Q_{\text{in.feedwater}} - Q_{\text{out.steam}} - Q_{\text{laten}} - Q_{\text{gas buang}} \quad [2.11]$$

Namun yang dipergunakan dalam tugas akhir ini yaitu pada burner boilernya saja dimana kalor yang dihasilkan oleh burner selanjutnya dipergunakan untuk memanasi air menjadi uap,

kemudian temperatur uap dinaikkan sampai mencapai titik jenuh (*saturated steam*).^[12]

$$Q_{\text{burner boiler}} = m_{\text{fuel}} \times HHV_{\text{fuel}} \quad [2.12]$$

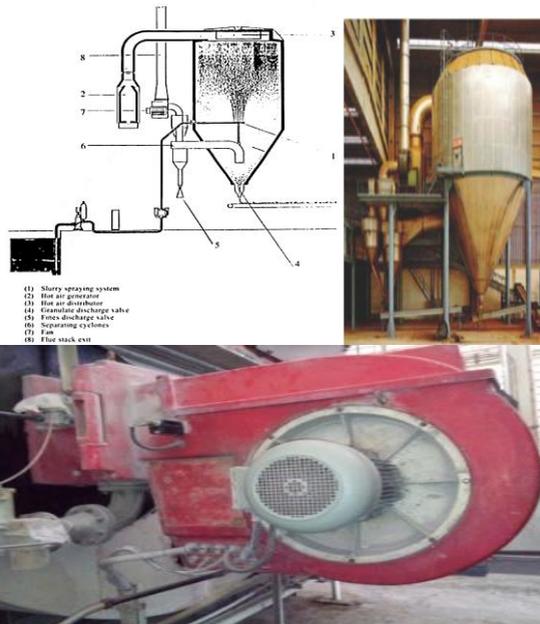
Keterangan :

Q = Kalor yang dihasilkan oleh burner (kJ/hr)

m_{fuel} = Laju massa bahan bakar gas (kg/hr)

HHV_{fuel} = Nilai HHV dari bahan bakar gas (kJ/kg)

2.5.2 Burner Spray Dryer



Gambar 2.9 Burner pada Spray Dryer

Metode pengeringan spray dryer menjadi menjadi pilihan dalam proses pengeringan yang paling banyak digunakan dalam industry terutama industry makanan. Metode ini mampu menghasilkan produk dalam bentuk bubuk atau serbuk. Burner yang digunakan pada spray dryer yaitu untuk membantu dalam proses mengeringkan produk yang masih basah atau mengurangi kadar air produk. Dryer dipergunakan untuk membentuk “Ortho-Phos” dari bahan baku (Mono-Di-Lye) yang di spry kan ke dalam ruang (Chamber) yang panas dan kering (Spray Dryer). Ortho-phos yang dihasilkan dapat berbentuk gumpalan, bulir, atau pellet. Dimana spray dryer dibutuhkan untuk menguapkan kadar air pada Mono-Di-Lye dari kelembaban 1.226 kg/kg menjadi 0.1111 kg/kg dengan bantuan burner yang menghasilkan kalor dari pembakaran gas pada ruang bakar spray dryer.

$$Q_{burner\ spray\ dryer} = m_{fuel} \times HHV_{fuel} \quad [2.13]$$

Keterangan :

Q = Kalor yang dihasilkan oleh burner (kJ/hr)

m_{fuel} = Laju massa bahan bakar gas (kg/hr)

HHV_{fuel} = Nilai HHV dari bahan bakar gas (kJ/kg)

2.5.3 Burner Calciner

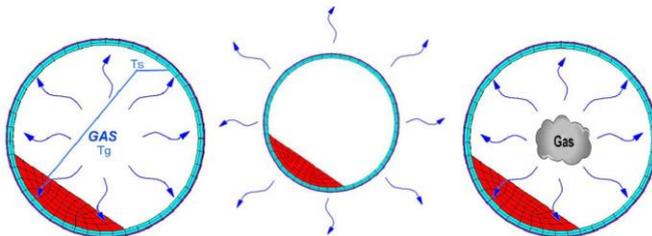
Calciner atau biasa disebut *Rotary Kiln* merupakan sebuah perangkat pyroprocessing yang digunakan untuk menaikkan material sampai suhu tinggi (kalsinasi) dalam suatu proses berkelanjutan.



Gambar 2.10 Rotary Kiln

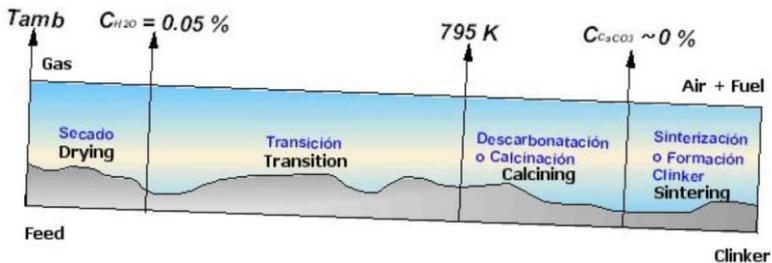


Gambar 2.11 Calciner PT.PetroCentral Gresik



Gambar 2.12 Perpindahan panas secara konveksi (kiri) diluar, (tengah) diluar, (kanan) radiasi

Kilo merupakan bejana silinder, diletakkan pada posisi horizontal dan sedikit miring, yang diputar perlahan pada porosnya. Material yang akan diolah dimasukkan ke bagian atas silinder. Karena kilo berputar, maka material secara bertahap bergerak menuju ujung bawah dan tentunya akan mengalami sejumlah pengadukan dan pencampuran.



Gambar 2.13 Zona proses didalam rotary kiln

Ortho-Phos yang diproduksi oleh Spray Dryer, selanjutnya diproses dalam Calciner melalui proses pemanasan dalam tabung berputar dengan mempergunakan udara panas yang dihasilkan oleh burner pada *Calciner Burner*. Dimana Ortho-Phos dari kelembaban 0.1111 kg/kg menjadi 0.0001 kg/kg yang diperoleh dari kalor hasil pembakaran burner untuk memanasi sampai berubah menjadi Sodium Tripoly-Phospat.

$$Q_{burner\ calciner} = m_{fuel} \times HHV_{fuel} \quad [2.14]$$

Keterangan :

Q = Kalor yang dihasilkan oleh burner (kJ/hr)

m_{fuel} = Laju massa bahan bakar gas (kg/hr)

HHV_{fuel} = Nilai HHV dari bahan bakar gas (kJ/kg)

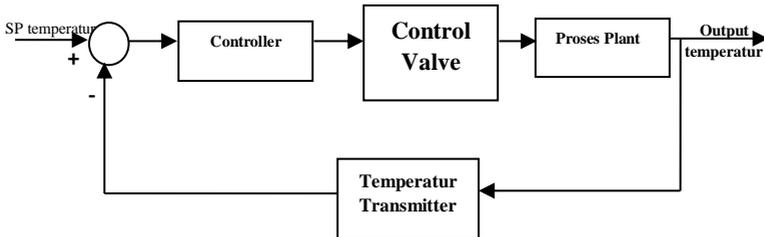
2.6 Sistem Pengendalian Temperatur

Ciri khas sistem pengendalian temperature adalah kapasitas elemen yang besar, yakni kalau ditelusuri, dinamika prosesnya pasti terdiri atas banyak elemen proses kecil yang terpasang secara seri. Karena sifat yang demikian itulah, dinamika proses temperatur selalu lambat bahkan ada yang sangat lambat. Oleh karena itu, sifat yang sudah lambat ini jangan sampai diperlambat lagi oleh elemen sistem pengendalian yang lain. Karena lambatnya proses dan bersihnya sinyal *measurement variable* dari

riak atau noise, hamper dipastikan semua sistem pengendalian temperature selalu menggunakan *mode* PID.^[8]

Tabel 2.3 Temperatur nyala api dari gas umum^[9]

<i>Gas / Fuels</i>	<i>Flames temperatures</i>
Propane	1980 °C 3596 °F
Butane	1970 °C 3578 °F
Methane (Natural gas)	1950 °C 3542 °F
Acetylene	2550 °C 4622 °F
Dicyanoacetylene (C ₄ N ₂) (<i>highest flame temperature</i>)	4982 °C 3596 °F
Cyanogen (C ₂ N ₂)	4525 °C 9000 °F



Gambar 2.14 Diagram blok pengendalian temperatur (*closed loop*)^[8]

Dalam diagram blok ini berlaku pada setiap komponen dari loop pengendalian tekanan Spray Dryer, Calciner, dan Boiler yang jalur gasnya terbagi ketiga peralatan tersebut.

2.6.1 Dasar Sistem Pengendalian

Pengertian kontrol atau pengaturan adalah proses atau upaya untuk mencapai tujuan. Tujuan yang diinginkan dari proses tersebut adalah agar plant dapat berjalan pada kondisi yang diinginkan. Pada dasarnya sistem pengendalian dibagi menjadi dua macam, yaitu sistem pengendalian terbuka (*open loop*) dan sistem pengendalian tertutup (*close loop*). Perbedaan mendasar antara kedua sistem pengendalian ini adalah adanya umpan balik (*feedback*) berupa informasi variabel yang diukur pada sistem pengendalian *close loop*, sedangkan pada sistem pengendalian terbuka tidak terdapat umpan balik mengenai variabel yang diukur. ^[8]

2.6.2 Sistem pengendalian terbuka (*open loop control*)

Sistem pengendalian terbuka (*open loop control*) adalah suatu sistem kontrol yang keluarannya tidak berpengaruh terhadap aksi kontrol. Artinya, dalam sistem kontrol ini keluarannya tidak dapat digunakan sebagai umpan balik dalam masukan. Adapun diagram blok sistem pengendalian terbuka dapat digambarkan sebagai berikut: ^[8]

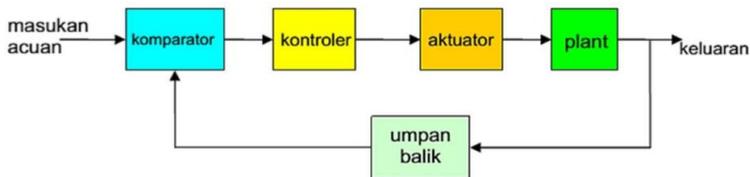


Gambar 2.15 Diagram blok sistem pengendalian terbuka (*open loop*) ^[8]

2.6.3 Sistem pengendalian tertutup (*close loop control*)

Sistem pengendalian tertutup (*close loop control*) adalah suatu sistem kontrol yang sinyal keluarannya mempunyai pengaruh langsung pada aksi pengontrolan. Sistem kontrol *close loop* juga merupakan sistem kontrol berumpan balik. Selisih antara sinyal masukan dan sinyal umpan balik akan diumpankan ke controller untuk memperkecil kesalahan dan membuat agar keluaran sistem mendekati kondisi yang diinginkan. Sistem pengendalian proses adalah gabungan dari komponen-komponen

yang digunakan untuk mempertahankan variabel yang dikendalikan (*process variable*) pada suatu nilai tertentu (*set point*)^[8]. Seiring perkembangan ilmu pengetahuan dan teknologi suatu sistem pengendalian proses telah menggunakan sebuah kontroler elektronik yang bekerja secara otomatis. Inti utama dari sistem pengendalian adalah menjaga suatu *process variable* agar selalu sama atau mendekati nilai set point, sehingga sistem tersebut bisa dikatakan berjalan dengan stabil. Adapun diagram blok sistem pengendalian tertutup dapat digambarkan sebagai berikut:^[8]



Gambar 2.16 Diagram blok sistem pengendalian tertutup (*closed loop*)^[8]

Pada kontroler terdapat empat mode kontrol, yaitu ON-OFF, *Proportional*, *Proportional Integral*, dan *Proportional Integral Derivative*.

a. ON-OFF

Adalah sebuah mode kontrol yang memanipulasi sinyal *error* menjadi sinyal kontrol yang bernilai ON (misal $u = 1$) dan sinyal kontrol yang bernilai off (misal $u = 0$).

b. *Proportional*

Yaitu mode kontrol yang digunakan untuk memperkecil amplitudo dari osilasi respon proses. Dalam aplikasi-aplikasi dasar yang sederhana kontrol P ini cukup mampu untuk memperbaiki respon transien khususnya *rise time* dan *settling time*.

c. *Proportional Integral (PI)*

Apabila diinginkan respon proses tidak berosilasi, maka dapat digunakan mode integral (I) karena mode kontrol ini dapat membuat respon proses menuju ke *set point* secara eksponensial.

d. *Proportional Integral Derivative (PID)*

Kontroller *PID* merupakan kombinasi dari 3 pengendali yaitu Pengendali Proportional, Pengendali Integral dan Pengendali Derivative yang disusun secara paralel. Ketiga mode pengendali Proportional, Integral dan Derivative masing – masing berguna untuk mempercepat reaksi sistem, menghilangkan offset dan mendapatkan energi ekstra di saat – saat awal perubahan load.

2.6.4 *Feedback Close Loop Control*

Sebelumnya sudah dijelaskan mengenai close loop control dimana merupakan sistem kontrol berumpan balik sebagai upaya untuk menjaga/mencapai kondisi yang diinginkan pada suatu sistem dengan mengubah-ubah variabel tertentu yang dipilih. Adapun contoh dari dari pengendalian feedback close loop ini adalah sebagai berikut.^[8]

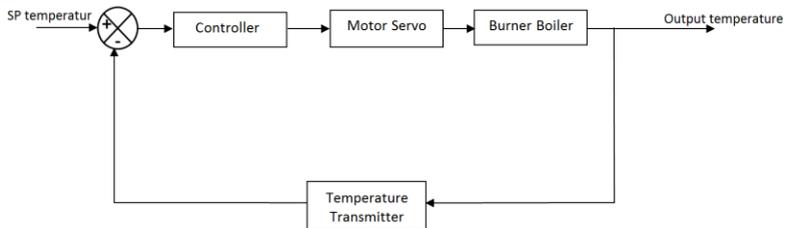
2.6.4.1 Sistem Pengendalian Proses

Sistem pengendalian proses adalah gabungan dari komponen-komponen yang digunakan untuk mempertahankan variabel yang dikendalikan (*process variable*) pada suatu nilai tertentu (*setpoint*). Seiring perkembangan ilmu pengetahuan dan teknologi suatu sistem pengendalian proses telah menggunakan sebuah kontroler elektronik yang bekerja secara otomatis. Inti utama dari sistem pengendalian adalah menjaga suatu variabel proses agar selalu sama atau mendekati nilai *setpoint*, sehingga sistem tersebut bisa dikatakan berjalan dengan stabil.^[8]

Untuk penelitian tugas akhir ini dimana yang dikendalikan untuk menghasilkan temperatur yang diinginkan oleh burner adalah tekanan gas yang diatur oleh solenoid valve dengan range tekanan dari pressure regulator yang secara standby sebesar 0-

150mbar sehingga dengan range tersebut dapat menghasilkan pembakaran dengan temperatur mencapai 2000°C . Oleh karenanya dibutuhkan perhitungan konversi dari tekanan (P) menjadi laju massa gas (\dot{m}) yang dibutuhkan oleh pemodelan control valve, kemudian dari (\dot{m}) akan dihasilkan kalor (Q) dari perkalian dengan HHV nya, selanjutnya dari Q tersebut dapat merepresentasikan temperatur (T) yang dihasilkan sehingga dapat diketahui dari pengendalian tekanan dihasilkan temperatur burner yang diinginkan.

2.7 Pemodelan Matematis



Gambar 2.17 Desain sistem pengendalian temperatur

Berdasarkan diagram blok diatas maka dapat dibuat pemodelan matematis secara berurutan sebagai berikut:

2.7.1 *Pressure Regulator* untuk *Supply Gas*

Pressure Regulator atau pengatur tekanan merupakan katup yang secara otomatis memutuskan aliran cairan atau gas pada tekanan tertentu. Regulator digunakan agar cairan atau gas dengan tekanan tinggi dapat dikurangi menjadi tekanan yang aman. Dari ketiga unit Spray Dryer, Calciner dan Boiler membutuhkan tekanan sebesar 2,1 Bar dikurangi menjadi tekanan yang sesuai untuk tiap burner spray dryer, calciner, dan boiler yaitu 0-120 mbar agar dapat digunakan untuk menyepaikan bahan bakar gas sesuai kebutuhan.

Untuk pressure regulator yang memasok gas menuju ke burner dapat digunakan rombach model 12 gas regulator. Seri ini dirancang untuk jaringan pasokan gas, regulasi untuk layanan industri dan semua aplikasi di mana kontrol tekanan yang akurat, mudah disesuaikan, dan respon yang cepat seperti diperlukan untuk *burner spray dryer*, *burner calciner*, dan *burner boiler*.



Gambar 2.18 Rombach model 12 gas regulator

Pada PT.PetroCentral Gresik, supply gas menggunakan jalur distribusi pipa untuk menyalurkan kebutuhan gas oleh burner pada Spray Dyer, Calciner, dan Boiler. Gas merupakan cairan kompresibel yang densitasnya berubah dengan tekanan. Selain itu, ada dua kondisi yang harus diperhatikan adalah tekanan rendah aliran drop (*low pressure drop flow*) dan aliran drop tekanan tinggi (*high pressure drop flow*).

Suhu biasanya diabaikan dalam perhitungan aliran cairan karena efeknya terlalu kecil. Suhu memiliki efek lebih besar pada perhitungan aliran gas, karena volume gas mengembang dengan suhu yang lebih tinggi dan menyusut dengan suhu yang lebih rendah.

Untuk mengontrol laju aliran bahan bakar gas menuju burner maka digunakan *control valve (Pressure Regulator)*. *Control valve* yang digunakan yaitu jenis *linear control valve*. *Control valve* tersebut digunakan untuk mengatur laju aliran bahan bakar gas yang menuju masing – masing burner dengan mengendalikan tekanannya. I/P converter, menerima input sinyal elektrik 4-20 mA yang diubah menjadi sinyal pneumatic 3-15 psi dimana berfungsi untuk menggerakkan *stem* membuka dan menutup 0-100% dalam mengatur laju aliran bahan bakar gas. Karena *pressure regulator* cara kerjanya seperti *control valve*, adapun model matematis dari *control valve* adalah sebagai berikut.

$$\frac{\dot{m}_b(s)}{u(s)} = \frac{K_v}{\tau_v s + 1} \quad [2.15]$$

Keterangan:

$\dot{m}_b(s)$ = Laju aliran bahan bakar yang termanipulasi (Kg/s)

$u(s)$ = Sinyal masukan *control valve* (mA)

K_v = *Gain control valve*

τ_v = *Time constant control valve* (s)

Untuk menentukan gain total dari control valve, digunakan persamaan sebagai berikut.

$$K_v = K_{I/p} \cdot K_{actuator} \quad [2.16]$$

Dimana,

$$G_v = \frac{\text{Span tekanan I/P}}{\text{Span sinyal kontrol}} \quad [2.17]$$

$$G_\tau = \frac{d}{dx} f(x) \frac{\dot{m}_{max}}{\text{Span tekanan I/P}} \quad [2.18]$$

Untuk menghitung *gain control valve* dengan menggunakan persamaan :

$$G_v = \left(\frac{\text{Span Output}}{\text{Span Input}} \right) \quad [2.19]$$

dengan *span input* adalah arus yang masuk dari *controller* yaitu 4-20 mA sedangkan *span output* adalah laju aliran menuju *burner chamber* dengan laju aliran minimal sebesar $1,22743 \cdot 10^{-1}$ kg/detik dan laju aliran maksimal sebesar $5,89166 \cdot 10^{-3}$ kg/detik, maka didapatkan:

Untuk menghitung *gain total control valve*:

$$K_v = G_v \cdot G_t \quad [2.20]$$

Time constant efektif *level control valve* diperoleh berdasarkan hubungan waktu *stroke*, perfreksional terhadap posisi *valve* dan perbandingan konstanta waktu inferent terhadap waktu *stroke* yang dinyatakan:

$$\tau_{cv} = Tv \cdot (\Delta V + Rv) \quad [2.21]$$

dengan:

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

Tv = waktu *stroke* penuh (1,733)

Tv = $\frac{Y_c}{C_v}$

$Y_c = 0,676$ (faktor *stroking time valve*)

$C_v = 0,39$ (koefisien *control valve*)

Rv = perbandingan konstanta waktu *inverent* terhadap waktu *stroke*

$Rv = 0,03$ (jenis aktuator piston)

$Rv = 0,003$ (untuk jenis aktuator diaphragma)

$$\Delta V = \frac{\text{aliran maks} - \text{aliran min}}{\text{aliran maks}} \dots\dots\dots [2.22]$$

2.7.2 Pemodelan matematis *temperatur transmitter* (B.Spray Dryer, B.Calciner, dan B.Boiler)

Untuk dapat mengatur bukaan dari motor servo yang dibutuhkan oleh masing-masing burner peralatan serta mentransmisikan sinyal pembacaan menuju *control room* maka diperlukan *temperature transmitter* agar sebagai acuan untuk bukaan dari motor servo untuk mengalirkan bahan bakar sesuai kebutuhan temperatur. *Input* dari *temperature transmitter* ini berupa besaran fisis temperature dengan range 0-2000°C untuk dikonversi menjadi arus listrik dengan range 4-20mA. Jadi span input pada temperatur transmitter adalah sebesar 0-2000 °C karena temperatur dari burner sendiri sangat tinggi. Secara umum model matematis dari *temperatur transmitter* dapat didekati dengan sistem orde 1 sebagaimana pada persamaan berikut :

$$\frac{u(s)}{T(s)} = \frac{K_T}{\tau_T s + 1} \quad [2.23]$$

Keterangan:

$T(s)$ = Temperatur yang terbaca (°C)

$u(s)$ = Sinyal *output temperatur transmitter* (mA)

K_T = *Gain temperatur transmitter*

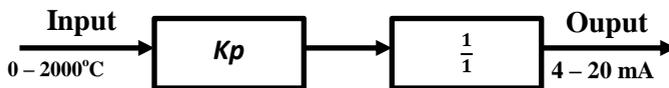
τ_T = *Time constan temperatur transmitter*

Dikarenakan hubungan antara *input temperature transmitter* dengan *output* bersifat linier, maka untuk menentukan *gain* dari *temperature transmitter* digunakan persamaan linier yang

merubah besaran fisis (temperatur) menjadi arus listrik (mA) seperti pada persamaan berikut.

$$K_T = \frac{(\text{Span output})}{(\text{Span input})} \quad [2.24]$$

Karena dianggap bahwa respon dari *temperature transmitter* jauh lebih cepat dari respon *plant* ($\tau_{\text{transmitter}} \ll \tau_{\text{plant}}$), maka model dari kedua *transmitter* dianggap memiliki *time constant* 0 dan hanya berupa *gain* dengan nilai 1. Besarnya *gain* dan bias *transmitter* dapat ditentukan melalui persamaan linier yang menghubungkan *range input* dan *range output* dari *transmitter*. Nilai *settling time* sebesar 1s. Dengan menggunakan ilustrasi tersebut maka diagram blok mekanisme konversi sinyal *input* sampai sinyal *output temperatur transmitter* dapat ditunjukkan pada gambar berikut.

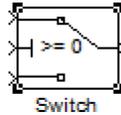


Gambar 2.19 Diagram blok *temperature transmitter*

2.8 Switch

Switch digunakan sebagai pengendali on/off secara otomatis berdasarkan inputan yang diberikan/diinginkan dimana pass melalui input 1 ketika input 2 memenuhi kriteria yang dipilih; Jika tidak, lewati masukan 3. Masukan diberi nomor atas ke bawah (atau kiri ke kanan). Kriteria input 1 pass-through adalah input 2 lebih besar dari atau sama, lebih besar dari, atau tidak sama dengan ambang batas. Port input pertama dan ketiga adalah port data, dan port input kedua adalah port kontrol. Seperti pada gambar dibawah ini ketika data pada port atas atau port 1 tidak sesuai dengan kriteria port 2 atau port kontrol maka akan diberikan nilai data dari port 3 sebagai keluaran. Sebaliknya

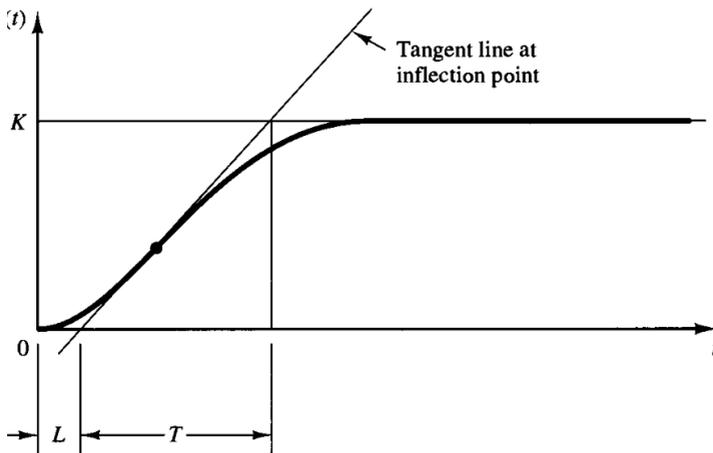
ketika memenuhi kriteria pada port 2, maka nilai keluaran dihasilkan dari data port 1.



Gambar 2.20 Switch pada *library* Simulink matlab

2.9 Metode Kurva Reaksi

Untuk memperoleh nilai dari K_p , T_i , dan T_d yaitu menggunakan metode kurva reaksi. Metode ini berdasarkan pada pengukuran – pengukuran dari pengujian sistem dengan loop kontrol terbuka (*open loop*) sehingga tidak ada aksi kontrol. Respons keluaran variable diamati, sebagai persentase terhadap jangkauan skala penuh, terhadap masukan ini, dan grafik yang menggambarkan relasi antara variable terhadap waktu juga diplotkan. Grafik ini disebut sebagai *kurva reaksi proses*.^[10]



Gambar 2.21 Grafik reaksi proses

Garis tangen digambarkan untuk mendapatkan gradien maksimum dari grafik yang digambarkan. Waktu antara titik mulainya sinyal uji dan titik di mana garis tangen ini memotong sumbu waktu grafik disebut sebagai jeda/ketertinggalan (*lag*) L . Jika nilai dari gradien maksimum adalah M , yang dinyatakan sebagai persentase perubahan variable yang ditentukan per menit, maka tabel 2.4 menunjukkan kriteria yang diberikan oleh *Ziegler* dan *Nichols* untuk menentukan pengaturan pengontrol. Dasar di balik penetapan kriteria ini adalah memberikan respons loop tertutup untuk sistem yang memperlihatkan peluruhan amplitudo kuartal, yakni amplitudo respons sistem yang memperlihatkan osilasi yang meluruh terhadap waktu sedemikian rupa sehingga amplitudonya akan berkurang seperempat pada setiap osilasinya.^[10]

Tabel 2.4 Pengaturan untuk metode kurva reaksi proses

Tipe Pengontrol	K_p	T_i	T_d
P	T/L	~	0
PI	0,9 T/L	L/0,3	0
PID	1,2 T/L	2L	0,5L

Kurva berbentuk-s mempunyai dua konstanta, waktu mati (*dead time*) L dan waktu tunda T . Dari gambar 2.21 terlihat bahwa 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. Garis singgung itu 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 .^[10]

Penalaan parameter PID didasarkan perolehan kedua konstanta itu. *Ziegler* dan *Nichols* melakukan eksperimen dan menyarankan parameter penyetelan nilai K_p , T_i , dan T_d dengan

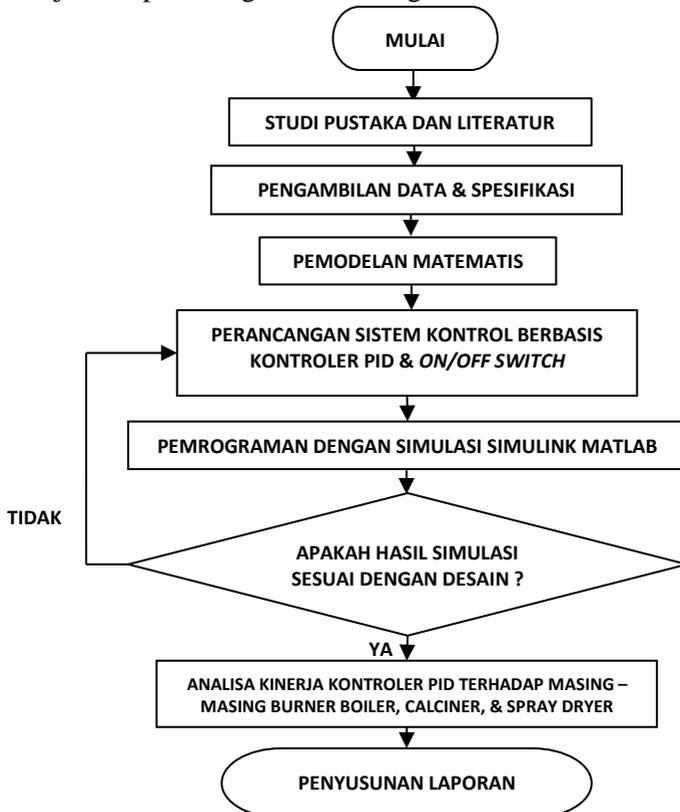
didasarkan pada kedua parameter tersebut. Tabel 2.4 diatas merupakan rumusan penalaan parameter PID berdasarkan cara kurva reaksi.^[10]

BAB III METODOLOGI PENELITIAN

Pada bab ini akan dijelaskan mengenai langkah-langkah penelitian, mulai dari diagram blok sistem pengendalian hingga perancangan sistem kontrol berbasis *switch* pada simulink matlab r2011a.

3.1 Alur Penelitian

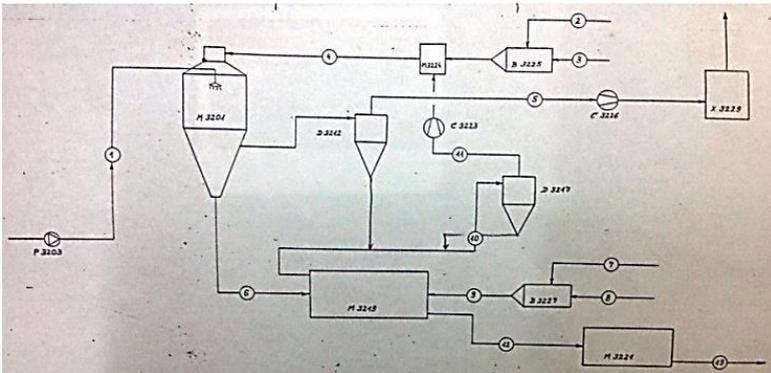
Adapun alur pada penelitian tugas akhir ini dapat ditunjukkan pada diagram alir sebagai berikut:



Gambar 3.1 Diagram Alir Penelitian

3.2 Pengambilan Data & Spesifikasi

Adapun pada pengambilan data dan spesifikasi penelitian tugas akhir ini dilakukan pengambilan data-data yang diperlukan untuk mendeskripsikan proses burner pada plant boiler, calciner, dan spray dryer. Data-data diperoleh baik dari data desain plant, data spesifikasi peralatan, maupun data-data parameter umum berupa temperatur dari burner untuk kebutuhan tiap plant, tekanan yang dikendalikan untuk tiap burner yang diperoleh dari PT.PetroCentral dapat ditunjukkan sebagai berikut dan lebih jelasnya dapat dilihat pada lampiran A:

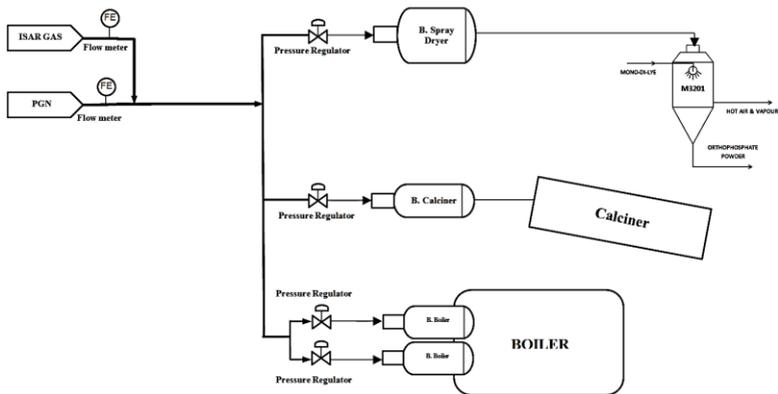


Gambar 3.2 *Process Flow Diagram* di PetroCentral

Dari *process flow diagram* diatas terdapat tabel *material balance* dari spray dryer dan calciner menurut nomor yang tertera pada gambar 3.2 secara runtut dari nomor 1 hingga 13 dimana dari bahan baku awal spray dryer berupa *mono di-lye* menjadi bahan baku akhir atau produk berupa bubuk *sodium tripoly phosphate* yang berasal dari produk akhir calciner yang tertera semua propertiesnya beserta keterangan input output nilainya dalam tabel 3.1 berikut ini yang dalam versi jelasnya dapat dilihat pada lampiran B.

Tabel 3.1 *Material Balance* dari PFD di PetroCentral

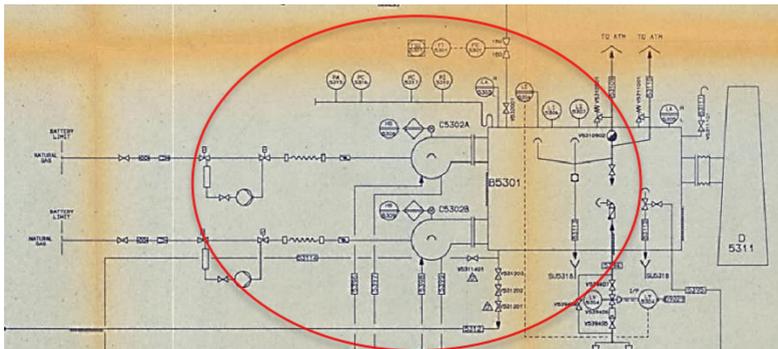
No	Material	mL (Air Flow-Wet) (kg/h)	m t k (Air Flow-Dry) (kg/h)	ms (Solid flow-wet) (kg/h)	m s t k (Solid flow-dry) (kg/h)	x (humidity) (kg/kg)	T (temperature) (ur) oc	Y (specific weight) (kg/m ³)	v t (air flow-wet) (m ³ /h)	Q (heat consumption) (kJ/h)	v D (fuel consumption) (m ³ /h)
1	Feed Mono-Di-Lye to spray dryer	0.0000	0.0000	14,050.00	6,313.00	1.2260	80.0000	1,560.00	0.0000	0.0000	0.0000
2	Air to combustion chamber	30,594.60	30,024.10	0.0000	0.0000	0.0190	26.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
3	Fuel oil to burner	0.0000	0.0000	498.4000	0.0000	0.0000	26.0000	839.3000	0.0000	0.0000	0.5960
4	Hot air to spray dryer	54,154.20	51,585.90	0.0000	0.0000	0.0490	450.0000	0.0000	0.0000	32,908,249.00	0.0000
5	Waste gas to wet scrubber	65,691.10	56,000.20	0.0000	0.0000	0.1730	140.0000	0.7880	83,336.90	34,718,922.00	0.0000
6	Ortho-Phos mixture to calciner	0.0000	0.0000	7,010.000	6,313.00	0.1111	90.0000	450.0000	0.0000	0.0000	0.0000
7	Air to combustion chamber	18,103.80	17,766.50	0.0000	0.0000	0.0190	26.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
8	Fuel oil to combustion chamber	0.0000	0.0000	256.7000	0.0000	0.0000	26.0000	837.3000	0.0000	0.0000	0.3070
9	Hot air to calciner	18,360.40	17,722.50	0.0000	0.0000	0.0360	550.0000	0.0000	0.0000	12,570,446.50	0.0000
10	Waste gas to dedusting unit	23,060.80	21,646.60	0.0000	0.0000	0.0650	220.0000	0.6930	33,255.60	8,985,766.300	0.0000
11	Waste gas to Air-mixing chamber	23,060.80	21,646.60	0.0000	0.0000	0.0650	220.0000	0.6930	33,255.60	8,985,766.300	0.0000
12	Sodium Tripoly phosphate to cooler	0.0000	0.0000	6,313.000	6,313.00	0.0001	320.0000	600.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13	Sodium Tripoly phosphate final	0.0000	0.0000	6,313.000	6,313.00	0.0001	40.0000	600.0000	0.0000	0.0000	0.0000

**Gambar 3.3** Existing plant PT.PetroCentral

Untuk menghasilkan steam atau panas, maka tiap burner dari Spray Dryer, Calciner dan Boiler memerlukan gas atau natural gas sebagai bahan bakar yang di supply oleh PT ISAR GAS sebanyak 30 % dan PT PGN sebanyak 70 % yang di inject kan menjadi satu jalur pipa gas dan didistribusikan menuju *Burner Calciner* , *Burner Boiler* dan *Burner Spray Dryer*. Dimana

pressure regulator tiap – tiap burner peralatan diatur secara manual dan dibuat stand by pada tekanan yang telah ditentukan. Untuk pengaturan tekanan gas yang dibutuhkan burner menggunakan motor servo yang akan membuka berdasarkan tekanan dari range pressure regulator yang telah diatur sebelumnya. Lalu untuk mematikan burner spray dryer yang berada di lantai 9 dan calciner di lapangan dilakukan secara manual pada tiap – tiap JB yang berada di lokasi.

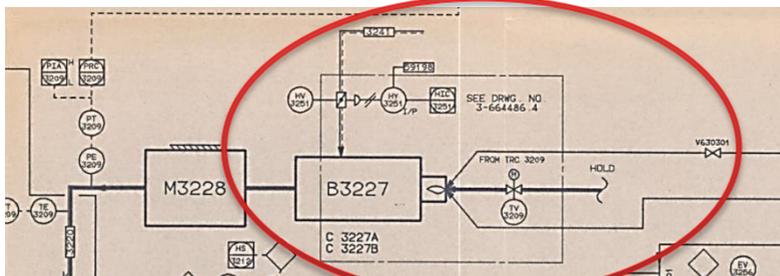
Sehingga dilakukan perancangan sistem pengendalian tekanan pada masing – masing peralatan burner dari boiler, calciner, dan spray dryer. Kemudian digunakan sebuah logic solver untuk mematikan peralatan yang tidak dipergunakan secara on/off melalui perintah yang terkontrol pada control room sehingga operator tidak perlu secara manual pergi ke lokasi JB. Untuk dapat menjelaskan secara detail mengenai alur proses pada *plant*, maka diperlukan *Piping and Instrumentation Diagram* (P&ID). Dengan membaca P&ID maka akan tahu jalur pipa, *valve*, *instrument*, dan *equipment* apa saja yang digunakan untuk merancang *plant* tersebut.



Gambar 3.4 Existing P&ID Burner Boiler

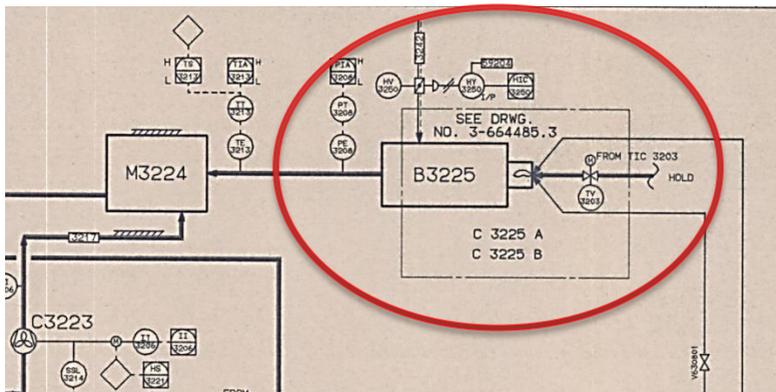
Tabel 3.2 Peralatan pada PID Burner Boiler

Peralatan	Jumlah & Spesifikasi
Pressure Regulator	2 Buah (masing-masing 100mbar)
Burner	2 Buah (B1 & B2)
Motor Servo	Motor Servo B1 & Motor Servo B2 (T_s 130 ⁰)
Mekanisme Kerja Burner Boiler	Burner 1 dan burner 2 berjalan secara bersamaan saat belum memenuhi temperatur yang diinginkan. Setelah temperatur yang ditentukan tercapai maka burner 2 atau burner 1 akan mati (salah satu akan off) tetapi ketika temperatur kurang dari yang ditentukan maka kedua burner akan berjalan semua (bersamaan) dan begitu seterusnya.

**Gambar 3.5** Existing P&ID Burner Calciner

Tabel 3.3 Peralatan pada PID Burner Calciner

Peralatan	Jumlah & Spesifikasi
Pressure Regulator	1 Buah (120mbar)
Burner	1 Buah (B3227)
Motor Servo	Motor Servo B3227 (T_s 130 ⁰)
Mekanisme Kerja Burner Calciner	Burner Calciner akan menyala berdasarkan Junction Box yang dinyalakan On/Off secara manual oleh operator karena tidak ada On/Off langsung dari control room. Supply gas untuk burner diatur berdasarkan motor servo pada burner karena tekanan pada pressure regulator diatur standby pada 120mbar walaupun saat burner calciner sedang mati.

**Gambar 3.6** Existing P&ID Burner Spray Dryer

Tabel 3.4 Peralatan pada PID Burner Spray Dryer

Peralatan	Jumlah & Spesifikasi
Pressure Regulator	1 Buah (120mbar)
Burner	1 Buah (B3225)
Motor Servo	Motor Servo B3225 (T_s 130 ⁰)
Mekanisme Kerja Burner Spray Dryer	Burner Spray Dryer akan menyala berdasarkan Junction Box dinyalakan On/Off secara manual oleh operator pada lt.9 karena tidak ada On/Off langsung dari control room. Supply gas untuk burner diatur berdasarkan motor servo pada burner karena tekanan pada pressure regulator diatur standby pada 120mbar walaupun saat burner spray dryer sedang mati.

Tabel 3.5 Kadar dan berat molekul gas campuran^[5]

Zat			Nilai Pembakaran Atas	
Bahan Bakar	Rumus Kimia	Kadar	Berat Molekul	kJ/m³
Methane	CH ₄	92,10 %	16,043	37.204
Ethane	C ₂ H ₆	3,07 %	30,071	65.782
Propane	C ₃ H ₈	2,17 %	44,099	95.103
i-Butane	C ₄ H ₁₀	0,51 %	58,126	123.453
n-Butane	C ₄ H ₁₀	0,56 %	58,126	123.725
i-Pentane	C ₅ H ₁₂	0,18 %	72,153	147.003
n-Pentane	C ₅ H ₁₂	0,12 %	72,153	147.337
n-Hexane	C ₆ H ₁₄	0,14 %	86,181	174.866
Nitrogen	N ₂	0,71 %	28,013	0
Karbon Dioksida	CO ₂	0,45 %	44,010	0

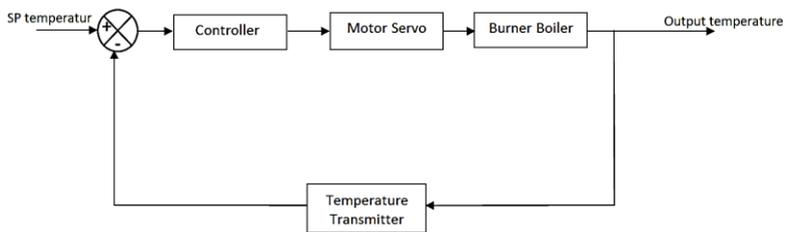
*Semua harga gas telah dikoreksi pada 1 atm dan 20°C (68°F)

3.3 Pemodelan Matematis

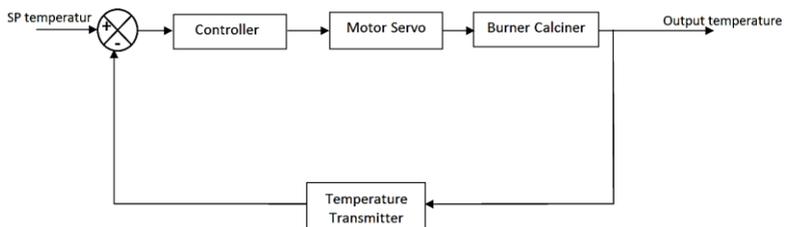
Pemodelan gas burner pada tiap peralatan di boiler, calciner, dan spray dryer dilakukan berdasarkan alur diagram blok sistem pengendalian, dalam hal ini pengaturan aktuator yang menggunakan control valve dengan penggerak motor servo berdasarkan tekanannya. Kemudian transmitter yang digunakan yaitu temperatur transmitter untuk memonitor suhu dari burner sebagai pemanas. Pemodelan matematis keseluruhan akan secara runtut disajikan sebagai berikut :

3.3.1 Diagram Blok Masing – masing Peralatan

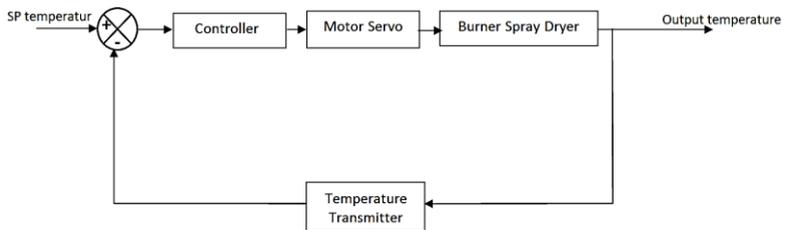
Untuk sistem gas burner pada boiler, calciner, dan spray dryer memiliki diagram blok masing – masing yang akan disajikan sebagai berikut :



Gambar 3.7 Diagram Blok Sistem Pengendalian Temperatur pada Boiler



Gambar 3.8 Diagram Blok Sistem Pengendalian Temperatur pada Calciner

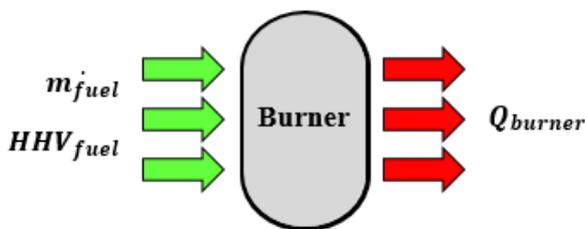


Gambar 3.9 Diagram Blok Sistem Pengendalian Temperatur pada Spray Dryer

Dari diagram blok diatas yang akan dijadikan acuan dalam pembuatan pemrograman Simulink matlab dengan mengikuti urutan berdasarkan diagram blok tersebut sehingga akan dihasilkan sistem pengendalian yang diinginkan.

3.3.2 Pemodelan Burner

Untuk memperoleh kalor atau panas yang diperoleh dari hasil pembakaran, maka diperlukan burner. Dalam hal ini terdapat 4 buah burner untuk burner boiler 2 unit, burner calciner 1 unit, burner spray dryer 1 unit. Dimana proses dinamika yang terjadi pada burner dapat dijelaskan pada gambar berikut.



Gambar 3.10 Proses dinamika pada burner

Dari proses dinamika pada gambar 3.11, maka persamaan hukum kesetimbangan pada *burner* yang sebelumnya telah dituliskan pada persamaan 2.10 pada bab sebelumnya.

Dimana perhitungan HHV gas campuran diperoleh berdasarkan tabel 3.4 dan berikut perhitungannya :

Berat molekul campuran gas =

$$0,9210(16,043) + 0,0307(30,071) + 0,0217(44,099) + 0,0051(58,126) + 0,0056(58,126) + 0,0018(72,153) + 0,0012(72,153) + 0,0014(86,181) + 0,0071(28,013) + 0,0045(44,010) = 14,775603 + 0,9231797 + 0,9569483 + 0,2964426 + 0,3255056 + 0,1298754 + 0,0865836 + 0,1206534 + 0,1988923 + 0,198045 = 18,0117289 \text{ kg/kg}\cdot\text{mol}$$

(HHV_v) campuran =

$$0,9210(37,204) + 0,0307(65,782) + 0,0217(95,103) + 0,0051(123,453) + 0,0056(123,725) + 0,0018(147,003) + 0,0012(147,337) + 0,0014(174,866) + 0,0071(0) + 0,0045(0) = 34,264,884 + 2,019,5074 + 2,063,7351 + 629,6103 + 692,86 + 264,6054 + 176,8044 + 244,8124 + 0 + 0 = 40.356,8 \text{ kJ/m}^3$$

1. Nilai HHV dan perhitungan Q_{burner} pada Spray Dryer

*HHV pada Spray Dryer ($T = 29^{\circ}\text{C}$, $P = 2,2 \text{ bar}$) mengacu pada persamaan 2.4 diperoleh :

$$\begin{aligned} (\text{HHV}_v)_{29^{\circ}\text{C}, 2,2 \text{ bar}} &= 40.356,819 \frac{P}{P_r} \frac{T_r}{T} \\ &= 40.356,819 \left(\frac{2,2}{1}\right) \left(\frac{293}{302}\right) \\ &= 86.139,09115 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Mengacu pada persamaan 2.6 diperoleh :

$$\begin{aligned} \text{Volume jenis campuran gas (v)} &= \frac{R_u T}{P (mw)} \\ &= \frac{0,08314 \cdot 302}{2,2 \cdot 18,0117289} \end{aligned}$$

$$= \frac{25,10828}{39,62580358} = 0,63363 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Mengacu pada persamaan 2.5 diperoleh :

$$\begin{aligned} \text{HHV}_m &= v \cdot (\text{HHV}_v) = 0,63363 \cdot 86.139,09115 \\ &= 54.580,70813 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Perhitungan Q_{burner} Spray Dryer mengacu pada persamaan 2.10 diperoleh :

$$\begin{aligned} Q_{\text{burner}} &= m_{\text{fuel}} \times \text{HHV}_{\text{fuel}} \\ &= 0,13844 \times 54.580,70813 \\ &= 7.556,3958 \text{ kJ/s} \end{aligned}$$

2. Nilai HHV dan perhitungan Q_{burner} pada Calciner

*HHV pada Calciner ($T = 27^\circ\text{C}$, $P = 2,2 \text{ bar}$) mengacu pada persamaan 2.4 diperoleh :

$$\begin{aligned} (\text{HHV}_v)_{27^\circ\text{C}, 2,2 \text{ bar}} &= 40.356,819 \frac{P}{P_r} \frac{T_r}{T} \\ &= 40.356,819 \left(\frac{2,2}{1} \right) \left(\frac{293}{300} \right) \\ &= 86.713,5176 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Mengacu pada persamaan 2.6 diperoleh :

$$\begin{aligned} \text{Volume jenis campuran gas (v)} &= \frac{R_u T}{P (mw)} \\ &= \frac{0,08314 \cdot 300}{2,2 \cdot 18,0117289} \end{aligned}$$

$$= \frac{24,942}{39,62580358} = 0,629438 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Mengacu pada persamaan 2.5 diperoleh :

$$\begin{aligned} \text{HHV}_m &= v \cdot (\text{HHV}_v) = 0,629438339 \cdot 86.71335176 \\ &= 54.580,7081 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Perhitungan Q_{burner} Calciner mengacu pada persamaan 2.10 diperoleh :

$$\begin{aligned} Q_{\text{burner}} &= m_{\text{fuel}} \times \text{HHV}_{\text{fuel}} \\ &= 0,081666 \times 54.580,70813 \\ &= 4.457,4244 \text{ kJ/s} \end{aligned}$$

3. Nilai HHV dan perhitungan Q_{burner} pada Boiler

*HHV pada Boiler ($T = 31^\circ\text{C}$, $P = 2,2 \text{ bar}$) mengacu pada persamaan 2.4 diperoleh :

$$\begin{aligned} (\text{HHV}_v)_{29^\circ\text{C}, 2,2 \text{ bar}} &= 40.356,819 \frac{P}{P_r} \frac{T_r}{T} \\ &= 40.356,819 \left(\frac{2,2}{1} \right) \left(\frac{293}{304} \right) \\ &= 85.572,3866 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Mengacu pada persamaan 2.6 diperoleh :

$$\begin{aligned} \text{Volume jenis campuran gas (v)} &= \frac{R_u T}{P (mw)} \\ &= \frac{0,08314 \cdot 304}{2,2 \cdot 18,0117289} \\ &= \frac{25,10828}{39,62580358} = 0,637830 \text{ m}^3/\text{kg} \end{aligned}$$

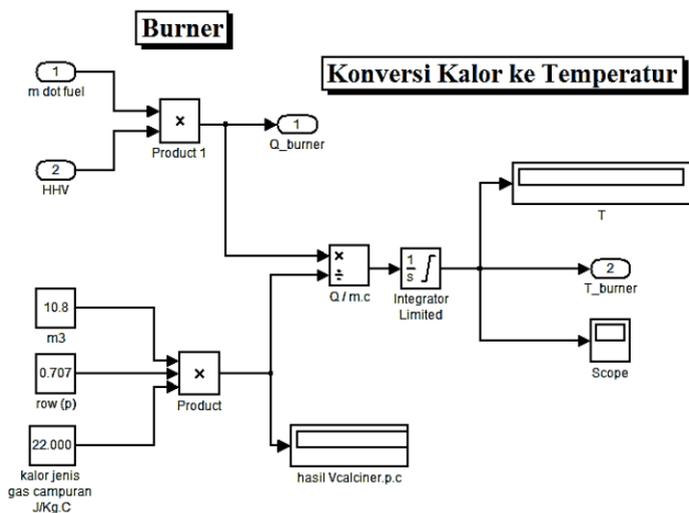
Mengacu pada persamaan 2.5 diperoleh :

$$\begin{aligned} \text{HHV}_m &= v \cdot (\text{HHV}_v) = 0,637830 \cdot 85.572,3866 \\ &= 54.580,70813 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Perhitungan Q_{burner} Boiler mengacu pada persamaan 2.10 diperoleh :

$$\begin{aligned} Q_{\text{burner } 1} &= m_{\text{fuel}} \times \text{HHV}_{\text{fuel}} \\ &= 0,05555 \times 54.580,70813 \\ &= 3.032,2615 \text{ kJ/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{burner } 2} &= m_{\text{fuel}} \times \text{HHV}_{\text{fuel}} \\ &= 0,05555 \times 54.580,70813 \\ &= 3.032,2615 \text{ kJ/s} \end{aligned}$$



Gambar 3.11 Pemodelan *burner* dengan nilai T pada simulink

3.3.3 Pemodelan Aktuator

Dalam hal ini aktuator yang digunakan yaitu *control valve* berupa *solenoid valve* dengan penggerak berupa *motor servo*. Untuk mengontrol laju aliran bahan bakar gas menuju burner maka digunakan persamaan dari *control valve*. *Control valve* yang digunakan yaitu jenis *linear control valve*. *Control valve* tersebut digunakan untuk mengatur laju aliran bahan bakar gas yang menuju masing – masing burner dengan mengendalikan tekanannya. I/P converter, menerima input sinyal elektrik 4-20 mA yang diubah menjadi sinyal pneumatic 3-15 psi dimana berfungsi untuk menggerakkan *dampner* agar membuka dan menutup 0-100% dalam mengatur laju aliran bahan bakar gas. Adapun model matematis dari *control valve* dengan penggerak *motor servo* adalah sebagai berikut :

$$\frac{\dot{m}_b(s)}{u(s)} = \frac{K_v}{\tau_v s + 1} \quad [3.4]$$

Keterangan:

- $\dot{m}_b(s)$ = Laju aliran bahan bakar yang termanipulasi (Kg/s)
- $u(s)$ = Sinyal masukan *motor servo* (mA)
- K_v = *Gain motor servo*
- τ_v = *Time constant motor servo* (s)

Untuk menentukan gain total dari *motor servo*, digunakan persamaan sebagai berikut.

$$K_v = G_v \cdot G_\tau \quad [3.5]$$

Dimana,

$$G_v = \frac{\text{Span tekanan I/P}}{\text{Span sinyal kontrol}} \quad [3.6]$$

$$G_\tau = \frac{d}{dx} f(x) \frac{\dot{m}_{max}}{\text{Span tekanan I/P}} \quad [3.7]$$

Gas yang mengalir pada *motor servo* ini memiliki ketentuan dengan mengacu pada persamaan 2.2 bab sebelumnya untuk mengubah tekanan (P) dari 0-100mbar menjadi flow (q) menghasilkan sebagai berikut :

$$Q = \frac{\pi P d^4}{(128 \eta L)}$$

$$Q = \frac{\frac{22}{7} \cdot 10^4 \cdot (0,0508)^4}{(128 \cdot 1,10 \cdot 2,5)}$$

$$Q = 5,946163223 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$$

Laju aliran minimum	=	0 m ³ /s
Laju aliran maksimum	=	5,946163223 . 10 ⁻⁴ m ³ /s
Massa jenis zat	=	0,707 kg/m ³
Laju massa minimum	=	0 kg/detik
Laju massa maksimum	=	4,203937399 . 10 ⁻⁴ kg/ detik

Untuk menghitung *gain motor servo* dengan menggunakan persamaan :

$$G_V = \left(\frac{\text{Span Output}}{\text{Span Input}} \right) \quad [3.8]$$

dengan *span input* adalah arus yang masuk dari *controller* yaitu 4-20 mA sedangkan *span output* adalah laju aliran menuju *burner* dengan laju aliran minimal sebesar 0 kg/detik dan laju aliran maksimal sebesar 4,203937399 . 10⁻⁴ kg/detik, maka didapatkan:

$$G_v = \frac{(4,203937399 \cdot 10^{-4}) - (0)}{15-3} = 3,503281166 \cdot 10^{-5} \text{ kg/detik.mA}$$

dengan *span input* adalah arus yang masuk dari *controller* yaitu 4-20 mA.

Gain I/P,

$$G_\tau = \frac{15-3 \text{ (psi)}}{20-4 \text{ (mA)}} = 0,75 \text{ psi/mA}$$

Sehingga diperoleh *gain total control valve*:

$$\begin{aligned} K_v &= G_v \cdot G_\tau \\ &= 3,503281166 \cdot 10^{-5} \times 0,75 \\ &= 2,627460874 \cdot 10^{-5} \end{aligned}$$

Time constant efektif *control valve* diperoleh berdasarkan hubungan waktu *stroke*, perfreksional terhadap posisi *valve* dan perbandingan konstanta waktu inferent terhadap waktu *stroke* yang dinyatakan:

$$\tau_{cv} = Tv \cdot (\Delta V + Rv) \quad [3.9]$$

dengan:

τ_{cv} = *time constant motor servo* (detik)

Tv = waktu *stroke* penuh dari *motor servo* (7,2)

Tv = $\frac{Y_c}{C_v}$

$Y_c = 0,676$ (faktor *stroking time valve*)

$C_v = 0,39$ (koefisien *control valve*)

Rv = perbandingan konstanta waktu *inverent* terhadap waktu *stroke*

$Rv = 0,03$ (jenis aktuatur piston)

$Rv = 0,003$ (untuk jenis aktuatur diaphragma)

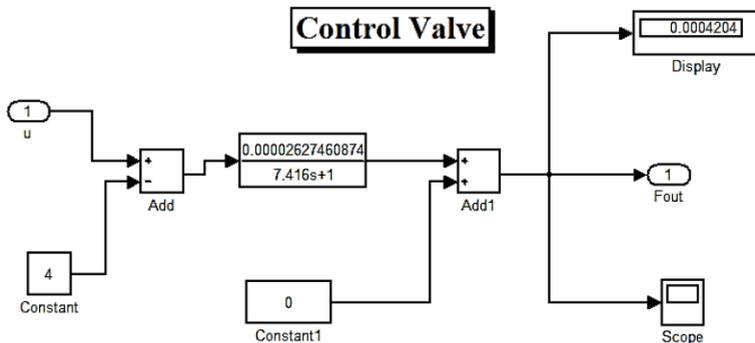
$$\Delta V = \frac{\text{aliran maks} - \text{aliran min}}{\text{aliran maks}} \dots \dots \dots [3.10]$$

$$\Delta V = \frac{(4,203937399 \cdot 10^{-4}) - (0)}{(4,203937399 \cdot 10^{-4})} = 1$$

$$\tau_{cv} = 7,2 \cdot (1 + 0,03) = 7,416 \text{ detik}$$

sehingga pemodelan *control valve* menjadi:

$$\frac{m_b(s)}{U(s)} = \frac{2,627460874 \cdot 10^{-5}}{7,416s+1} \dots\dots\dots [3.11]$$



Gambar 3.12 Pemodelan *Control Valve* pada simulink

3.3.4 Pemodelan Matematis *Temperature Transmitter*

Untuk dapat mengatur bukaan dari motor servo yang dibutuhkan oleh masing-masing burner peralatan serta mentransmisikan sinyal pembacaan menuju *control room* maka diperlukan *temperature transmitter* agar sebagai acuan untuk bukaan dari motor servo untuk mengalirkan bahan bakar sesuai kebutuhan temperatur. *Input* dari *temperature transmitter* ini berupa besaran fisis temperature dengan range 0-1639°C untuk dikonversi menjadi arus listrik dengan range 4-20mA. Jadi span input pada temperatur transmitter adalah sebesar 0-1639 °C karena temperatur dari burner sendiri sangat tinggi. Secara umum

model matematis dari *temperatur transmitter* dapat didekati dengan sistem orde 1 sebagaimana pada persamaan berikut :

$$\frac{u(s)}{T(s)} = \frac{K_T}{\tau_T s + 1} \quad [3.12]$$

Keterangan:

$T(s)$ = Temperatur yang terbaca ($^{\circ}\text{C}$)

$u(s)$ = Sinyal *output temperatur transmitter* (mA)

K_T = *Gain temperatur transmitter*

τ_T = *Time constan temperatur transmitter*

Dikarenakan hubungan antara *input temperature transmitter* dengan *output* bersifat linier, maka untuk menentukan *gain* dari *temperature transmitter* digunakan persamaan linier yang merubah besaran fisis (temperatur) menjadi arus listrik (mA) seperti pada persamaan berikut.

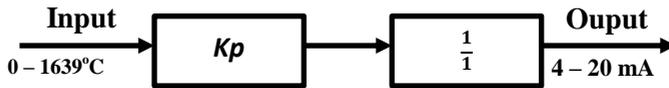
$$\begin{aligned} K_T &= \frac{(\text{Span output})}{(\text{Span input})} & [3.13] \\ &= \frac{(20-4)\text{mA}}{(1639,1201977991-0)\text{Kg/cm}^2} \end{aligned}$$

$$K_T = 0,009761334178 \frac{\text{mA}}{^{\circ}\text{C}}$$

$$\tau_T = \frac{63,2}{100} \cdot 0\text{s} = 0\text{s}$$

Karena dianggap bahwa respon dari *temperature transmitter* jauh lebih cepat dari respon *plant* ($\tau_{\text{transmitter}} \ll \tau_{\text{plant}}$), maka model dari kedua *transmitter* dianggap memiliki *time constant* 0 dan hanya berupa *gain* dengan nilai 1. Besarnya *gain* dan bias *transmitter* dapat ditentukan melalui persamaan linier yang menghubungkan *range input* dan *range output* dari *transmitter*. Nilai *settling time* sebesar 1s. Dengan menggunakan ilustrasi tersebut maka diagram blok mekanisme konversi sinyal *input*

sampai sinyal *output temperatur transmitter* dapat ditunjukkan pada gambar berikut.

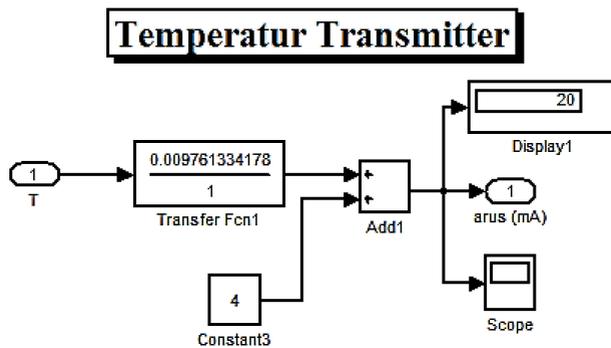


Gambar 3.13 Diagram blok *temperatur transmitter*

Dengan mensubstitusikan persamaan [3.12] pada persamaan [3.13] maka didapatkan model matematis dari *temperature transmitter* dengan karakteristik linier adalah sebagai berikut:

$$\frac{T_{Oy}}{T_{Ox}} = \frac{0,009761334178}{1} \quad [3.14]$$

Dari diagram blok pada gambar 3.14 diatas, serta mengacu pada persamaan [3.14] maka pemodelan *temperature transmitter* secara keseluruhan akan diterapkan pada simulink.



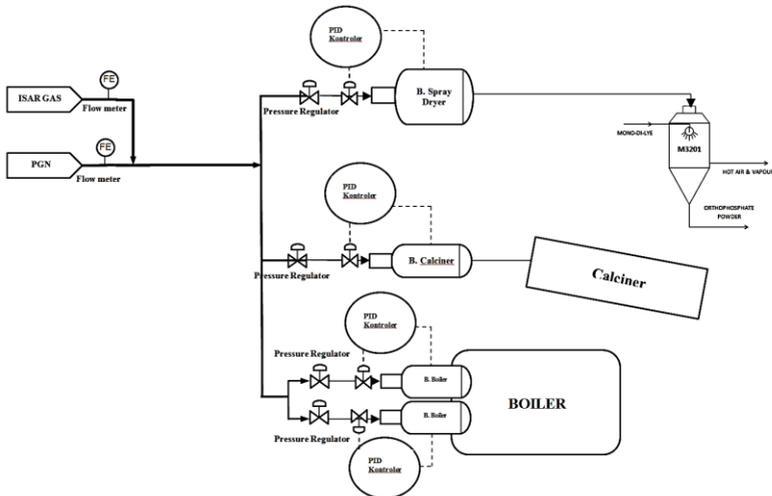
Gambar 3.14 Pemodelan *Temperature Transmitter* pada simulink

3.4 Perancangan Sistem Kontrol Berbasis Kontroler PID dan Switch

Adapun sistem kontrol untuk mengendalikan tiap – tiap burner dari burner boiler, burner calciner, dan burner spray dryer dari masing-masing loop menggunakan kontroler PID dan sebagai sistem on/off atau trip dari sistem menggunakan switch yang akan dijelaskan pada 3.4.1 dan 3.4.2 sebagai berikut :

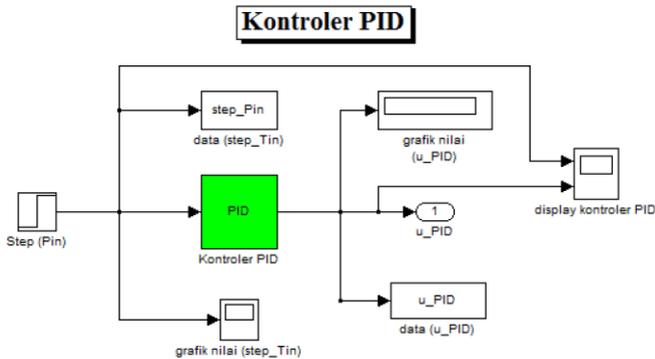
3.4.1 Perancangan Sistem Kontrol Temperatur Berbasis Kontroler PID

Perancangan sistem kontrol berbasis kontroler PID ini bertujuan untuk menentukan parameter aksi kontrol *proportional*, *integral*, dan *derivative* pada *plant*. Proses ini dilakukan dengan cara *trial and error*. Keunggulan menggunakan cara ini adalah dalam penggunaannya tidak perlu identifikasi *plant* sehingga dalam penentuan parameter *plant* dilakukan dengan melihat respon grafis atau dari analitis yaitu dengan cara mencoba – coba memberikan konstanta PID pada formulanya hingga diperoleh hasil yang diinginkan dengan mengacu pada karakteristik masing-masing kontrol.



Gambar 3.15 Perancangan sistem kontrol temperatur berbasis kontroler PID

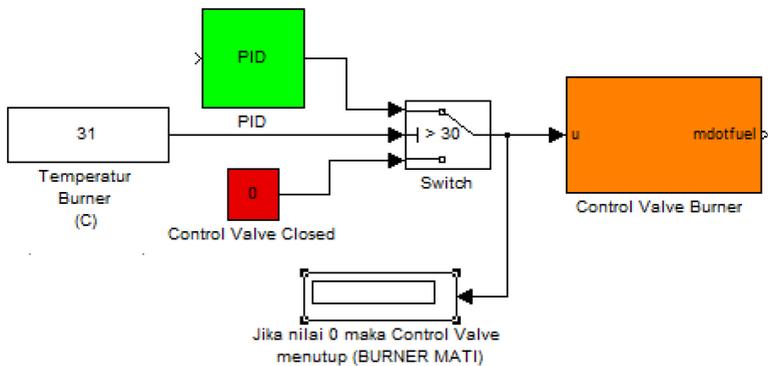
Nilai konstanta perhitungan PID di tuning secara trial and error, proses ini dilakukan dengan mencoba-coba eksperimental nilai proportional dan integral pada formula PID hingga ditemukan hasil sistem yang stabil. Setelah dilakukan variasi konstanta proportional, integral, dan derivative dengan mengacu pada karakteristik dari masing-masing kontrol, maka didapatkan konstanta yang tepat dengan nilai $P = 21$, nilai $I = 0.15$, dan nilai $D = 60,89$ untuk mengakomodasi pengendalian temperatur pada boiler, konstanta yang tepat dengan nilai $P = 21$, nilai $I = 0.11$, dan nilai $D = 49.655$ untuk mengakomodasi pengendalian temperatur pada calciner, dan konstanta yang tepat dengan nilai $P = 17$, nilai $I = 0.11$, dan nilai $D = 37$ untuk mengakomodasi pengendalian temperatur pada spray dryer. Adapun perancangan sistem kontrol temperature berbasis kontroler PID dapat ditunjukkan pada gambar berikut.



Gambar 3.16 Sistem kontrol temperature berbasis kontroler PID

3.4.2 Perancangan Sistem *On/Off* Untuk Keadaan *Trip*

Perancangan sistem *on/off* dengan melihat nilai dari temperatur yang tertera pada display, maka jika dalam keadaan normal yang artinya suhu burner atau temperaturnya berkisar antara 1-2000⁰C (tergantung set point yang diinginkan burner) yaitu masih ada pemakaian dari gas untuk burner. Tetapi ketika burner tidak dibutuhkan atau *trip* maka temperatur pada display tertera 0 dan diindikasikan keluarannya menuju *control valve* juga 0 yang berarti tidak ada aliran gas atau motor servo tidak membuka sama sekali, jadi dapat dishutdown dari control room dengan mudah. Pada sistem *on/off* dengan switch di Simulink matlab dimana port input pertama dan ketiga adalah port data, dan port input kedua adalah port kontrol. Seperti pada gambar dibawah ini ketika data pada port atas atau port 1 tidak sesuai dengan kriteria port 2 atau port kontrol maka akan diberikan nilai data dari port 3 sebagai keluaran. Sebaliknya ketika memenuhi kriteria pada port 2, maka nilai keluaran dihasilkan dari data port 1. Dimana dari penjelasan diatas dapat dilihat pada rancangan *switch* di bawah ini sebagai berikut.



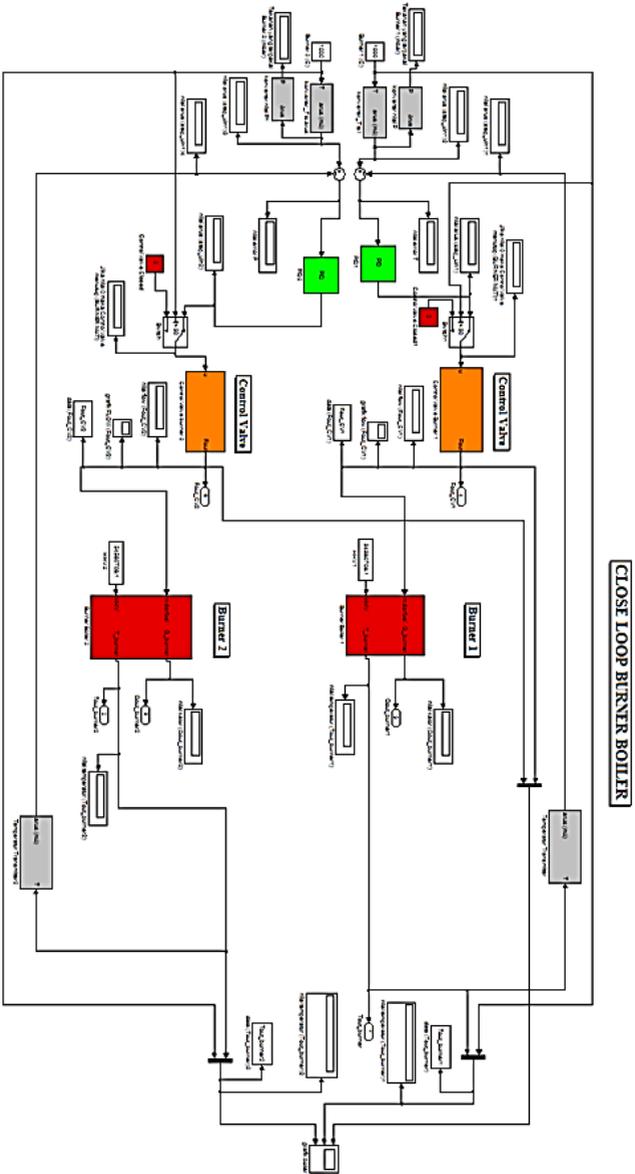
Gambar 3.17 Sistem *Trip* Dengan *Switch*

3.5 Pemrograman dengan Simulasi Simulink Matlab

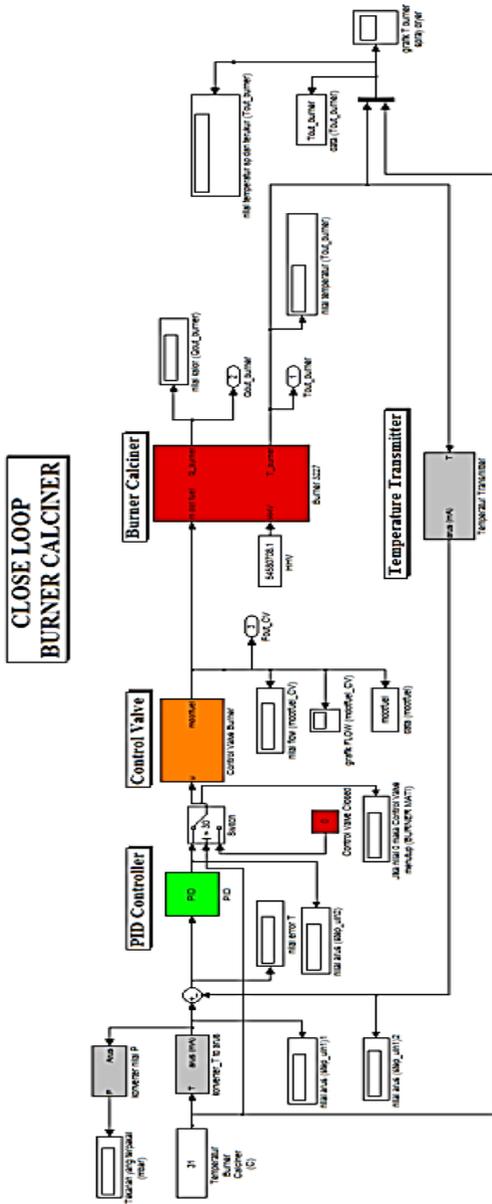
Adapun pemrograman dilakukan dengan simulasi Simulink matlab menggunakan matlab 2011ra versi 7.12 yang akan disajikan yaitu *closed loop* (dari burner boiler, burner calciner, dan burner spray dryer) dan *open loop* (dari burner boiler, burner calciner, dan burner spray dryer) sehingga nanti akan dianalisa dan dibahas hasil responnya pada bab berikutnya.

3.5.1 *Closed Loop* Simulasi Simulink Matlab

Adapun closed loop dari burner boiler, burner calciner, dan burner spray dryer akan disajikan sebagai berikut:

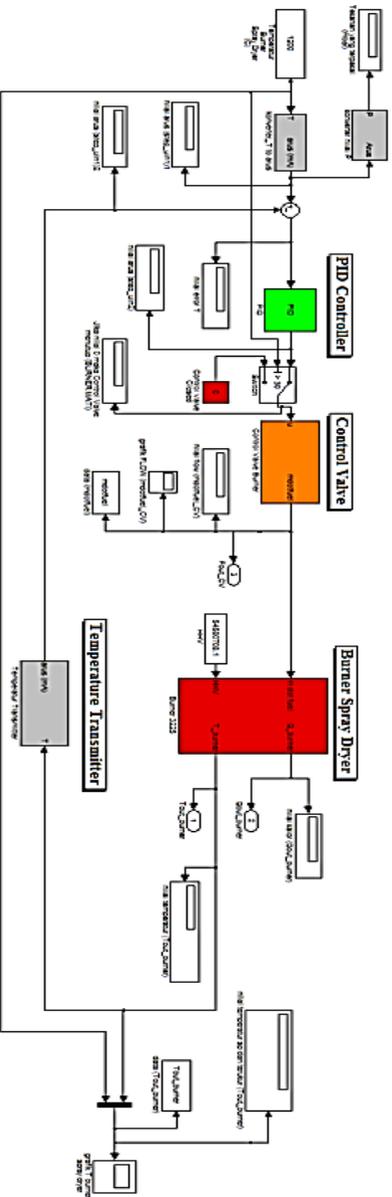


Gambar 3.18 Closed Loop Burner Boiler (2 buah burner)



Gambar 3.19 *Closed Loop Burner Calciner*

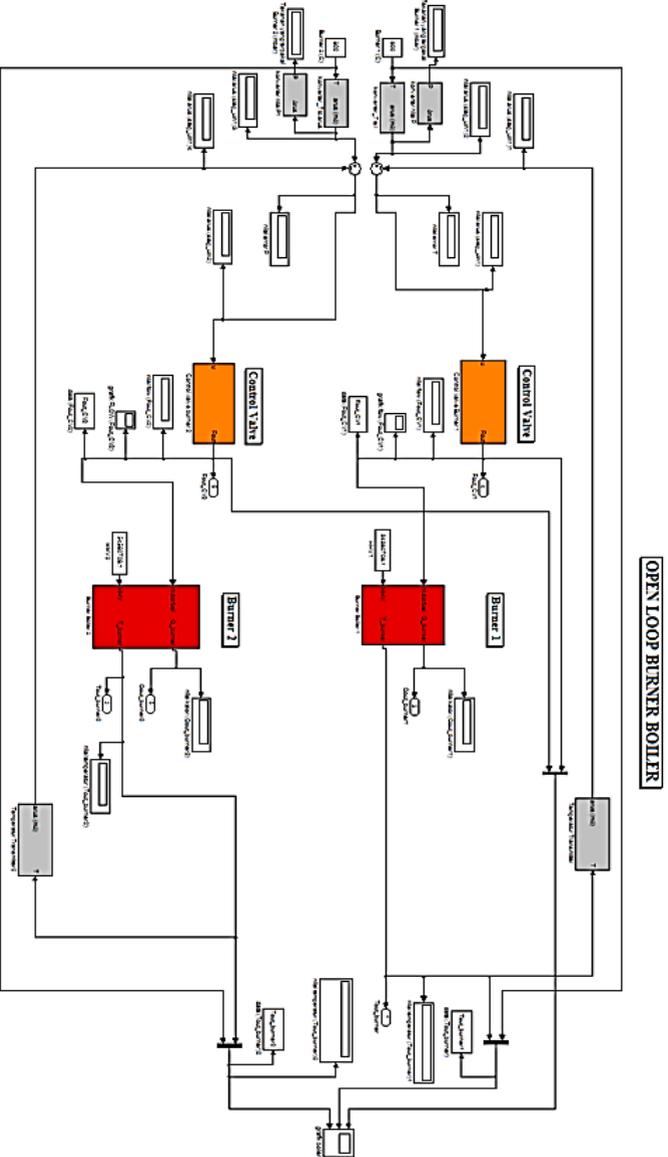
**CLOSE LOOP
BURNER SPRAY DRYER**



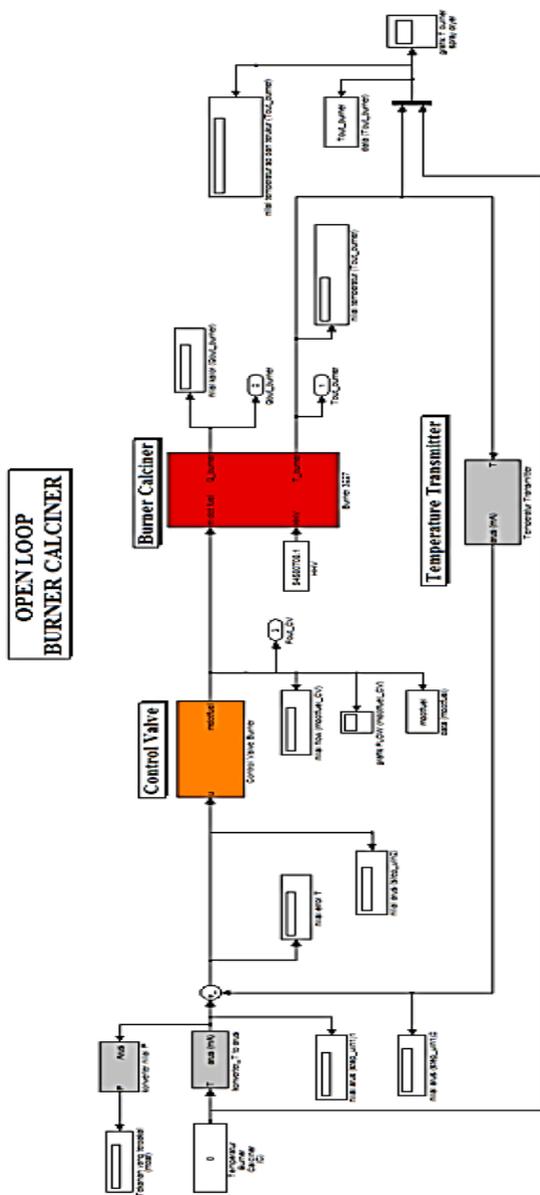
Gambar 3.20 *Closed Loop* Burner Spray Dryer

3.5.2 *Open Loop* Simulasi Simulink Matlab

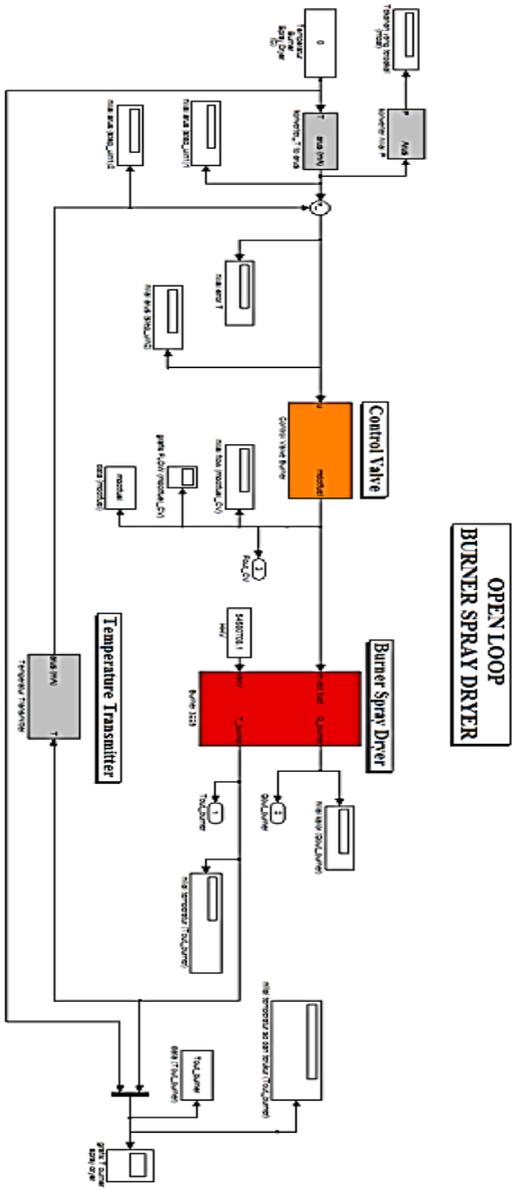
Adapun *open loop* dari *burner boiler*, *burner calciner*, dan *burner spray dryer* dengan tanpa pengontrol atau pengendali apapun dan ditampilkan pada pemrograman simulasi Simulink Matlab 2011ra akan disajikan pada gambar 3.22 , 3.23 & 3.24 sebagai berikut:



Gambar 3.21 Open Loop Burner Boiler (2 Burner)



Gambar 3.22 *Open Loop Burner Calciner*



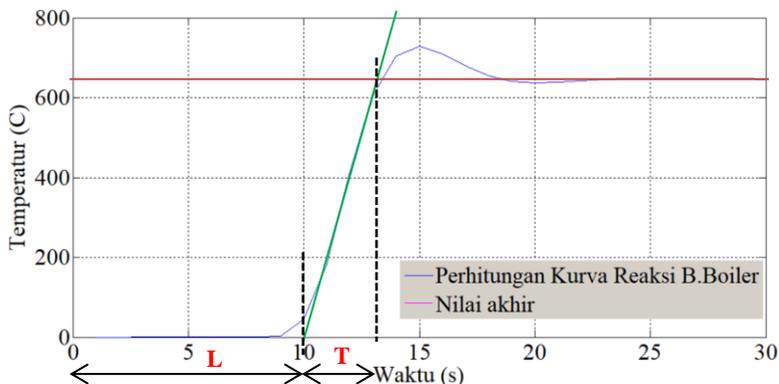
Gambar 3.23 Open Loop Burner Spray Dryer

3.6 Perhitungan K_p , T_i , & T_d Metode Kurva Reaksi

Untuk mendapatkan kurva yang baik dapat dilakukan dengan metode perhitungan kurva reaksi dengan melihat kurva dari sistem lup terbuka (*open loop*) dan output proses merupakan grafik kurva s sebagai berikut.

3.6.1 Burner Boiler

Sebelum di tuning dalam keadaan open loop untuk mencapai set point 1200°C , hanya dapat mencapai 646°C , kemudian dengan menggunakan metode Kurva Reaksi berdasarkan tabel 2.4 di bab sebelumnya maka dihasilkan sebagai berikut :



Gambar 3.24 Perhitungan K_p , T_i , T_d kedua *Burner Boiler*

Didapatkan nilai dari *open loop* $L=10,178571428$ dan $T=3,214285714$

Tabel 3.6 Hasil perhitungan K_p , T_i , & T_d

Type Pengontrol	K_p	T_i	T_d
P	0,315789473	~	0
PI	0,284210525	33,9285714	0
PID	0,378947368	20,35714284	5,08928571

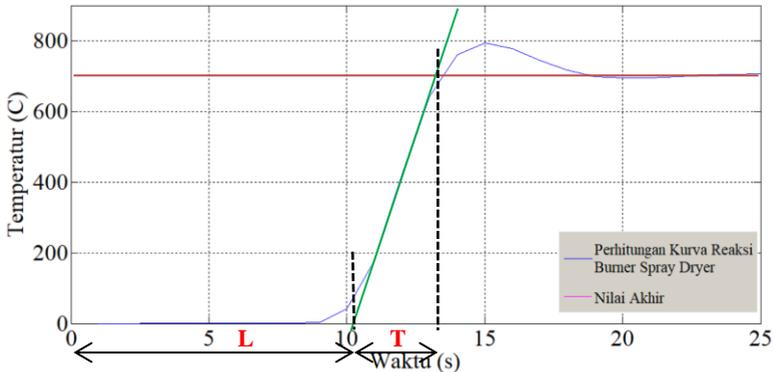
Tabel 3.7 Nilai Parameter PID kedua *Burner Boiler*

Pengendali	K_P	K_I	K_D
P	0,315789473		
PI	0,284210525	0,008461344717	
PID	0,378947368	0,018614958	1,928571425

Jadi hasil K_p , K_i , K_d atau untuk nilai P I D yaitu $P=0,378947368$, $I=0.018614958$ & $D=1,928571425$

3.6.2 Burner Spray Dryer

Sebelum di tuning dalam keadaan open loop untuk mencapai set point 1200°C terdapat selisih sekitar 500°C , kemudian dengan menggunakan metode Kurva Reaksi berdasarkan tabel 2.4 di bab sebelumnya maka dihasilkan sebagai berikut :

**Gambar 3.25** Perhitungan K_p , T_i , T_d *Burner Spray Dryer*

Didapatkan nilai dari *open loop burner spray dryer* yaitu $T = 3,125$ dan $L=10,15625$

Tabel 3.8 Hasil perhitungan K_p , T_i , & T_d

Tipe Pengontrol	K_p	T_i	T_d
P	0,307692307	~	0
PI	0,276923076	33,85416667	0
PID	0,369230769	20,3125	5,078125

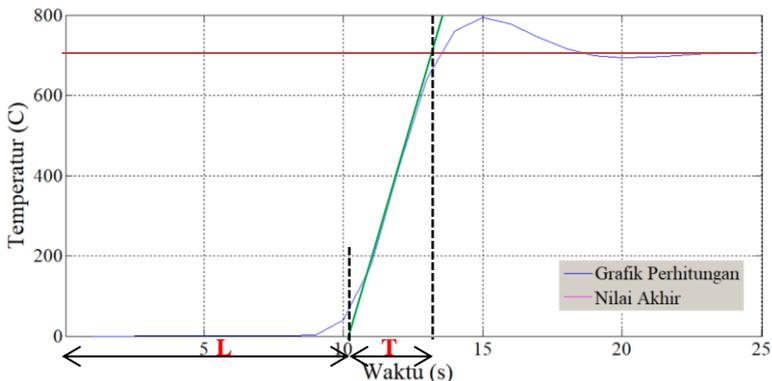
Tabel 3.9 Nilai Parameter PID *Burner Spray Dryer*

Pengendali	K_p	K_i	K_D
P	0,307692307		
PI	0,276923076	0,008262506705	
PID	0,369230769	0,018177514	1,874999999

Jadi hasil K_p , K_i , K_d atau untuk nilai P I D yaitu $P=0,369230769$, $I=0,018177514$ & $D=1,874999999$

3.6.3 Burner Calciner

Sebelum di tuning dalam keadaan open loop untuk mencapai set point 1200°C , hanya dapat mencapai 704°C , kemudian dengan menggunakan metode Kurva Reaksi berdasarkan tabel 2.4 di bab sebelumnya maka dihasilkan sebagai berikut :

**Gambar 3.26** Perhitungan K_p , T_i , T_d grafik *Burner Calciner*

Didapatkan nilai dari *open loop burner calciner* yaitu $L = 10,3125$ dan $T=3,4375$

Tabel 3.10 Hasil perhitungan K_p , T_i , & T_d

Tipe Pengontrol	K_p	T_i	T_d
P	0,333333	~	0
PI	0,2999997	34,375	0
PID	0,4	20,625	5,15625

Tabel 3.11 Nilai Parameter PID *Burner Calciner*

Pengendali	K_p	K_I	K_D
P	0,3333333		
PI	0,2999997	0,008815418182	
PID	0,4	0,019393939	2,0625

Jadi hasil K_p , K_i , K_d atau untuk nilai P I D yaitu $P=0,4$,
 $I=0,019393939$ & $D=2,0625$

BAB IV

ANALISIS DATA DAN PEMBAHASAN

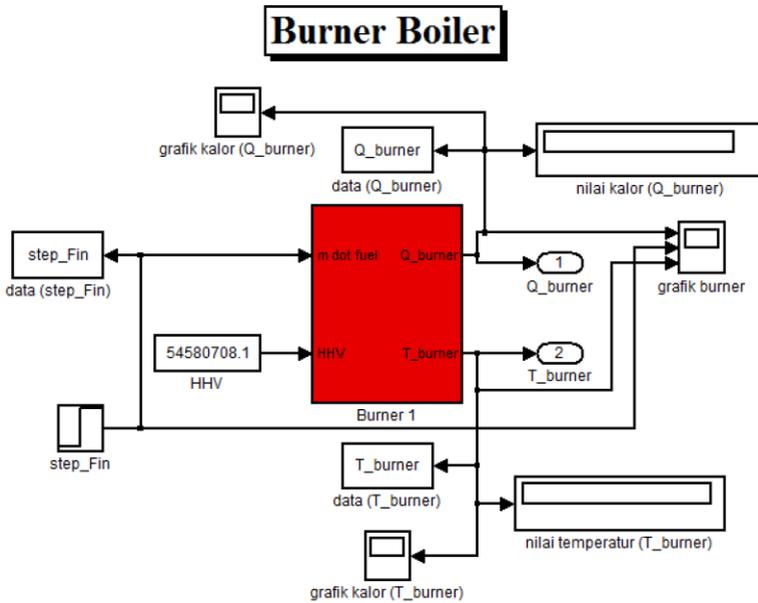
Pada bab IV ini akan dilakukan analisis terhadap hasil simulasi model matematis yang telah dibuat sebelumnya pada bab III. Dari analisis ini kemudian dilakukan pembahasan mengenai hasil dari simulasi model matematis menggunakan simulink matlab, baik per komponen maupun secara keseluruhan.

4.1 Pengujian Pemodelan Matematis Komponen

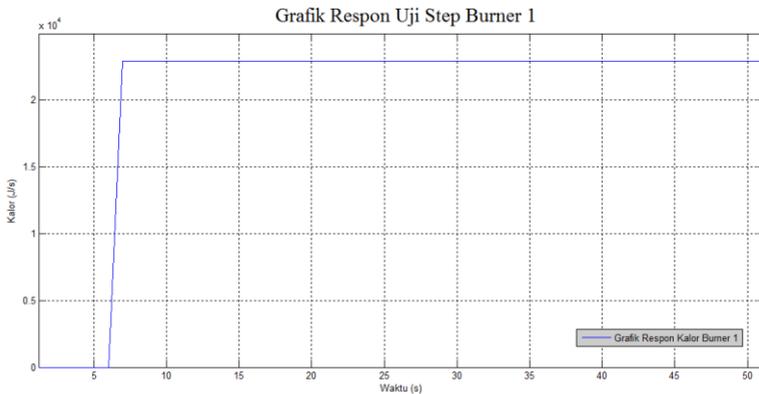
Sebelum dilakukan pengujian secara menyeluruh, dilakukan pengujian untuk masing – masing komponen. Pengujian dilakukan dengan memberikan sinyal uji step. Dari uji step ini akan diperoleh respon dari masing – masing komponen sehingga diketahui tingkat kelogisan dari pemodelan matematis yang telah dibuat.

4.1.1 Pengujian pemodelan matematis pada burner boiler

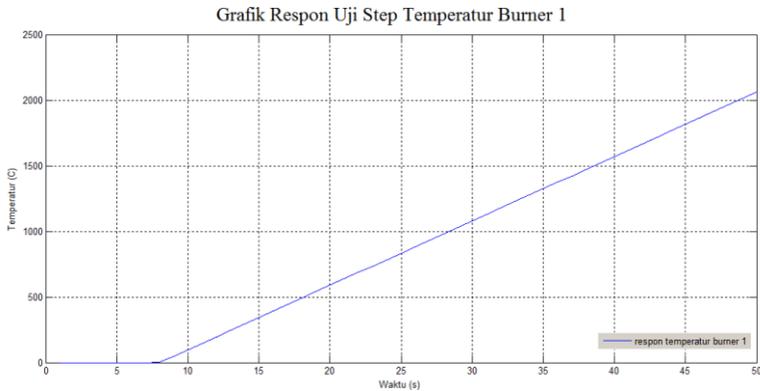
Pada simulasi sinyal uji step *burner boiler* direpresentasikan sebagai laju aliran bahan bakar yang keluar dari *control valve*. Dengan simulasi ini nantinya akan diperoleh keluaran temperatur burner sebagai fungsi flow bahan bakar yang masuk. Adapun simulasi uji step, grafik uji step serta grafik respon dari uji step burner dapat ditunjukkan pada gambar berikut.



Gambar 4.1 Simulasi uji step pada burner 1

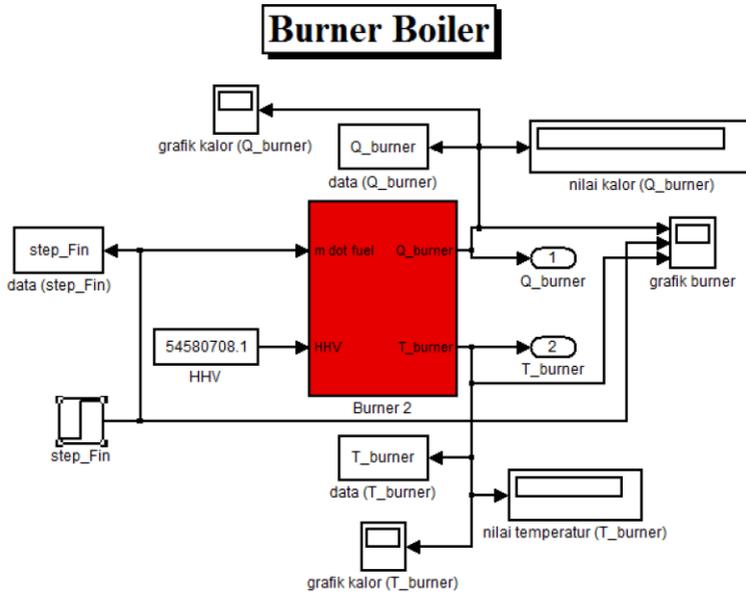


Gambar 4.2 Grafik respon uji step burner 1

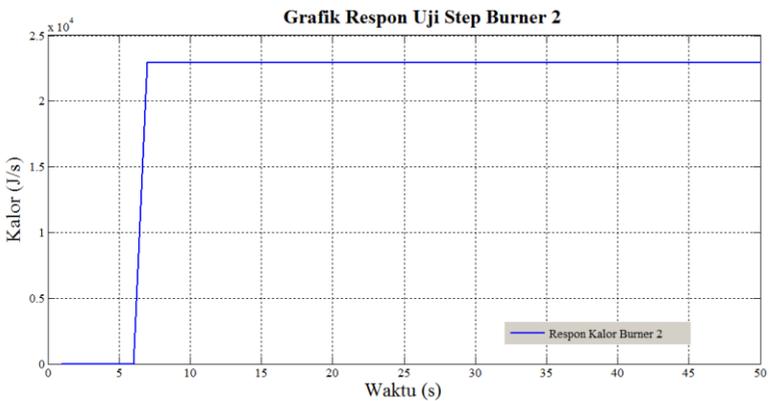


Gambar 4.3 Grafik respon uji step burner 1

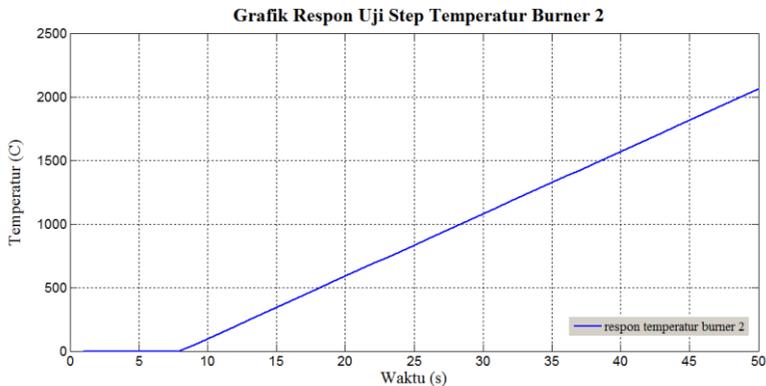
Dari hasil simulasi sinyal uji step pada burner 1, dapat diamati grafik pada gambar 4.1 bahwa sinyal *input* laju aliran yang diberikan sebesar 0,0004203937399 Kg/s. Hasil respon uji step menunjukkan kalor yang dihasilkan oleh burner 1 sebesar 22945,388 J/s pada gambar 4.2. Dengan memberikan perubahan terhadap laju aliran bahan bakar, dapat dikatakan bahwa semakin besar laju aliran bahan bakar, maka akan semakin besar kalor yang dihasilkan oleh burner sehingga menghasilkan temperatur yang terlihat pada gambar 4.3 yaitu 2213⁰C .



Gambar 4.4 Simulasi uji step pada burner 2



Gambar 4.5 Grafik respon uji step burner 2

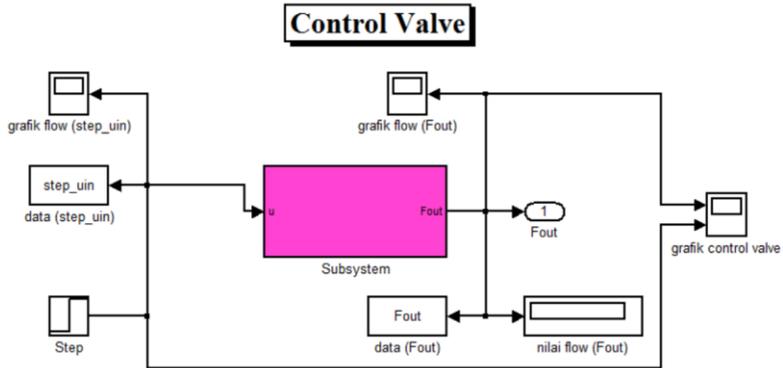


Gambar 4.6 Grafik respon uji step burner 2

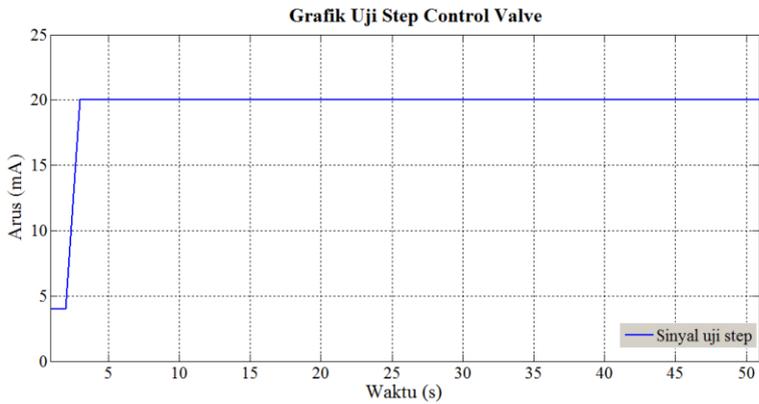
Dari hasil simulasi sinyal uji step pada burner 2, dapat diamati grafik pada gambar 4.4 bahwa sinyal *input* laju aliran yang diberikan sebesar 0,0004203937399 Kg/s. Hasil respon uji step menunjukkan kalor yang dihasilkan oleh burner 2 sebesar 22945,388 J/s pada gambar 4.5. Dengan memberikan perubahan terhadap laju aliran bahan bakar, dapat dikatakan bahwa semakin besar laju aliran bahan bakar, maka akan semakin besar kalor yang dihasilkan oleh burner sehingga menghasilkan temperatur yang terlihat pada gambar 4.6 yaitu 2213⁰C .

4.1.2 Pengujian pemodelan matematis pada *control valve*

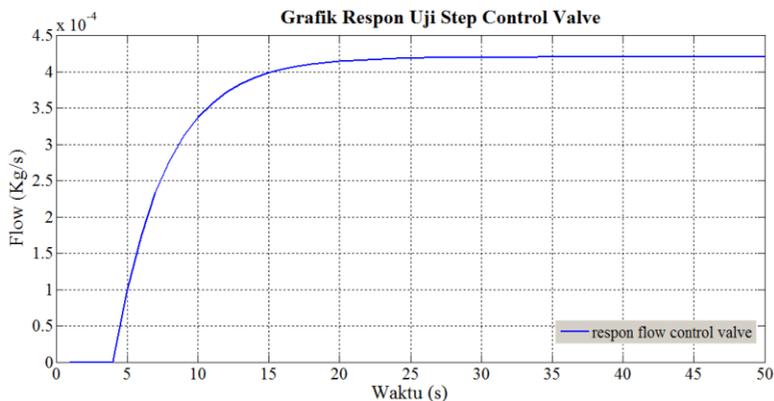
Pada simulasi uji step *control valve*, sinyal *input* direpresentasikan sebagai standar nilai *input* sinyal control yaitu sebesar 4-20 mA. Adapun simulasi uji step, grafik uji step serta grafik respon dari uji step *control valve* dapat ditunjukkan pada gambar berikut.



Gambar 4.7 Simulasi uji step pada *control valve*



Gambar 4.8 Grafik uji step pada *control valve*

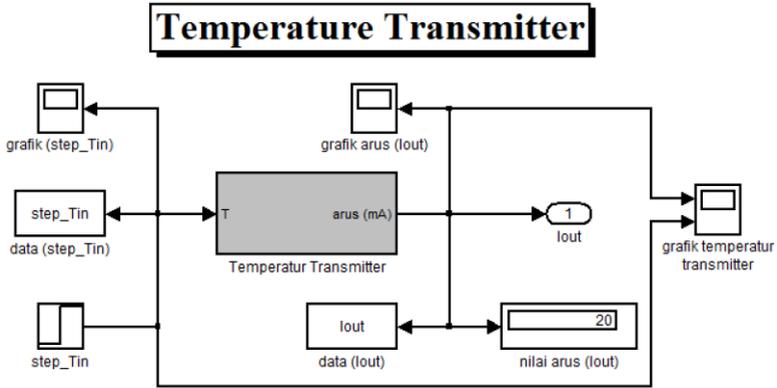


Gambar 4.9 Grafik respon uji step pada *control valve*

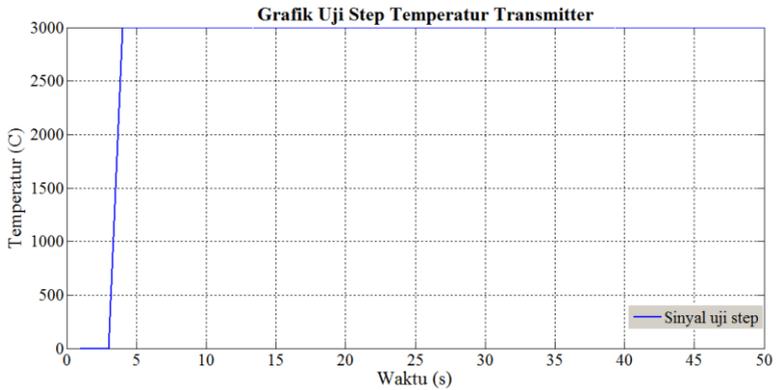
Dari grafik pada gambar 4.8 dapat dilihat sinyal uji step yang digunakan sebagai sinyal *input* untuk *control valve*. Sinyal *input* yang diberikan yaitu sebesar 20mA, artinya *control valve* bekerja membuka penuh dengan bukaan 100%. Sedangkan bila diberikan sinyal *input* 4 mA, maka *control valve* bekerja untuk menutup penuh dengan bukaan 0%. Kemudian untuk grafik respon laju aliran (*flow*) *control valve* dari sinyal uji step dapat dilihat pada gambar 4.9 dimana dapat diamati bahwa laju bahan bakar maksimum yang keluar dari *control valve* saat bukaannya 100% adalah sebesar 0,0004203937399 kg/s. Bentuk kurva s pada grafik respon *control valve* menunjukkan bahwa sistem orde satu.

4.1.3 Pengujian pemodelan matematis pada *temperature transmitter*

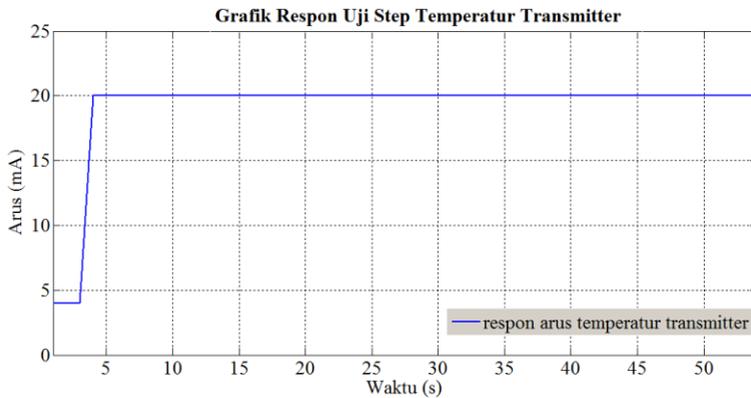
Pada simulasi sinyal uji step *temperature transmitter* ini, sinyal *input* merupakan *range* temperatur yang mampu dibaca oleh *temperature transmitter* yaitu sebesar 0-3000⁰C. Dengan simulasi ini akan diperoleh keluaran arus kontrol (mA) sebagai fungsi temperatur pembacaan pada *temperature transmitter*.



Gambar 4.10 Simulasi uji step pada temperature transmitter



Gambar 4.11 Grafik uji step pada temperature transmitter



Gambar 4.12 Grafik respon uji step arus temperatur transmitter

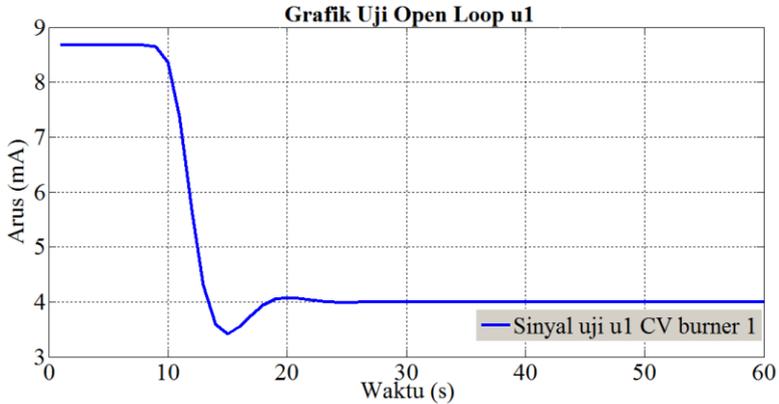
Dari hasil simulasi uji step pada *temperature transmitter* tampak bahwa temperatur sebagai *input* uji step yang ditunjukkan pada gambar 4.11 adalah sebesar 3000°C . Temperatur ini merupakan temperatur maksimum yang mampu dibaca oleh *temperature transmitter*. Dengan nilai uji step pada temperatur sebesar itu, maka arus yang ditransmisikan menuju kontroler sebesar 20 mA seperti yang ditunjukkan pada gambar 4.12. Apabila temperatur yang dibaca oleh *temperature transmitter* 0°C , maka sinyal arus kontrol yang ditransmisikan hanya sebesar 4 mA. Dari hubungan antara temperatur pembacaan dan arus kontrol (mA) yang dihasilkan, dapat dikatakan bahwa semakin besar nilai pembacaan temperatur, maka semakin besar pula arus kontrol yang mampu ditransmisikan oleh *temperature transmitter*.

4.2 Pengujian *Open Loop*

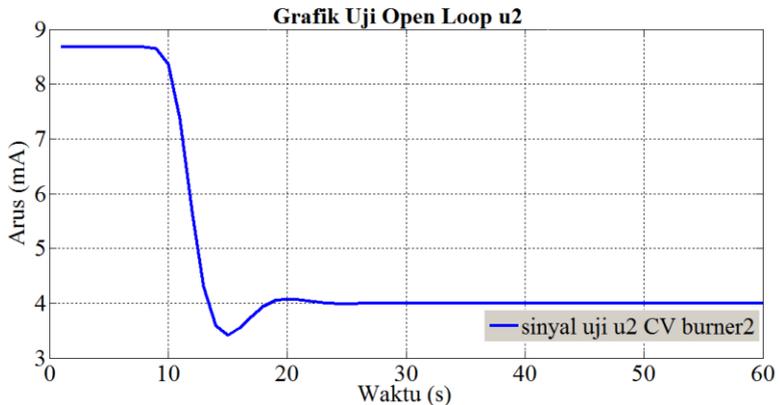
Pada sub bab berikut dilakukan pengujian secara *open loop*, dimana masing-masing komponen yang telah diuji digabung menjadi satu namun dalam kondisi tanpa dikontrol. Pengujian *open loop* ini dalam kondisi sistem berjalan normal tanpa adanya perubahan data. Sebagai langkah awal, diberikan sinyal kontrol berupa *input* arus pada *control valve*.

4.2.1 Pengujian *Open Loop* pada Burner Boiler

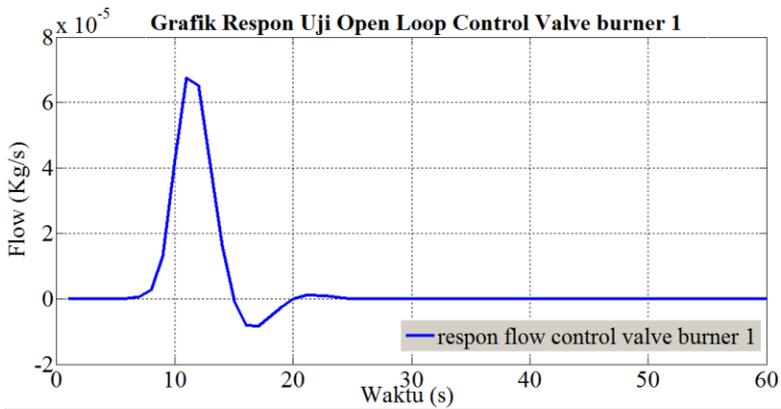
Pengujian *open loop* ini dalam kondisi sistem berjalan normal tanpa adanya perubahan data. Sebagai langkah awal, diberikan sinyal kontrol berupa *input* arus pada *control valve*.



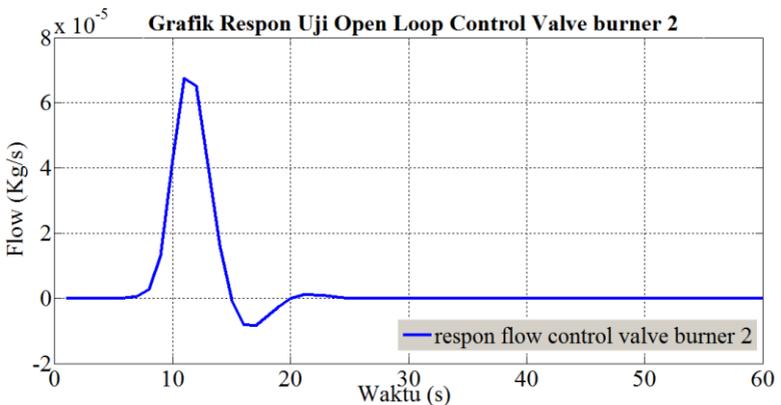
Gambar 4.13 Grafik uji *open loop* arus (u1) CV burner 1



Gambar 4.14 Grafik uji *open loop* arus (u1) CV burner 2



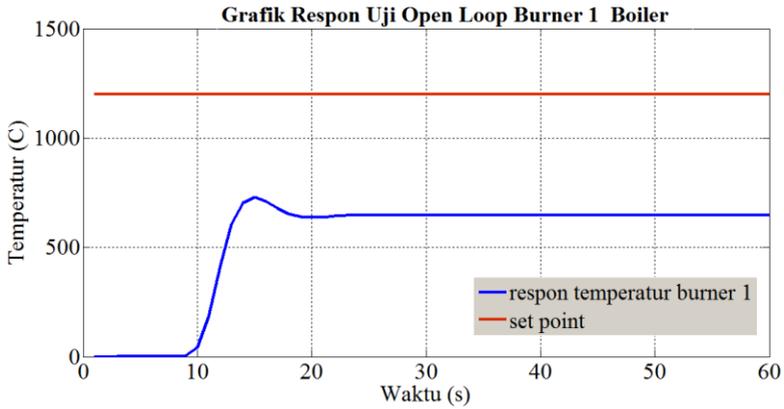
Gambar 4.15 Simulasi uji step open loop control valve burner 1



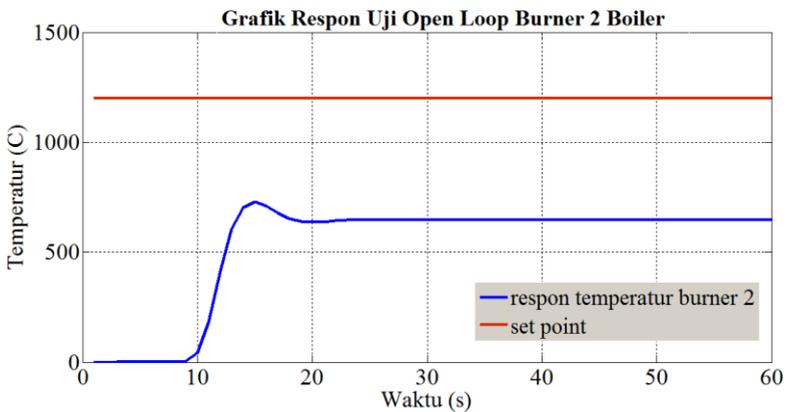
Gambar 4.16 Simulasi uji step open loop control valve burner 2

Sinyal *input* 1 (u_1) yang diberikan untuk *control valve* 1 adalah sebesar 8,87 mA. Hal tersebut dilakukan untuk menghasilkan laju aliran bahan bakar sebesar 0,000068899 Kg/s pada *control valve* 1 sesuai dengan data operasional yang didapat dengan grafik yang ditunjukkan pada gambar 4.15. Sedangkan untuk sinyal *input* 2 (u_2) sebesar 8,87 mA digunakan pada *control valve* 2 agar laju aliran yang keluar melewati *control valve*

sebesar 0,000068899 Kg/s seperti pada grafik respon *flow* pada gambar 4.16.



Gambar 4.17 Grafik respon uji *open loop* temperatur burner 1 boiler

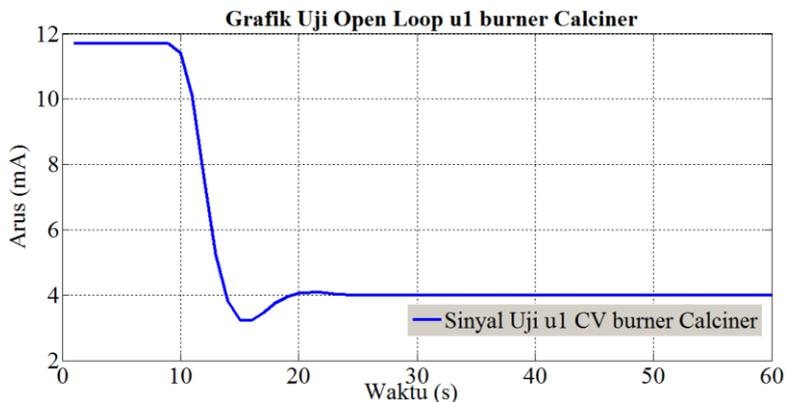


Gambar 4.18 Grafik respon uji *open loop* temperatur burner 2 boiler

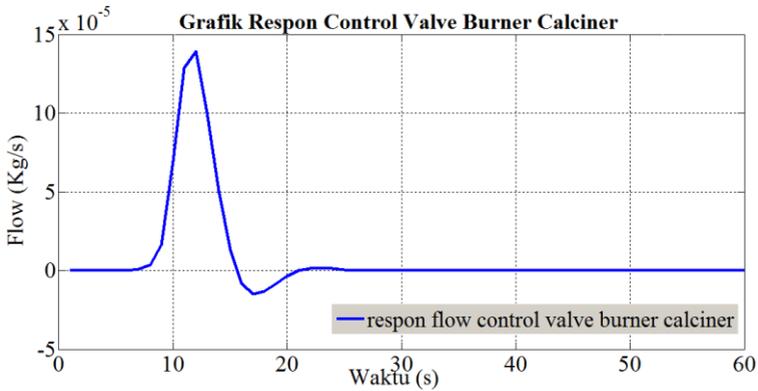
Dari hasil simulasi menunjukkan bahwa grafik respon sinyal uji step baik pada *control valve*, kedua burner boiler menunjukkan hasil yang sesuai dengan perhitungan manual. Hal tersebut mengindikasikan bahwa model matematis yang telah dirancang merepresentasikan hasil yang sebenarnya. Selain itu, dari pengujian *open loop* ini tampak bahwa temperatur pada kedua burner boiler tidak sesuai dengan *setpoint*, sehingga dapat menjadikan acuan dasar mengapa sistem ini perlu dikendalikan. Hasil dari pengujian didapatkan, perbedaan temperatur sangat signifikan yaitu sebesar 500°C berbeda dengan set point. Oleh karena itu, diperlukan suatu sistem kontrol agar kedua proses variabel dapat mencapai *setpoint* yang diinginkan.

4.2.2 Pengujian *Open Loop* pada Burner Calciner

Pengujian *open loop* ini dalam kondisi sistem berjalan normal tanpa adanya perubahan data. Sebagai langkah awal, diberikan sinyal kontrol berupa *input* arus pada *control valve*.

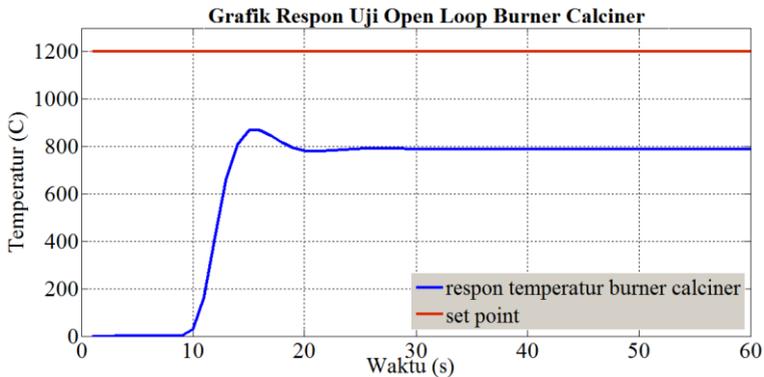


Gambar 4.19 Grafik uji *open loop* arus (u1) CV burner Calciner



Gambar 4.20 Simulasi uji step open loop control valve burner 1

Sinyal *input* 1 (u_1) yang diberikan untuk *control valve* 1 adalah sebesar 11,78 mA. Hal tersebut dilakukan untuk menghasilkan laju aliran bahan bakar sebesar 0,000015 Kg/s pada *control valve* burner calciner sesuai dengan data operasional yang didapat dengan grafik yang ditunjukkan pada gambar 4.20.

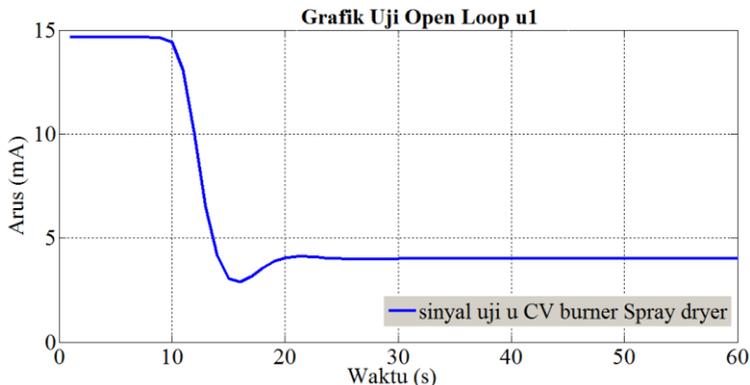


Gambar 4.21 Grafik respon uji *open loop* temperatur burner calciner

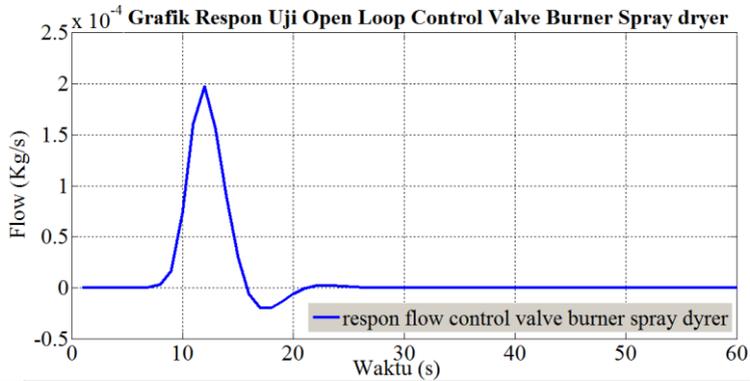
Dari hasil simulasi menunjukkan bahwa grafik respon sinyal uji step baik pada *control valve*, burner calciner menunjukkan hasil yang sesuai dengan perhitungan manual. Hal tersebut mengindikasikan bahwa model matematis yang telah dirancang merepresentasikan hasil yang sebenarnya. Selain itu, dari pengujian *open loop* ini tampak bahwa temperatur pada burner calciner tidak sesuai dengan *setpoint*, sehingga dapat menjadikan acuan dasar mengapa sistem ini perlu dikendalikan. Hasil dari pengujian didapatkan, perbedaan temperatur sangat signifikan yaitu sebesar 400°C berbeda dengan set point. Oleh karena itu, diperlukan suatu sistem kontrol agar kedua proses variabel dapat mencapai *setpoint* yang diinginkan.

4.2.3 Pengujian *Open Loop* pada Burner Spray Dryer

Pengujian *open loop* ini dalam kondisi sistem berjalan normal tanpa adanya perubahan data. Sebagai langkah awal, diberikan sinyal kontrol berupa *input* arus pada *control valve*.

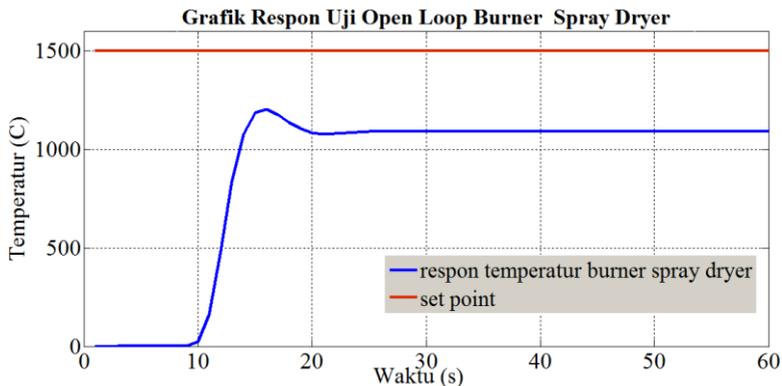


Gambar 4.22 Grafik uji *open loop* arus (u1) CV burner 1



Gambar 4.23 Simulasi uji step open loop control valve burner spray dryer

Sinyal *input* 1 (u_1) yang diberikan untuk *control valve* 1 adalah sebesar 14,85 mA. Hal tersebut dilakukan untuk menghasilkan laju aliran bahan bakar sebesar 0,00001999678 Kg/s pada *control valve* burner spray dryer sesuai dengan data operasional yang didapat dengan grafik yang ditunjukkan pada gambar 4.23.



Gambar 4.24 Grafik respon uji *open loop* temperatur burner spray dryer

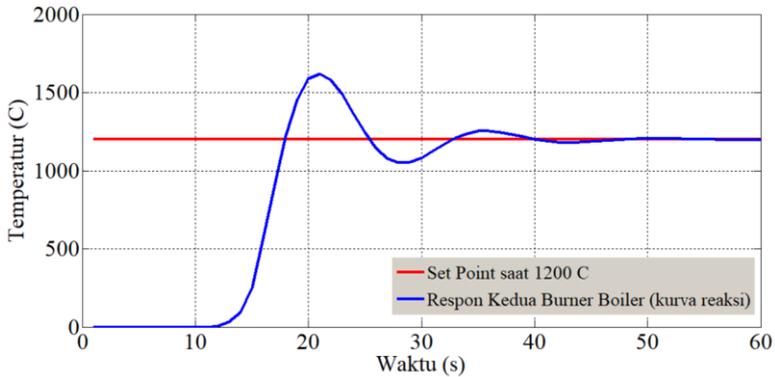
Dari hasil simulasi menunjukkan bahwa grafik respon sinyal uji step baik pada *control valve*, burner spray dryer menunjukkan hasil yang sesuai dengan perhitungan manual. Hal tersebut mengindikasikan bahwa model matematis yang telah dirancang merepresentasikan hasil yang sebenarnya. Selain itu, dari pengujian *open loop* ini tampak bahwa temperatur pada burner spray dryer tidak sesuai dengan *setpoint*, sehingga dapat menjadikan acuan dasar mengapa sistem ini perlu dikendalikan. Hasil dari pengujian didapatkan, perbedaan temperatur sangat signifikan yaitu sebesar 400°C berbeda dengan set point. Oleh karena itu, diperlukan suatu sistem kontrol agar kedua proses variabel dapat mencapai *setpoint* yang diinginkan.

4.3 Pengujian *Close Loop*

Setelah dilakukan pengujian secara *open loop*, kemudian dilakukan simulasi dengan menggunakan sistem kontrol berbasis kontroler PID sebagai pengendali temperatur. Hasil dari simulasi ini dapat memperlihatkan perbedaan respon sistem sebelum dikontrol dan sesudah dikontrol. Pada hasil uji *close loop* ini akan diperoleh respon untuk masing-masing *plant* yang menggambarkan performa seperti pada gambar berikut.

4.3.1 Pengujian *Close Loop* pada Burner Boiler

Pengujian *close loop* ini dalam kondisi sistem berjalan dengan menggunakan kontrol PID. Pada hasil uji *close loop* ini akan diperoleh respon untuk burner boiler berupa temperaturnya dengan menggunakan metode kurva reaksi dan metode *trial & error* berdasarkan hasil kurva reaksi sebagai berikut.



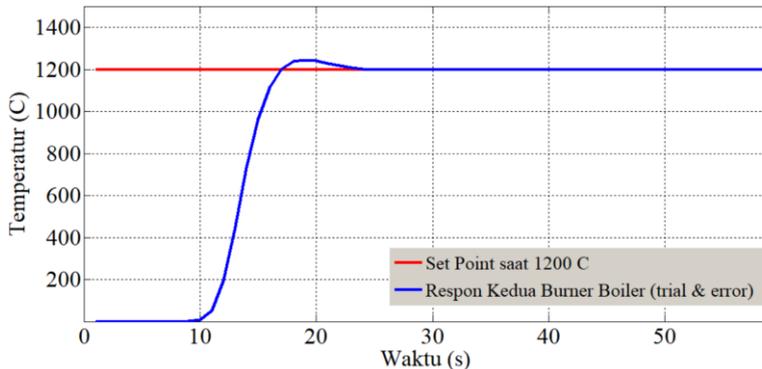
Gambar 4.25 Grafik respon uji *close loop* temperatur kedua burner boiler dengan metode kurva reaksi

Sistem kontrol berbasis kontroler PID dengan parameter $P=0,378947368$; $I=0,018614958$; $D=1,928571425$ berdasarkan metode kurva reaksi diperoleh karakteristik respon sebagai berikut.

<i>maximum overshoot</i> (Mp)	= 35,036%
<i>settling time</i> (ts)	= 495,47 s
<i>peak time</i> (tp)	= 85,77 s
<i>delay time</i> (td)	= 37,24 s
<i>rise time</i> (tr)	= 31,39 s

Penggunaan sistem kontrol berbasis kontroler PID ini dapat membuktikan bahwa kontroler dapat mengakomodasi proses variabel temperatur pada burner boiler. Kontroler ini dapat membantu sistem untuk mencapai *setpoint* yang diinginkan yaitu sebesar 1200°C . Kemudian dari grafik respon dapat diamati bahwa *PID Controller* membutuhkan waktu 495,57 sekon untuk mencapai *settling time*. Tujuan utama dari perancangan sistem kontrol pada dua burner boiler ini adalah bagaimana sistem kontrol ini mampu mengendalikan variabel temperature *burner*

sehingga diperoleh respon sistem yang mampu mencapai *setpoint* yang ditentukan.



Gambar 4.26 Grafik respon uji *close loop* temperatur kedua burner boiler dengan metode *trial & error*

Sistem kontrol berbasis kontroler PID dengan parameter $P=0,677$; $I=0,018614958$; $D=1,928571425$ berdasarkan *trial and error* diperoleh karakteristik respon sebagai berikut.

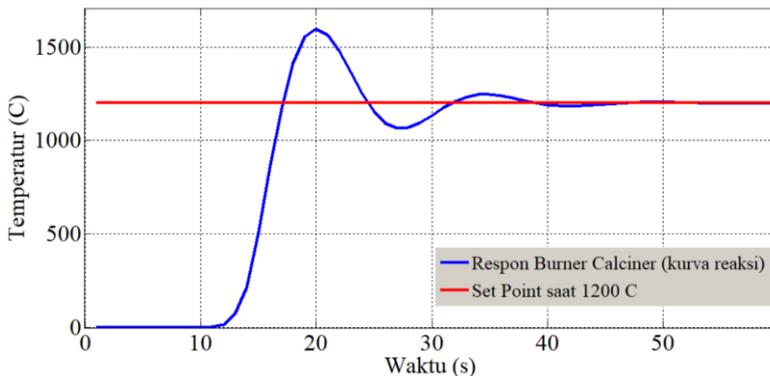
<i>maximum overshoot</i> (M_p)	= 3,913%
<i>settling time</i> (t_s)	= 219 s
<i>peak time</i> (t_p)	= 79,55 s
<i>delay time</i> (t_d)	= 25,07 s
<i>rise time</i> (t_r)	= 38,61 s

Penggunaan sistem kontrol berbasis kontroler PID ini dapat membuktikan bahwa kontroler dapat mengakomodasi proses variabel temperatur pada burner boiler. Kontroler ini dapat membantu sistem untuk mencapai *setpoint* yang diinginkan yaitu sebesar 1200°C . Kemudian dari grafik respon dapat diamati bahwa *PID Controller* membutuhkan waktu 219 sekon untuk mencapai *settling time*. Tujuan utama dari perancangan sistem kontrol pada dua burner boiler ini adalah bagaimana sistem kontrol ini mampu mengendalikan variabel temperature *burner*

sehingga diperoleh respon sistem yang mampu mencapai *setpoint* yang ditentukan.

4.3.2 Pengujian *Close Loop* pada Burner Calciner

Pengujian *close loop* ini dalam kondisi sistem berjalan dengan menggunakan kontrol PID. Pada hasil uji *close loop* ini akan diperoleh respon untuk temperaturnya dengan menggunakan metode kurva reaksi dan metode *trial & error* berdasarkan hasil kurva reaksi sebagai berikut.



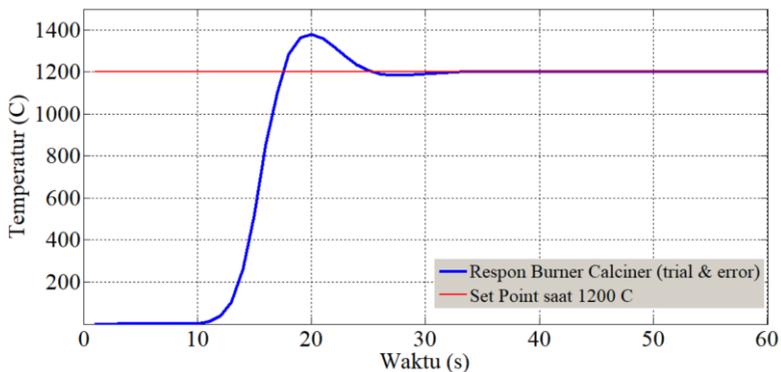
Gambar 4.27 Grafik respon uji *close loop* temperatur burner calciner dengan metode kurva reaksi

Sistem kontrol berbasis kontroler PID dengan parameter $P=0,4$; $I=0,019393939$; $D=2,0625$ berdasarkan metode kurva reaksi diperoleh karakteristik respon sebagai berikut.

<i>maximum overshoot</i> (M_p)	= 32,98%
<i>settling time</i> (t_s)	= 485 s
<i>peak time</i> (t_p)	= 80,02 s
<i>delay time</i> (t_d)	= 33 s
<i>rise time</i> (t_r)	= 31,86 s

Penggunaan sistem kontrol berbasis kontroler PID ini dapat membuktikan bahwa kontroler dapat mengakomodasi proses

variabel temperatur pada burner calciner. Walaupun pada awalnya terdapat osilasi yang kecil dan tidak berdampak signifikan, kontroler ini dapat membantu sistem untuk mencapai *setpoint* yang diinginkan yaitu sebesar 1200°C . Kemudian dari grafik respon dapat diamati bahwa *PID Controller* membutuhkan waktu 485 sekon untuk mencapai *settling time*. Tujuan utama dari perancangan sistem kontrol pada burner calciner ini adalah bagaimana sistem kontrol ini mampu mengendalikan variabel temperature *burner* sehingga diperoleh respon sistem yang mampu mencapai *setpoint* yang ditentukan dan diberi sistem on/off menggunakan switch agar mempermudah dalam pengetripan burner lewat *control room* tanpa pergi ke lapangan untuk mematikan manual dari JB.



Gambar 4.28 Grafik respon uji *close loop* temperatur burner calciner dengan metode *trial & error*

Sistem kontrol berbasis kontroler PID dengan parameter $P=0,920930232$; $I=0,034267171$; $D=6,187499996$ berdasarkan *trial and error* diperoleh karakteristik respon sebagai berikut.

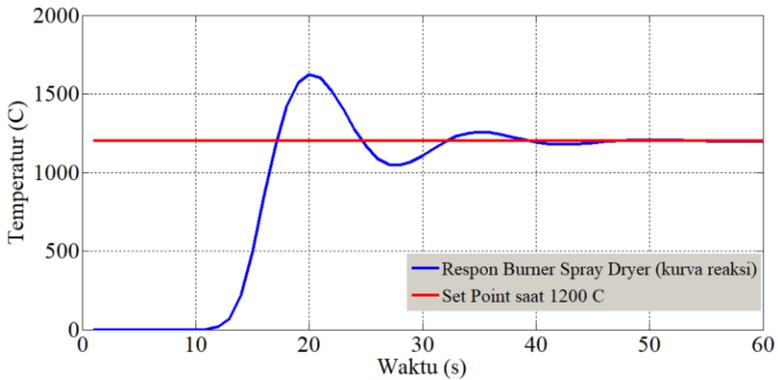
$$\begin{aligned}
 \text{maximum overshoot (Mp)} &= 14,82\% \\
 \text{settling time (ts)} &= 309 \text{ s} \\
 \text{peak time (tp)} &= 58,626 \text{ s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{delay time (td)} &= 17,21 \text{ s} \\ \text{rise time (tr)} &= 24,84 \text{ s} \end{aligned}$$

Penggunaan sistem kontrol berbasis kontroler PID ini dapat membuktikan bahwa kontroler dapat mengakomodasi proses variabel temperatur pada burner calciner. Walaupun pada awalnya terdapat osilasi yang kecil dan tidak berdampak signifikan, kontroler ini dapat membantu sistem untuk mencapai *setpoint* yang diinginkan yaitu sebesar 1200⁰C. Kemudian dari grafik respon dapat diamati bahwa *PID Controller* membutuhkan waktu 309 sekon untuk mencapai *settling time*. Tujuan utama dari perancangan sistem kontrol pada burner calciner ini adalah bagaimana sistem kontrol ini mampu mengendalikan variabel temperature *burner* sehingga diperoleh respon sistem yang mampu mencapai *setpoint* yang ditentukan dan diberi sistem on/off menggunakan switch agar mempermudah dalam pengetripan burner lewat *control room* tanpa pergi ke lapangan untuk mematikan manual dari JB.

4.3.3 Pengujian *Close Loop* pada Burner Spray Dryer

Pengujian *close loop* ini dalam kondisi sistem berjalan dengan menggunakan kontrol PID. Pada hasil uji *close loop* ini akan diperoleh respon untuk temperaturnya dengan menggunakan metode kurva reaksi dan metode *trial & error* berdasarkan hasil kurva reaksi sebagai berikut.



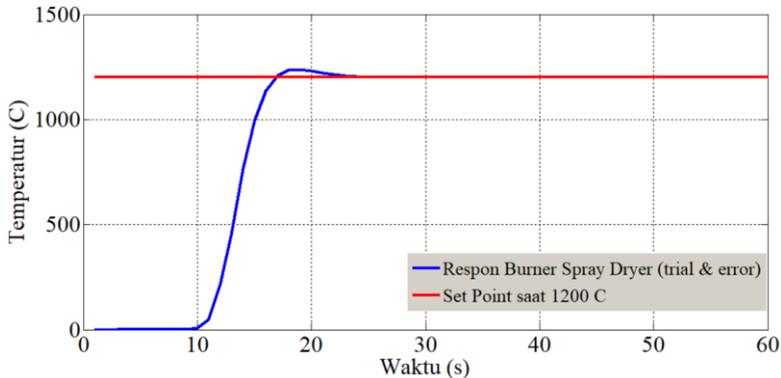
Gambar 4.29 Grafik respon uji *close loop* temperatur burner spray dryer dengan metode kurva reaksi

Sistem kontrol berbasis kontroler PID dengan parameter $P=0,369230769$; $I=0,018177514$; $D=1,874999999$ berdasarkan metode kurva reaksi diperoleh karakteristik respon sebagai berikut.

$$\begin{aligned}
 \text{maximum overshoot (Mp)} &= 35,38\% \\
 \text{settling time (ts)} &= 645 \text{ s} \\
 \text{peak time (tp)} &= 82,16 \text{ s} \\
 \text{delay time (td)} &= 35,38 \text{ s} \\
 \text{rise time (tr)} &= 32,08 \text{ s}
 \end{aligned}$$

Penggunaan sistem kontrol berbasis kontroler PID ini dapat membuktikan bahwa kontroler dapat mengakomodasi proses variabel temperatur pada burner calciner. Walaupun pada awalnya terdapat osilasi yang kecil dan tidak berdampak signifikan, kontroler ini dapat membantu sistem untuk mencapai *setpoint* yang diinginkan yaitu sebesar 1200°C . Kemudian dari grafik respon dapat diamati bahwa *PID Controller* membutuhkan waktu 82,35 s untuk mencapai *settling time*. Tujuan utama dari perancangan sistem kontrol pada burner spray dryer ini adalah bagaimana sistem kontrol ini mampu mengendalikan variabel

temperature *burner* sehingga diperoleh respon sistem yang mampu mencapai *setpoint* yang ditentukan dan diberi sistem on/off menggunakan switch agar mempermudah dalam pengetripan burner lewat *control room* tanpa pergi ke lapangan untuk mematikan manual dari JB.



Gambar 4.30 Grafik respon uji *close loop* temperatur burner spray dryer dengan metode *trial & error*

Sistem kontrol berbasis kontroler PID dengan parameter $P=0,697$; $I=0,018177514$; $D=1,874999999$ berdasarkan metode *trial and error* diperoleh karakteristik respon sebagai berikut.

<i>maximum overshoot</i> (Mp)	= 3,108%
<i>settling time</i> (ts)	= 215,3 s
<i>peak time</i> (tp)	= 77,517 s
<i>delay time</i> (td)	= 20,6 s
<i>rise time</i> (tr)	= 36,40 s

Penggunaan sistem kontrol berbasis kontroler PID ini dapat membuktikan bahwa kontroler dapat mengakomodasi proses variabel temperatur pada burner calciner. Walaupun pada awalnya terdapat osilasi yang kecil dan tidak berdampak signifikan, kontroler ini dapat membantu sistem untuk mencapai *setpoint* yang diinginkan yaitu sebesar 1200°C . Kemudian dari grafik

respon dapat diamati bahwa *PID Controller* membutuhkan waktu 215,3 sekon untuk mencapai *settling time*. Tujuan utama dari perancangan sistem kontrol pada burner spray dryer ini adalah bagaimana sistem kontrol ini mampu mengendalikan variabel temperature *burner* sehingga diperoleh respon sistem yang mampu mencapai *setpoint* yang ditentukan dan diberi sistem on/off menggunakan switch agar mempermudah dalam pengetripan burner lewat *control room* tanpa pergi ke lapangan untuk mematikan manual dari JB.

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil simulasi simulink matlab r2011a untuk mengendalikan temperature burner berdasarkan tekanan gas pada masing – masing burner dari boiler, spray dryer, dan calciner berbasis kontroler PID, maka didapatkan kesimpulan sebagai berikut :

1. Hasil perancangan sistem pengendalian temperatur dengan refrensi tekanan gas yang diinjeksikan menggunakan kontroler PID pada Simulink matlab yang menghasilkan respon untuk kedua burner dari boiler dengan metode *trial & error* ($t_d = 25,07$ s, $t_r = 38,61$ s, $t_p = 79,55$ s, $m_p = 3,913\%$, $t_s = 219$ detik) untuk mencapai 1200°C .
2. Hasil perancangan sistem pengendalian temperatur dengan refrensi tekanan gas yang diinjeksikan menggunakan kontroler PID pada Simulink matlab yang menghasilkan respon untuk satu burner spray dryer dengan metode *trial & error* ($t_d = 20,6$ s, $t_r = 36,40$ s, $t_p = 77,517$ s, $m_p = 3,108\%$, $t_s = 215,3$ detik) untuk mencapai 1200°C .
3. Hasil perancangan sistem pengendalian temperatur dengan refrensi tekanan gas yang diinjeksikan menggunakan kontroler PID pada Simulink matlab yang menghasilkan respon untuk satu burner calciner dengan dengan metode *trial & error* ($t_d = 17,21$ s, $t_r = 24,84$ s, $t_p = 58,626$ s, $m_p = 14,82\%$, $t_s = 309$ detik) untuk mencapai 1200°C .
4. Hasil respon sangat tergantung pada tuning dari PID dan menghasilkan *settling time* yang lama dikarenakan temperatur untuk mencapai waktu keadaan tunak sangat lama karena akan berosilasi untuk mencapai set point sampai keadaan stabil.

5. *Switch* sebagai pengendali on/off saat trip sehingga dapat dilakukan nilai input 0 atau <50 sebagai tanda bahwa burner mati atau aliran gas dari control valve menutup.

5.2 Saran

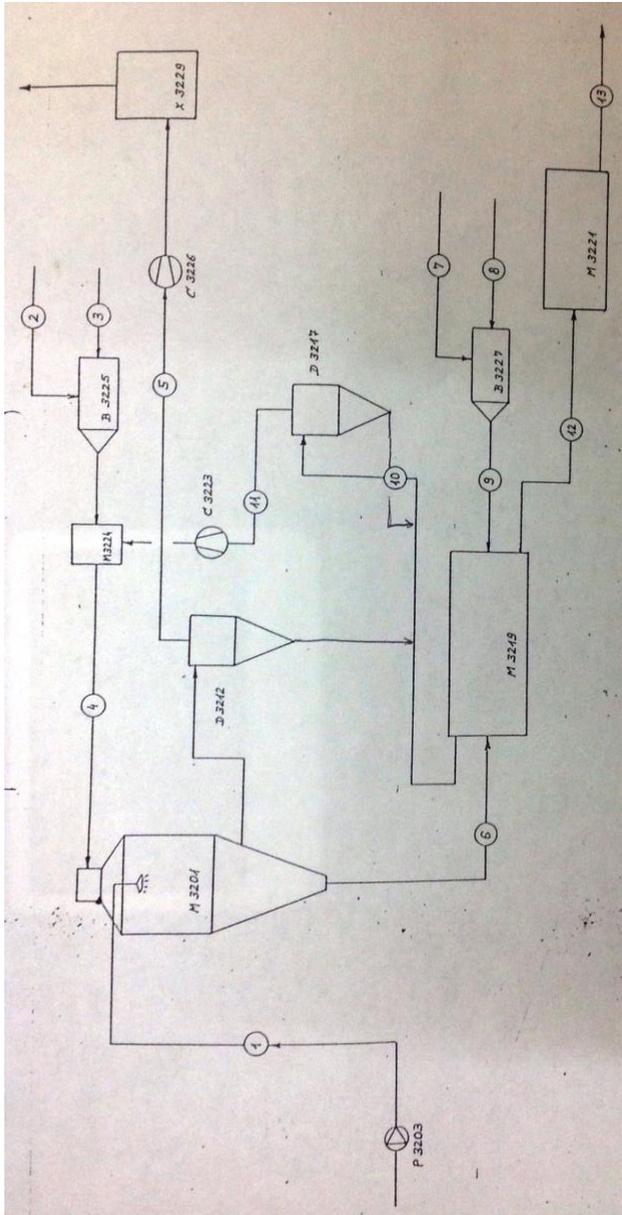
Adapun saran yang diberikan penulis setelah melakukan tugas akhir ini yaitu pada perusahaan PT.PetroCentral tidak perlu penambahan *flowmeter* sebagai pencatat gas, dikarenakan ada perhitungan konversi dari tekanan yang terukur maka akan diketahui laju massa nya dengan persamaan *Hagen Poiseulle* agar secara digital terlihat tanpa harus mencatat manual ke lapangan.

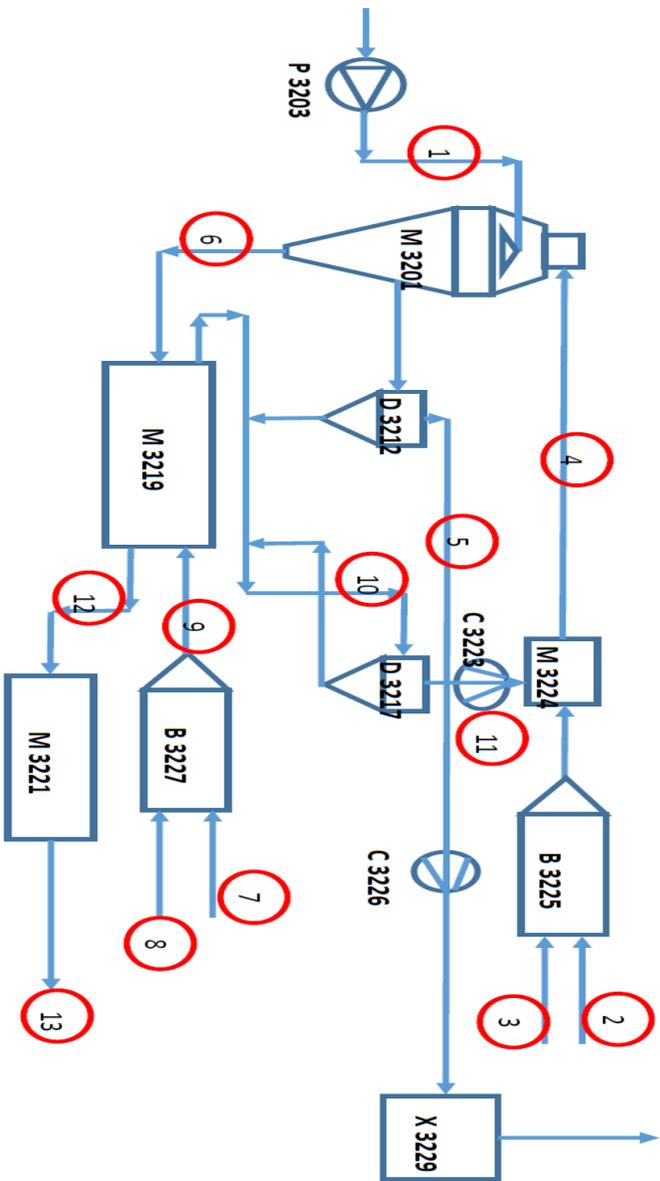
DAFTAR PUSTAKA

- [1] Soehartanto, Totok. 2015. **Kajian Utilisasi Gas Peralatan PT. PetroCentral**. Teknik Fisika-FTI, Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
- [2] Anonim, 2017. **Sifat karakteristik Properties of Gases**. <http://chemed.chem.purdue.edu/genchem/topicreview/bp/ch4/properties2.html> [online] Diakses pada tanggal 17 April 2017.
- [3] Anonim, 2017. **Tabel Perbandingan Properties Gas**. http://www.afdc.energy.gov/fuels/fuel_comparison_chart.pdf [online] Diakses pada tanggal 17 April 2017.
- [4] Anonim, 2017. **Properties Compressed Natural Gas (CNG)**.https://en.wikipedia.org/wiki/Compressed_natural_gas [online] Diakses pada tanggal 17 April 2017.
- [5] Sitompul, Darwin. 1996. **Prinsip-Prinsip Konversi Energi**. Cetakan keempat, Erlangga; Jakarta.
- [6] Sianipar, RH. 2015. **Simulink Matlab Belajar dari contoh**. Edisi 1, ANDI; Yogyakarta.
- [7] Help MATLAB Simulink R2011a, **Progammig a Truth Table**
- [8] Gunterus, Frans. 1997. **Falsafah Dasar : Sistem Pengendalian Proses**. Cetakan kedua, PT.Elex Media Komputindo; Jakarta.
- [9] Help MATLAB Simulink R2011a, **Progammig a Switch Control**
- [10] Bolton, W. 2004. *Instrumentation and Control Systems*. Elsevier Ltd. The Boulevard, Langford Lane Kidlington, OX5 16B England.

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

LAMPIRAN A





LAMPIRAN B

No	Material	mL (Air Flow-Wet) (kg/h)	mL k (Air Flow-Dry) (kg/h)	ms k (Solid flow-wet) (kg/h)	ms t k (Solid flow-dry) (kg/h)	x (humidity) (kg/kg)	T (temperature) oC	Y (specific weight) (kg/m3)	vL (air flow-wet) (m3/h)	Q (heat consumption) (kJ/h)	VD (fuel consumption) (m3/h)
1	Feed Mono-Di-Lye to spray dryer	0.0000	0.0000	14,050.00	6,313.00	1.2260	80.0000	1,560.00	0.0000	0.0000	0.0000
2	Air to combustion chamber	30,594.60	30,024.10	0.0000	0.0000	0.0190	26.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
3	Fuel oil to burner	0.0000	0.0000	498.4000	0.0000	0.0000	26.0000	839.3000	0.0000	0.0000	0.5960
4	Hot air to spray dryer	54,154.20	51,585.90	0.0000	0.0000	0.0490	450.0000	0.0000	0.0000	32,908,249.00	0.0000
5	Waste gas to wet scrubber	65,691.10	56,000.20	0.0000	0.0000	0.1730	140.0000	0.7880	83,336.90	34,718,922.00	0.0000
6	Ortho-Phos mixture to calciner	0.0000	0.0000	7,010.000	6,313.00	0.1111	90.0000	450.0000	0.0000	0.0000	0.0000
7	Air to combustion chamber	18,103.80	17,766.50	0.0000	0.0000	0.0190	26.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
8	Fuel oil to combustion chamber	0.0000	0.0000	256.7000	0.0000	0.0000	26.0000	837.3000	0.0000	0.0000	0.3070
9	Hot air to calciner	18,360.40	17,722.50	0.0000	0.0000	0.0360	550.0000	0.0000	0.0000	12,570,446.50	0.0000
10	Waste gas to dedusting unit	23,060.80	21,646.60	0.0000	0.0000	0.0650	220.0000	0.6930	33,255.60	8,985,766.300	0.0000
11	Waste gas to Air-mixing chamber	23,060.80	21,646.60	0.0000	0.0000	0.0650	220.0000	0.6930	33,255.60	8,985,766.300	0.0000
12	Sodium Tripoly phosphate to cooler	0.0000	0.0000	6,313.000	6,313.00	0.0001	320.0000	600.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13	Sodium Tripoly phosphate final	0.0000	0.0000	6,313.000	6,313.00	0.0001	40.0000	600.0000	0.0000	0.0000	0.0000

BIODATA PENULIS



NUGROHO RAHARJO ASSIDQI atau biasa akrab dipanggil Goho, lahir di Jakarta 28 Februari 1993. Memulai pendidikan di SDN Cipinang Melayu 03 pagi, Jakarta, kemudian berpindah ke SDN Barata Jaya di Surabaya, lalu melanjutkan pendidikan SMPN 12 Surabaya atau akrab disebut SMP Rholas, saat SMP penulis hobby sekali dalam bidang Karate dan bergabung pada SH atau Setia Hati, selanjutnya meneruskan sekolah ke SMAN 2 Surabaya dan pada masa SMA ini penulis hobby melakukan olahraga Bowling, selain itu mempunyai hobby berenang, bulu tangkis, billiard, bermain rubik dan bermain gitar. Alhamdulillah telah menyelesaikan tugas akhir di Jurusan Teknik Fisika Prodi D3 Metrologi dan Instrumentasi Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya. Setelah itu penulis melanjutkan studi Lintas Jalur S1 dan Alhamdulillah telah menyelesaikan tugas akhir di Jurusan Teknik Fisika, Prodi S1 Teknik Fisika, ITS. Anak kedua dari 2 bersaudara. Saat ini penulis berdomisili di Jalan Juwangan No 104 Surabaya. Apabila ada pertanyaan mengenai Tugas Akhir penulis dapat menghubungi email gohomostwanted28@gmail.com atau hubungi di 085733525099.